

UNIVERSIDADE FEDERAL DA PARAÍBA  
CENTRO DE TECNOLOGIA  
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA

VICTÓRIA DE LIMA MOCHIZUKI

BALANÇO TÉRMICO DO FORNO ROTATIVO E DO RESFRIADOR DA FÁBRICA  
ELIZABETH CIMENTOS LTDA.

JOÃO PESSOA – PB

2017

VICTÓRIA DE LIMA MOCHIZUKI

BALANÇO TÉRMICO DO FORNO ROTATIVO E DO RESFRIADOR DA FÁBRICA  
ELIZABETH CIMENTOS LTDA.

Trabalho Final de Curso apresentado ao Departamento de Engenharia Química da Universidade Federal da Paraíba, pré-requisito para obtenção do título de Bacharel em Engenharia Química.

Orientadora: Prof<sup>ª</sup>. Dra. Fabíola Dias Curbelo da Silva

João Pessoa – PB

2017

VICTÓRIA DE LIMA MOCHIZUKI

BALANÇO TÉRMICO DO FORNO ROTATIVO E DO RESFRIADOR DA FÁBRICA  
ELIZABETH CIMENTOS LTDA.

Trabalho Final de Curso apresentado ao Departamento de Engenharia Química da  
Universidade Federal da Paraíba, pré-requisito para obtenção do título de Bacharel em  
Engenharia Química.

Aprovado em \_\_\_\_ de \_\_\_\_\_ de 2017

**BANCA EXAMINADORA**

---

Prof<sup>a</sup>. Dr<sup>a</sup>. Fabíola Dias da Silva Curbelo

Orientadora – UFPB

---

Prof. Dr. Alfredo Ismael Curbelo Garnica

Avaliador – UFPB

---

Prof. Dr. Glauco Soares Braga

Avaliador – UFPB

## AGRADECIMENTOS

Agradeço a minha família, pela paciência e união acima de tudo.

A fábrica, Elizabeth Cimentos, por ter me dado à oportunidade de realizar esse trabalho.

Ao meu chefe, Vilmar Manoel da Silva, por ter me dado à oportunidade de trabalhar ao seu lado e pela paciência e dedicação em passar seus conhecimentos.

Aos operadores de forno, pela atenção e apoio na coleta de dados.

A minha orientadora acadêmica, Fabíola Dias da Silva Curbelo, pelo suporte, pela correção e pelo incentivo durante minha graduação.

As minhas amigas, Amanda, Juliana, Mariana e Rayanne, pelo companheirismo, responsabilidade e dedicação durante toda a caminhada acadêmica.

A minha amiga, Andressa Aziz, por estar comigo me ajudando e apoiando nessa reta final do curso.

Por fim, a todos os meus professores e colegas de turma de engenharia química que cresceram comigo na graduação.

## RESUMO

A fabricação de cimento, apesar de bastante antiga, só foi patenteada em 1830 pelo inglês Joseph Apsdin, que o chamou de “Cimento Portland”. O cimento é um aglomerante hidráulico constituído de uma mistura de clínquer, gesso e aditivos. Em proporções específicas de calcário e argila, a farinha formada é submetida à sinterização em altas temperaturas e posterior resfriamento brusco, resultando em formação do principal componente do cimento, o clínquer. O presente trabalho foi realizado na fábrica Elizabeth Cimentos, localizada na cidade de Alhandra – PB, na etapa de clinquerização, onde foi realizado um balanço térmico do forno rotativo e do resfriador a fim de aperfeiçoar a eficiência calorífica e o consumo de combustível do processo.

Palavras-chave: Clinquerização, Forno rotativo, Resfriador e balanço térmico.

L732b Mochizuki, Victória de Lima

Balanço térmico do forno rotativo e do resfriador da fábrica Elizabeth Cimentos Ltda. / Victória de Lima Mochizuki. – João Pessoa, 2017.

55f. il.:

Orientador: Prof<sup>a</sup>. Dr<sup>a</sup>. Fabíola Dias da Silva Curbelo.

Monografia (Curso de Graduação em Engenharia Química) Campus I

## ABSTRACT

The manufacture of cement, though very ancient, was only patented in 1830 by the Englishman Joseph Apsdin, who called it "Portland Cement". The cement is a hydraulic binder consisting of a mixture of clinker, gypsum and additives. In specific proportions of limestone and clay, the flour formed undergoes sintering at high temperatures and subsequent abrupt cooling, resulting in the formation of the main cement component, clinker. The present work was carried out at the Elizabeth Cement Factory, located in the city of Alhandra - PB, at the clinker stage, where a thermal balance of the rotary kiln and the cooler was realized in order to improve the heat efficiency and the fuel consumption of the process.

Keywords: Clinker, Rotary kiln, Cooler and Heat Balance.

## LISTA DE ILUSTRAÇÕES

Figura 1. Fluxograma da fabricação de cimento .....	14
Figura 2. Mina de calcário.....	15
Figura 3. Caminhão descarregando calcário para o britador. ....	15
Figura 4. Britador de martelo primário.....	16
Figura 5. Britador de martelos secundário.....	16
Figura 6. Britador de rolos.....	17
Figura 7. Armazém de matéria-prima. ....	17
Figura 8. Moinho vertical de rolos do cru. ....	20
Figura 9. Esquema de um moinho vertical de rolos .....	20
Figura 10. Silo de homogeneização da farinha. ....	21
Figura 11. Forno rotativo de clinquerização dotado com torre de pré-aquecimento em suspensão simples, com cinco estágios de ciclones, pré-calcinador. ....	22
Figura 12. Fluxo esquemático da moagem de cimento. ....	24
Figura 13. Esquema de medições de pressão utilizando o tubo de Pitot. ....	29
Figura 14. Demonstração dos pontos a serem demarcados na tubulação.....	31
Figura 15. Pontos onde são medidos os fluxos do ar responsável pela formação da chama....	32
Figura 16. Ponto de medição do fluxo de ar para o calcinador. ....	33
Figura 17. Comparação com o de projeto do desempenho dos ventiladores do resfriador. ....	52

## LISTA DE TABELAS

Tabela 1: Reações de combustão durante o cozimento. ....	23
Tabela 2: Entradas e saídas de calor do sistema. ....	28
Tabela 3: Pontos medidos de acordo com o diâmetro da tubulação. ....	30
Tabela 4: Valores típicos de perdas de radiação. ....	31
Tabela 5: Constantes para o cálculo do calor específico. ....	36
Tabela 6: Parâmetros operacionais. ....	38
Tabela 7: Dados das composições da farinha e do clínquer. ....	38
Tabela 8: Calor de reação. ....	39
Tabela 9: Caracterização do coque. ....	39
Tabela 10: Resultados teóricos dos cálculos referentes à composição do coque. ....	40
Tabela 11: Ar secundário. ....	41
Tabela 12: Momento chama do forno – Ar primário. ....	41
Tabela 13: Momento chama do forno – Ar de transporte. ....	42
Tabela 14: Resultado geral do momento chama. ....	43
Tabela 15: Gases de exaustão do forno. ....	43
Tabela 16: Medições das vazões dos ventiladores do resfriador. ....	44
Tabela 17: Resultado do fluxo total. ....	45
Tabela 18: Medições do ar de excesso. ....	45
Tabela 19: Parâmetros do forno. ....	46
Tabela 20: Radiação do forno. ....	46
Tabela 21: Radiação da torre. ....	47
Tabela 22: Radiação do resfriador. ....	49
Tabela 23: Balanço térmico do forno consolidado. ....	49
Tabela 24: Balanço térmico do resfriador. ....	50
Tabela 25: Ponto zero do resfriador e a porcentagem de rotação de cada um. ....	51
Tabela 26: Fluxos específicos medidos e de projeto. ....	52

## SUMÁRIO

1.	INTRODUÇÃO.....	10
2.	OBJETIVO .....	11
2.1	OBJETIVO ESPECÍFICO .....	11
3.	FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA .....	12
3.1	HISTÓRIA DO CIMENTO .....	12
3.2	PROCESSO DE FABRICAÇÃO DE CIMENTO PORTLAND .....	13
3.2.1	MINERAÇÃO E BRITAGEM.....	14
3.2.2	MOAGEM DE FARINHA.....	18
3.2.3	PROCESSO DE CLINQUERIZAÇÃO .....	21
3.2.4	MOAGEM DE CIMENTO .....	24
3.3	BALANÇO TÉRMICO .....	24
3.3.1	RADIAÇÃO .....	25
3.3.2	GASES DE EXAUSTÃO.....	26
3.3.3	ENTRADAS DE CALOR.....	26
3.3.4	ESTABELECIMENTO DO BALANÇO TÉRMICO .....	27
4.	METODOLOGIA.....	28
4.1	MEDIÇÃO DE VAZÃO DE AR .....	28
4.2	MEDIÇÃO DA TEMPERATURA .....	31
4.3	PONTOS DE MEDIÇÃO.....	32
4.4	EQUAÇÕES UTILIZADAS PARA O BALANÇO TÉRMICO .....	33
5.	RESULTADOS .....	38
6.	CONCLUSÃO.....	53
7.	REFERÊNCIAS .....	54

## 1. INTRODUÇÃO

A fabricação de cimento se iniciou antes do século XVIII e somente foi patenteada em 1830 pelo inglês Joseph Apsdin, que o chamou de “Cimento Portland”. Sua síntese se trata de uma mistura em proporções específicas de calcário e argila, calcinados, sinterizados e moídos, que resulta num pó com propriedades ligantes ativadas ao entrar em contato com a água.

O clínquer de cimento Portland pode ser definido como um material obtido através da sinterização de rochas carbonáticas e argilosas, ou outro material similar que possua composição semelhante e suficiente reatividade. Estes materiais, previamente moídos, dosados e homogeneizados, são submetidos ao tratamento térmico em forno rotativo, na temperatura de queima de 1450°C, onde ocorrem fusões parciais e, durante o resfriamento, nódulos de clínquer são produzidos [TAYLOR, 1990].

O coração de uma fábrica de cimento é o forno rotativo. Para manter o controle dessa fabricação, faz-se necessário a realização de um balanço térmico para ir à busca do consumo e aproveitamento dos gases do sistema, o que remete na confiabilidade e na eficiência do sistema e das máquinas.

O forno é sempre complementado por um sistema de arrefecimento. O resfriador tem de garantir a recuperação interna de calor, por transferência do clínquer para o de combustão, uma temperatura final do clínquer apropriada para as posteriores etapas e um rápido arrefecimento do clínquer para evitar fases e tamanhos de cristais indesejáveis.

O maior alcance em uma cimenteira é aproveitar ao máximo todos os gases quentes de transporte e queima. Por isso, é bastante enriquecedor realizar um balanço térmico no forno rotativo e no resfriador de grelhas. Esse trabalho foi realizado na Elizabeth Cimentos situada em Alhandra no Estado da Paraíba, funcionando desde dezembro de 2014.

## 2. OBJETIVO

Estudar, analisar e quantificar a eficiência calorífica no processo de clinkerização realizado no forno e no resfriador. Além disso, acompanhar, de forma mais nítida, o desempenho e o aproveitamento dos gases produzidos no processo de clinkerização

### 2.1 OBJETIVO ESPECÍFICO

- Apresentar uma revisão do funcionamento de uma fábrica de cimento;
- Apresentar a distribuição dos gases durante a clinkerização;
- Determinar as parcelas de calor de entrada e saída, a fim de se avaliar os pontos de maior consumo de energia;
- Determinar a necessidade térmica do processo, através dos dados, identificando pontos específicos de perdas, de modo a otimizar a unidade.

### 3. FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

#### 3.1 HISTÓRIA DO CIMENTO

O engenheiro inglês John Smeaton, 1758, com o objetivo de construir um farol próximo a Plymouth, localizada no estado de Massachusetts, na costa leste dos Estados Unidos, estudou o comportamento dos materiais com características aglomerantes, e concluiu que o cimento constituído de calcário misturado com argilas se comportava de forma mais resistente e eficiente que o constituído de calcário puro.

Em aproximadamente 33 anos após essa descoberta, o engenheiro James Parker buscou a melhor proporção de calcário e argila para se obter o melhor cimento, e patenteou como cimento romano, essa patente só foi válida por 14 anos.

Em 1824 Joseph Aspdin solicitou e obteve a Patente para um aperfeiçoamento no método de produzir a pedra artificial. Aspdin deu-lhe o nome de Cimento Portland por sua semelhança, com a famosa pedra calcária branco-prateada que se extraía há mais de três séculos de algumas pedreiras existentes na pequena península de Portland no Condado de Dorset. Com a patente, associou-se com William Beverly e montaram em 1828 uma fábrica em Wakefield, próxima de Leeds, a Aspdin & Beverly Patent Portland Cement Manufacturers (DE CARVALHO, 2010).

O sucesso imediato do cimento Portland produzido por Aspdin deveu-se, em grande parte, a um acidente ocorrido em uma obra importante e complexa. Em 1825 o engenheiro francês Marc Isambard Brunel, iniciou a construção de um túnel sob o rio Tâmis, em Londres, com 406 m de comprimento. Esse foi o primeiro túnel construído sob um rio navegável e o primeiro a usar paredes com revestimento de proteção (patente de Brunel). Durante a construção houve um acidente quando parte do teto desabou, matando trabalhadores e inundando o túnel. Após a drenagem do túnel, Brunel substituiu o cimento romano que estava usando pelo cimento Portland produzido por Aspdin para refazer a parte danificada e vedar a entrada de água, conseguindo concluir a obra com sucesso em 1843. Na época, foi saudado como a oitava maravilha do mundo e encontra-se em uso até hoje (BRUNEL, 2007).

No Brasil, a fabricação do cimento Portland foi iniciada em 1888, quando o comendador Antônio Proost Rodovalho instalou uma usina em Sorocaba-SP, operando de forma intermitente até 1907 e extinguindo-se definitivamente em 1918. Posteriormente, várias

iniciativas esporádicas de fabricação de cimento foram desenvolvidas. Em Cachoeiro do Itapemirim, o governo do Espírito Santo fundou, em 1912, uma fábrica que funcionou até 1924, sendo então paralisada, voltando a funcionar em 1936, após modernização. Em 1924 a Companhia Brasileira de Cimento Portland instalou uma fábrica em Perus, SP, cuja construção pode ser considerada como o marco da implantação da indústria brasileira de cimento (BATTAGIN, 2004).

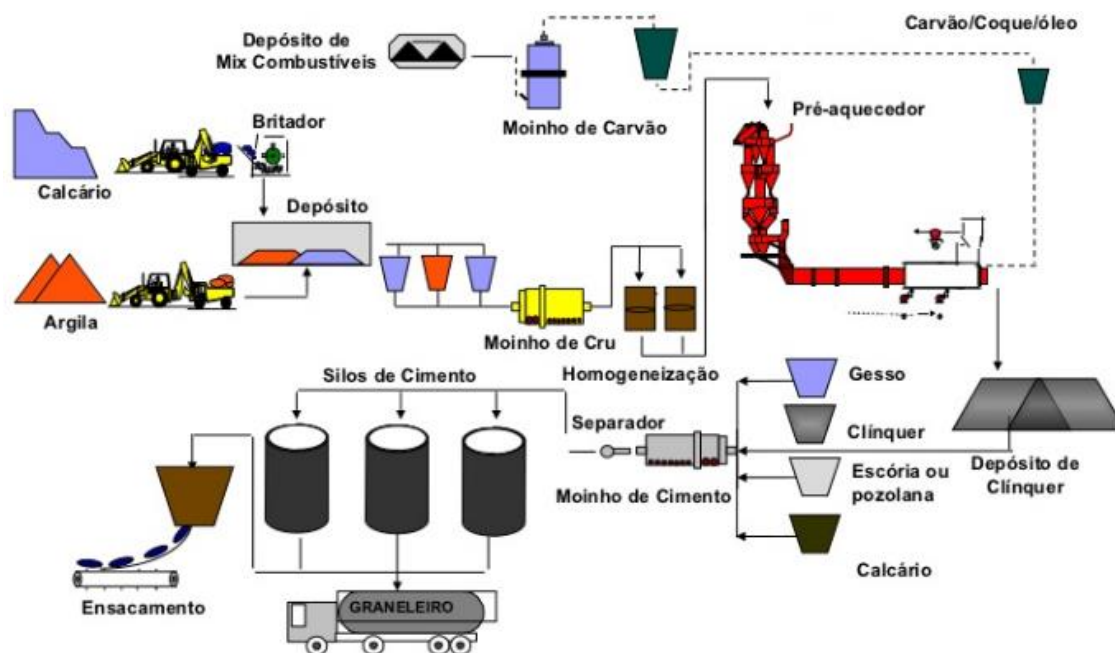
### 3.2 PROCESSO DE FABRICAÇÃO DE CIMENTO PORTLAND

Na fabricação de Cimento Portland, cada fase ou estágio do processo envolve um conjunto de controles e operações unitárias as quais, são responsáveis pelas transformações físico-químicas das matérias-primas, desde o estado original (calcário, argilas e outros materiais corretivos e aditivos), até o estado final (cimento), passando, portanto, por vários estágios intermediários.

Como regra geral, na prática, as matérias-primas básicas historicamente utilizadas na preparação ou formulação dos materiais crus (farinha) destinados à fabricação do clínquer portland são calcário e argilas e, eventualmente, caso necessário para garantir a composição química especificado da mistura crua e a interação desta com os componentes químicos advindos dos combustíveis (Coque) utilizados no processo de forma a assegurar a estabilidade operacional do sistema forno e a qualidade do clínquer portland produzido, recorre-se ao uso de outros materiais corretivos a base do elemento químico deficiente nos calcários e nas argilas.

A fabricação de cimento é dividido, basicamente, em cinco etapas: mineração, britagem, produção de farinha, produção de clínquer, produção de cimento e expedição. Segue na figura 1 o fluxograma da fabricação de cimento.

**Figura 1. Fluxograma da fabricação de cimento**



Fonte: FAESA – Engenharia de produção.

### 3.2.1 MINERAÇÃO E BRITAGEM

Pode ser definida como o conjunto de operações que tem como objetivo a fragmentação de grandes materiais, levando-os a granulometria compatíveis para utilização direta ou para posterior processamento. A britagem é uma operação unitária, que pode ser utilizada, em sucessivas etapas, equipamentos apropriados para a redução de tamanhos convenientes (FIGUEIRA et al, 2004).

O primeiro passo na produção de cimento é extrair das pedreiras as matérias-primas que já foram previamente estudadas e qualificadas e que são elas: calcário, argila arenosa e argila ferruginosa. Para transformar as matérias-primas extraídas das minas em um pó fino se exige uma redução de tamanho das mesmas que não é possível realizar em uma única etapa. A extração é realizada a céu aberto, como mostrado na figura 2 e, através do método mecânico ou explosivo, é possível realizar o desmonte e transportá-las até britadores, mostrado na figura 3, podendo ser de rolos, martelo, mandíbula, giratório, impacto ou cônico, e que tem por finalidade reduzir as matérias-primas a uma granulometria adequada para alimentar a etapa seguinte.

Além disso, existe a britagem secundária, que é constituída de dois britadores, sendo um de martelos, mostrado na figura 4 e 5, para britar os cacos cerâmicos e o de rolos,

mostrado na figura 6, para britar as argilas.

**Figura 2. Mina de calcário**



Fonte: ELIZABETH, 2016.

**Figura 3. Caminhão descarregando calcário para o britador.**



Fonte: ELIZABETH CIMENTOS LTDA., 2016.

**Figura 4. Britador de martelo primário.**



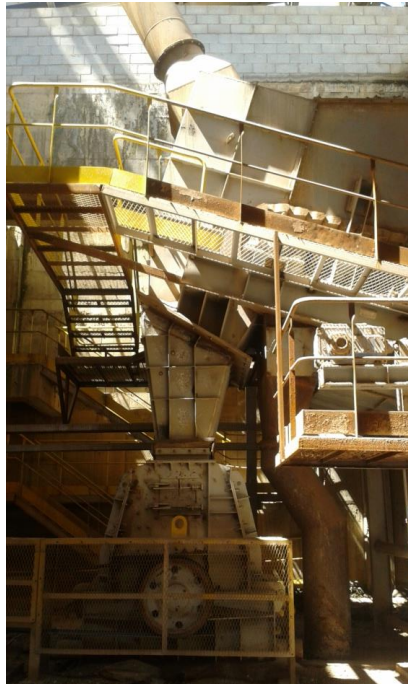
Fonte: ELIZABETH CIMENTOS LTDA., 2016.

**Figura 5. Britador de martelos secundário.**



Fonte: ELIZABETH CIMENTOS LTDA., 2016.

**Figura 6. Britador de rolos.**



**Fonte: ELIZABETH CIMENTOS LTDA., 2016.**

A armazenagem em pilhas do material britado, mostrado na figura 7, foi introduzida a partir do aumento de capacidade de fábricas, com a finalidade de manter um suprimento uniforme ao processo de moagem. A pré – homogeneização é utilizada para minimizar os efeitos das variações na composição química da matéria – prima.

**Figura 7. Armazém de matéria-prima.**



**Fonte: ELIZABETH CIMENTOS LTDA., 2016.**

O material é empilhado em camadas, possibilitando uma mistura na extração para alimentação do moinho. Estas variações ocorrem naturalmente, pois a mina não é homogênea como um todo. O stacker trabalha na parte superior do galpão para homogeneização do material.

### 3.2.2 MOAGEM DE FARINHA

A moagem é o último estágio do processo de fragmentação de partículas. Neste estágio as partículas são reduzidas, pela combinação de impacto, compressão, abrasão ou atrito, a um tamanho adequado à liberação do material para a próxima operação unitária ou processo de transformação. A moagem é a área da fragmentação que requer maiores investimentos, maior gasto de energia e é considerada uma operação importante para o bom desempenho de uma instalação industrial.

É conclusivo que a moagem deve ser muito bem estudada na etapa de dimensionamento e escolha de equipamento e muito bem controlada na etapa de operação da industrial, pois o bom desempenho de uma instalação industrial depende em muito da operação de moagem (FIGUEIRA et al, 2004).

É necessária uma dosagem controlada das matérias-primas no moinho de cru com o propósito de proporcionar a produção de farinha com composição e módulos químicos conhecidos, continuamente ajustados e corrigidos de acordo com os padrões definidos. A moagem de cru é a última etapa do processo de fabricação de cimento em que as matérias-primas ainda não sofreram nenhuma transformação química em relação ao seu estado original. É fundamental que o produto desta fase tenha seus parâmetros físico-químicos uniformes e homogêneos, a fim de garantir a estabilidade operacional das etapas seguintes e qualidade do produto final.

A determinação da porcentagem de cada material na dosagem das misturas cruas alimentadas ao moinho depende essencialmente do conhecimento da composição e módulos químicos definidos para a farinha a ser produzida e das características térmicas e composição química dos combustíveis que serão usados no processo de calcinação e clinquerização. Após terem sido transportadas para as respectivas moegas, as matérias primas são dosadas por meio de balanças contínuas de alta precisão, conforme receita pré-estabelecida a partir dos resultados obtidos das análises químicas e granulométricas da farinha produzida.

A produção de farinha compreende o processo de secagem e moagem das matérias-primas (argila, calcário e corretivos) em seu estado original, também denominadas de cru, adequadamente dosadas e alimentadas ao moinho. O propósito da moagem de cru é preparar uma mistura homogênea, com composição química e granulometria uniforme, a fim de assegurar a máxima combinação das reações no processo de calcinação e clinquerização.

É uma das fases mais importantes do processo de fabricação de cimento Portland, pois é nessa fase que ocorre o início da mistura íntima das matérias-primas, e ao mesmo tempo a secagem, pré-moagem, moagem e ajuste final da composição físico-química dos materiais crus alimentados ao moinho. Trata-se de um conjunto de operações e controles destinados a transformar os materiais crus em uma mistura finamente moída, quimicamente e fisicamente homogênea denominada farinha.

Para escolher ou definir um sistema de moagem apropriado que satisfaça plenamente o processo de secagem e moagem das matérias-primas, muitos fatores devem ser considerados, tais como: granulometria máxima de alimentação, distribuição e espectro granulométrico do material de alimentação, teor de umidade e características mineralógicas dos materiais como dureza, moabilidade, abrasividade, teor de sílica livre. De uma maneira geral, o teor de umidade das matérias primas varia de acordo com a origem e natureza de cada material.

A fim de satisfazer por um lado os requisitos relativos ao produto final e pelo outro a adequação do processo frente às diferentes características de cada material, os circuitos de moagem podem ser divididos quanto ao processo úmido ou seco e quanto ao tipo de moinho vertical de rolos ou de bolas e tubular de bolas, sendo que o circuito pode ser aberto ou fechado.

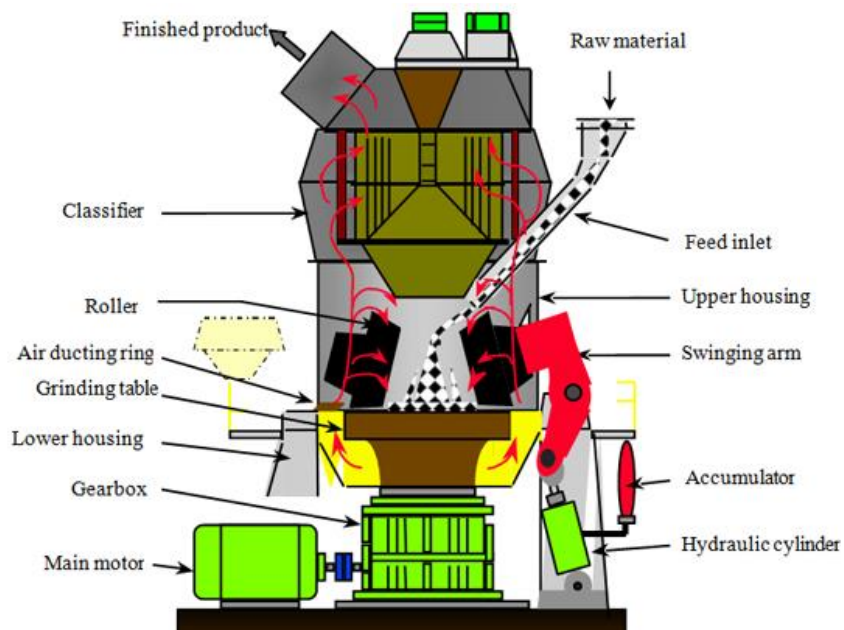
O moinho responsável pela moagem da farinha na fábrica é o vertical de rolos, mostrado na figura 8. Na figura 9, mostra o esquema de funcionamento do moinho, onde se inicia com a máquina sendo alimentada e o material sendo despejado no centro da mesa rotativa, e na medida em que a mesa gira, o material vai se dispersando pelas extremidades da mesa e sendo submetidos à compressão dos rolos. Depois que o material passa pelos rolos, gases quentes são injetados na base a fim de arrastar o material para o separador e, em seguida, os finos saem pela parte superior do moinho, enquanto que os grossos retornam para o moinho para serem reprocessados.

**Figura 8. Moinho vertical de rolos do cru.**



Fonte: ELIZABETH CIMENTOS LTDA., 2016.

**Figura 9. Esquema de um moinho vertical de rolos**

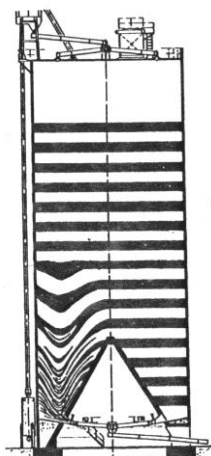


Fonte: CHAENG (Great Wall Machinery) vertical mill slag powder processing.

Depois de a farinha ser moída, o material é direcionado para o silo de homogeneização, mostrado na figura 10, que através da sua geometria cônica próxima à saída

do material, faz com que as camadas de material se misturem proporcionando a homogeneização.

**Figura 10. Silo de homogeneização da farinha.**



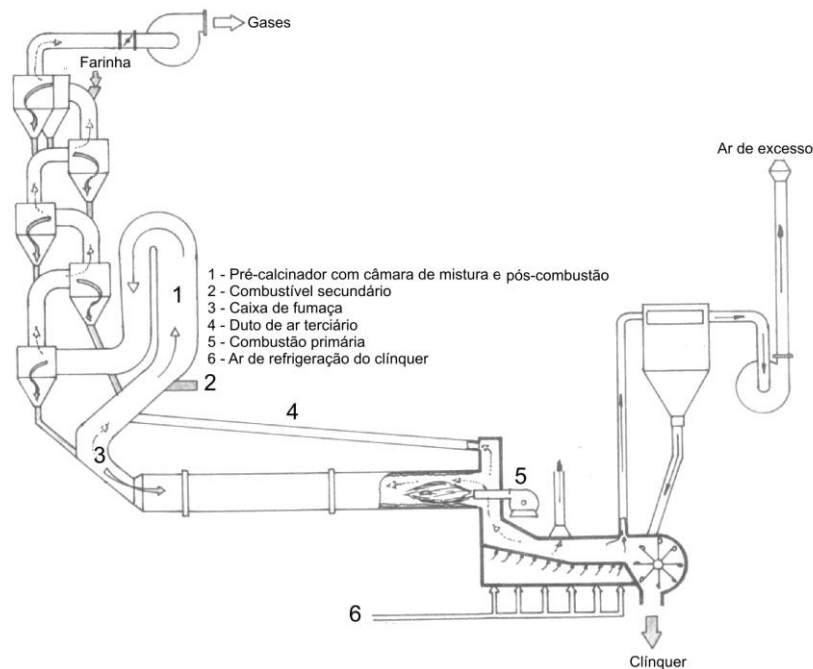
Fonte: <http://www.geocities.ws/dmatias/trabalhos/cimento>.

### 3.2.3 PROCESSO DE CLINQUERIZAÇÃO

O processo de clinquerização via seca fundamentalmente se caracteriza por três tipos ou modelos com técnicas construtivas distintas, são elas: processo via seca sem sistema de pré-aquecimento por suspensão, também denominado de via seca longo; processo via seca com sistema de pré-aquecimento por suspensão com quatro estágios de ciclones, também denominado de sistema convencional; processo via seca dotado com sistema de pré-aquecimento em suspensão com quatro a seis estágio de ciclones e sistema de pré-calcinação integrado a torre de ciclones (sistemas modernos ou de última geração) (FARENZENA, 1995).

O método mais moderno funciona de maneira que com a farinha pronta e homogeneizada, passará por um pré-aquecimento através da torre de ciclones. Essa torre é constituída por vários ciclones sobrepostos verticalmente, em que cada um é constituído por um cilindro e um cone na parte inferior, mostrado na figura 11.

**Figura 11. Forno rotativo de clinquerização dotado com torre de pré-aquecimento em suspensão simples, com cinco estágios de ciclones, pré-calcinador.**



Fonte: FARENZENA, 1995.

O ar quente e poeiras provenientes do forno entram pela base da torre de ciclones enquanto que a farinha entra pelo topo. Devido à configuração do ciclone, as partículas precipitam através da parte inferior enquanto que o ar quente parcialmente purificado escapa-se pela parte superior, passando ao ciclone imediatamente acima onde ocorre o mesmo processo até que, no último ciclone, o gás é libertado a uma temperatura de 90 / 100 °C arrastando consigo, uma quantidade mínima de poeiras encaminhada para os filtros.

A principal finalidade do pré-calcinador é permitir o aporte e a distribuição da energia calorífica necessária para o processo de calcinação e clinquerização em dois pontos distintos, concorrendo assim, para a obtenção de um nível ou grau de descarbonatação e calcinação dos materiais crus antes de ingressarem no forno rotativo da ordem de 80-95%, contra 45-50% obtidos nos sistemas convencionais sem pré-calcinador e sem combustão secundária.

Outra finalidade é proporcionar o uso de até 60% de combustíveis no pré-calcinador muitas vezes de baixo custo e poder calorífico, bem como, proporcionar o aumento da capacidade produtiva do sistema de até 100% em relação a uma instalação convencional dotada com forno rotativo de mesmo porte ou dimensão similar (FARENZENA, 1995).

Ao entrar no forno, a farinha, que já passou pelo processo de descarbonatação no pré-calcinador, inicia, então, a clinquerização. Este processo é o conjunto de todas as reações

químicas, mostrado na tabela 1, que ocorrem durante o período de cozedura, onde ocorrerá a formação do clínquer. O deslocamento da farinha se dá pela rotação combinado com a inclinação do forno. Quanto mais rápido se alcançar a temperatura de cozimento, entre 1200°C a 1450°C, maior a probabilidade de se obter um clínquer de qualidade.

Tabela 1: Reações de combustão durante o cozimento.

<b>Reações de formação do clínquer</b>
$CaCO_3(s) \xrightarrow{900^\circ C} CaO(s) + CO_2(g)$
$MgCO_3(s) \rightarrow MgO(s) + CO_2(g)$
$2CaO(s) + SiO_2(s) \rightarrow 2CaO.SiO_2(s)$
$3CaO(s) + SiO_2(s) \rightarrow 3CaO.SiO_2(s)$
$CaO(s) + 7Al_2O_3(s) \rightarrow CaO.7Al_2O_3(s)$
$12CaO(s) + 7Al_2O_3(s) \rightarrow 12CaO.7Al_2O_3(s)$
$3CaO(s) + Al_2O_3(s) \rightarrow 3CaO.Al_2O_3(s)$
$4CaO(s) + Al_2O_3(s) + Fe_2O_3 \rightarrow 4CaO.Al_2O_3.Fe_2O_3(s)$

No processo de cozimento, o arrefecedor surge após o forno rotativo com a finalidade de garantir a recuperação interna de calor, por transferência do clínquer para o ar de combustão, uma temperatura final do clínquer apropriada ao seu posterior processamento (transporte e armazenamento) e uma velocidade máxima de arrefecimento do clínquer, de forma a evitar fases e tamanhos de cristais indesejáveis.

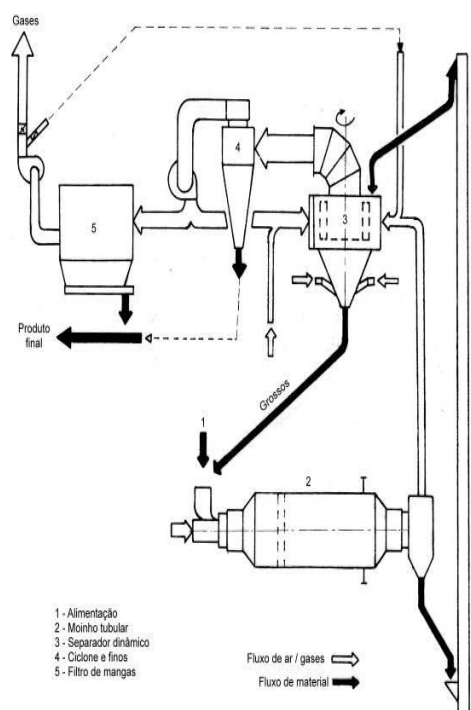
O arrefecedor forma com o forno um conjunto interdependente no processo de clinquerização com vista à obtenção de uma maior produtividade e qualidade do produto. Assim, se por um lado o arrefecedor tem de conseguir uma temperatura baixa no clínquer imediatamente depois da sua saída do forno, por outro, o forno tem de garantir uma descarga de clínquer uniforme, um clínquer com distribuição granulométrica uniforme e uma temperatura constante na zona de cozedura.

Após passar pelo resfriador, o clínquer é encaminhado para ser homogeneizado no silo e, em seguida, direcionado para a moagem junto com calcário, gesso e aditivos.

### 3.2.4 MOAGEM DE CIMENTO

O equipamento principal nesse processo é o moinho tubular de bolas, sendo as matérias-primas alimentadas por balanças dosadoras, conforme os teores disponíveis e o tipo de cimento a ser produzido. O arraste de material ao longo do moinho é feito por um exaustor, sendo os corpos moedores responsáveis na quebra, trituração e homogeneização do material, formando, então, o cimento portland. O cimento ao sair do moinho é levado para o separador por meio do elevador e a fração fina se dirige aos silos de cimento enquanto que a grossa retorna para o moinho a fim de se obter a granulometria desejada.

**Figura 12. Fluxo esquemático da moagem de cimento.**



Fonte: II Curso de Formação Moinho de bolas – CIMPOR TEC. Edição 02.2-Fev-2007.

Por fim, o cimento produzido vai para um silo de quatro câmaras que separa os tipos de cimentos e os homogeneiza para, então, serem ensacados, podendo ser um processo manual ou automatizado.

### 3.3 BALANÇO TÉRMICO

Os gases que circulam na clínquerização são o ar primário, que é o gás que é mandado para o queimador principal, maçarico; o ar secundário, que é o gás gerado dentro do forno e

levado para o pré-calcinador; o ar terciário, que é o aproveitamento dos gases do resfriador e, por fim, o ar de excesso.

Um balanço térmico é baseado em cinco passos: definição do sistema, identificação dos fluxos de entrada e saída dos materiais, estabelecimento das temperaturas e calores específicos dos fluxos de materiais, identificação de outras fontes de entrada e saída de energias e, por fim, o cálculo dos fluxos de energias (kcal/kg.clinquer).

Para se realizar um balanço térmico confiável, a performance do sistema deve ser razoavelmente constante durante um período mínimo de oito horas. Além disso, deve-se definir a temperatura de referência da qual todo o conteúdo de calor deverá ser calculado.

### 3.3.1 RADIAÇÃO

A perda superficial de calor consiste de perdas por radiação e por convecção. Normalmente tem-se utilizado as fórmulas desenvolvidas por Zur Strassen (1958):

$$RAD = 4 \cdot 10^{-8}(T^4 - T_0^4) \quad (1)$$

$$CONV = 80,33 * \left(\frac{T + T_0}{2}\right)^{-0,724} * \left(\frac{T - T_0}{2}\right)^{1,333} \quad (2)$$

Em que T é a temperatura da superfície em Kelvin,  $T_0$  é a temperatura de referência em Kelvin, RAD e CONV são as perdas por radiação e convecção, respectivamente, em kcal/h.m<sup>2</sup>.

Se a superfície medida estiver exposta a uma velocidade de vento superior a 3 m/s, a convecção é denominada de convecção forçada e deve ser calculada da seguinte maneira:

$$FCON = 28,03 * \left(\frac{T + T_0}{2}\right)^{-0,351} * V^{0,805} * D^{-0,195} * (T - T_0) \quad (3)$$

Em que V é a velocidade do vento em m/s e D o diâmetro do objeto medido (forno) em metros.

### 3.3.2 GASES DE EXAUSTÃO

O calor nos gases de exaustão é contido nos produtos de combustão com o ar de excesso, no CO<sub>2</sub> da alimentação do forno, no H<sub>2</sub>O da alimentação do forno e de outras fontes como do moinho de coque ou do resfriamento do clínquer e, por fim, no pó contido nos gases de exaustão.

A quantidade de ar de excesso é calculada pela análise de Orsat. O conteúdo de oxigênio pode ser comparado com a leitura que se obtém na sala de controle.

$$\% \text{ ar de excesso} = \frac{79 * O_2}{0,21 * (100 - CO_2) - O_2} \quad (4)$$

Para se determinar quanto de CO<sub>2</sub> provém da farinha crua, é necessário efetuar um balanço de material. Feito o balanço, devem ser calculados os conteúdos de calor pelas temperaturas e calores específicos médios.

É encontrada no ar de excesso a maior parte da perda do resfriador que é um fator muito importante no balanço térmico do forno.

### 3.3.3 ENTRADAS DE CALOR

O calor admitido ao sistema está predominantemente no calor de combustão ou no poder calorífico do combustível, o poder calorífico inferior (PCI) usado será o do combustível, pois o vapor d'água proveniente da combustão permanece. Além dessas duas fontes de calor no sistema, tem os calores sensíveis da farinha alimentada ao forno, ar primário, ar de resfriamento e ar falso, que é o ar não esperado no circuito entrando nas brechas das tubulações, por exemplo.

O calor de reação é o calor necessário para decompor os carbonatos, silicatos com álcalis e água, combinada quimicamente com o calor liberado pela formação de silicados de cálcio, sulfatos de álcalis. A equação 5 correlaciona os compostos com suas devidas relações estequiométricas.

$$R = 7,646 * CaO + 6,48 * MgO + 2,22 * Al_2O_3 + 11,6 * H_2O - 5,116 * SiO_2 - 0,59 * Fe_2O_3 - 10 * (Na_2O + K_2O) \quad (5)$$

CaO, MgO e H<sub>2</sub>O são as quantidades em g/100g.c clínquer, provindos, respectivamente, do CaCO<sub>3</sub>, MgCO<sub>3</sub> e a água de cristalização combinada aos minerais da argila na farinha. SiO<sub>2</sub>, Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub> e álcalis são os respectivos teores contidos no clínquer.

#### 3.3.4 ESTABELECIMENTO DO BALANÇO TÉRMICO

Listando os fluxos de calor calculados e o calor total admitido ao sistema, é comparado ao calor dispendido. Existem várias maneiras de comparação, mesmo se todos os fluxos de calor forem calculados, ainda assim continuará a existir uma diferença entre a entrada e a saída, a causa poderá ser devido às imprecisões das medições. Considera-se uma diferença de  $\pm 2\%$ , se esse limite for ultrapassado, é importante considerar novas medições.

O balanço térmico deverá, juntamente com outras medições do sistema, dar uma boa indicação do desempenho e onde devem ser aplicadas mudanças nas condições operacionais ou ainda que modificações mecânicas devam ser executadas de modo a reduzir o consumo de combustível ou aumentar a produção.

#### 4. METODOLOGIA

As entradas e saídas de calor no forno são apresentadas na tabela abaixo junto com as variáveis importantes para a realização do balanço.

Tabela 2: Entradas e saídas de calor do sistema.

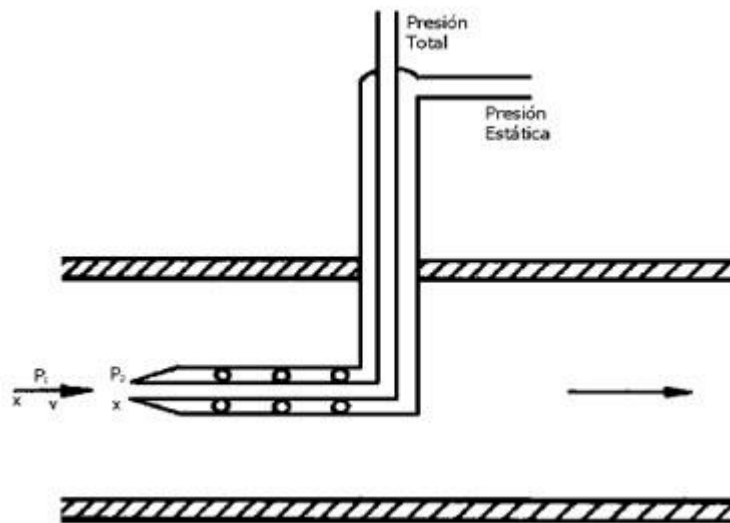
<b>Entrada</b>	<b>Saída</b>	<b>Variáveis importantes</b>
Farinha	Calor de reação	Temperatura de saída dos gases
Ar de transporte da farinha	Gases de exaustão	
Combustível	Calor do clínquer	Temperatura de saída do clínquer
Ar de combustão	Radiação e convecção	
Ar primário	Ar de excesso p/ comb.	Temperatura do ar de excesso do resfriador
Ar falso	Ar falso	
Ar de excesso para combustão	Ar primário	PCI do combustível
Ar de excesso do resfriador	Ar de excesso do resfriador	Produção de clínquer
		Quantidade de ar falso

Para a obtenção da produção de clínquer, foi utilizada o método da pesagem direta do clínquer. As medições dos gases foram realizadas com um termopar convencional, pirômetro de radiação do tipo eletrônico, anemômetro e tubos de pitot com comprimentos variados, a depender do diâmetro da tubulação.

##### 4.1 MEDIÇÃO DE VAZÃO DE AR

Em condutos fechados, é possível estimar a velocidade média a partir das variações de pressões exercidas pelo fluido através da Equação de Bernoulli. O instrumento utilizado para medir essas variações é o tubo de Pitot, conforme ilustrado na Figura 16.

**Figura 13. Esquema de medições de pressão utilizando o tubo de Pitot.**



Fonte: <http://www.pasionporvolar.com/altimetria-basica/>.

$$z_1 + \frac{P_1}{P_e} + \frac{v_1^2}{2g} = z_2 + \frac{P_2}{P_e} + \frac{v_2^2}{2g} \quad (6)$$

Sendo:  $z_1$  e  $z_2$  a posição no ponto 1 e 2,  $p_1$  e  $p_2$  a pressão no ponto 1 e 2,  $v_1$  e  $v_2$  a velocidade média do fluido no ponto 1 e 2, respectivamente, e  $P_e$  o peso específico do fluido, que é o produto do peso específico ( $\rho$ ) com a gravidade ( $g$ ) (equação 7).

$$P_e = \rho g \quad (7)$$

Considerando que o ponto 1 é bastante próximo do ponto 2 no tubo de Pitot ( $\Delta z \approx 0$ ), referentes às medidas de pressão total e estática, respectivamente, a velocidade do fluido no ponto 1 será nula tendo em vista que o fluxo no interior do Pitot será interrompido pela ação da coluna d'água, a Equação de Bernoulli se resumirá à Equação 9.

$$v^2 = 2 \frac{p_d}{\rho} \quad (8)$$

Sabe-se que a velocidade média é calculada pela Equação 9, e considerando que o fluido utilizado na coluna manométrica é água, torna-se necessário fazer a relação do ar com a água pela Equação 10.

$$v = \sqrt{2gh} \quad (9)$$

$$\rho_{ar} g h_{ar} = \rho_{água} g h_{água} \quad (10)$$

Como a massa específica da água é  $1000 \text{ kg.m}^{-3}$  e a do ar é  $1,2 \text{ kg.m}^{-3}$ , a aceleração da gravidade  $9,8 \text{ m/s}^2$ , e, por fim, substituindo na Equação 10, chega-se na Equação 11.

$$v = 4,04\sqrt{P_d} \quad (11)$$

O conhecimento da vazão específica de ar utilizada nos sistemas de secagem e aeração tem importância fundamental, não só para o dimensionamento dos sistemas mas, também, para a sua utilização racional, principalmente com vistas à racionalização de energia durante os processos (FILHO, 2008).

O método utilizado para determinar experimentalmente as características dos ventiladores foi baseado pelo da empresa dinamarquesa FLSmith. A FLSmith (1985), adota uma relação entre o comprimento e o diâmetro do duto, para o posicionamento do Pitot e o perfil definindo os pontos de medição de pressão.

O fluxo de gás em um tubo não é uniforme em toda a sua seção transversal e  $P_d$  deve ser calculado como um valor médio dos valores medidos nos pontos, figura 14, tabelados, tabela 3.

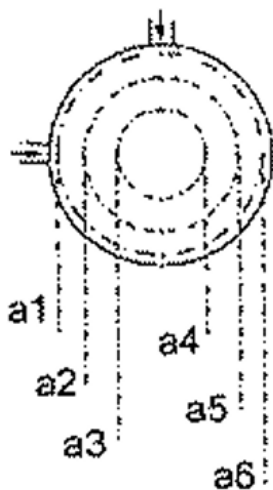
$$P_{d,média} = \left(\frac{1}{n} \sum \sqrt{P_{d,medida}}\right)^2 \quad (12)$$

Sendo  $n$  o número de pontos medidos.

Tabela 3: Pontos medidos de acordo com o diâmetro da tubulação.

D (mm)	$0 < D \leq 300$	$300 < D \leq 700$	$700 < D \leq 1500$	$1500 < D \leq 2400$	$2400 < D \leq 3400$
Pontos	2x2	2x4	2x6	2x8	2x10
a1	0,85D	0,93D	0,96D	0,97D	0,97D
a2	0,15D	0,75D	0,85D	0,90D	0,92D
a3		0,25D	0,70D	0,81D	0,85D
a4		0,07D	0,30D	0,68D	0,77D
a5			0,15D	0,32D	0,66D
a6			0,04D	0,19D	0,34D
a7				0,10D	0,23D
a8				0,03D	0,15D
a9					0,08D
a10					0,03D

**Figura 14. Demonstração dos pontos a serem demarcados na tubulação.**



#### 4.2 MEDIÇÃO DA TEMPERATURA

Para medir a temperatura dos gases, foi utilizado o termopar convencional, inserido na tubulação e esperando estabilizar.

A radiação ou perda superficial de calor é calculada pela temperatura da superfície. Temperaturas acima de 100°C são medidas por um pirômetro de radiação do tipo eletrônico. Supõe-se uma constante de radiação de 0,85 para superfícies que estejam oxidadas ou que tenham camada grossa de cimento.

Tabela 4: Valores típicos de perdas de radiação.

	Isolamento Normal (kcal/kg.clinquer)	Isolamento Reforçado (kcal/kg.clinquer)
Pré-aquecedor de 4 estágios	25	14
Calcinador + duto terciário	10	06
Forno tipo SP	60	42
Forno tipo calcinador	40	28
Resfriador grelhas + cabeçote	06	06
Resfriador planetário	85	70

Os pontos para medir a radiação na torre de ciclone são duto de gases, entrada de gases, teto do ciclone, parte cilíndrica, duto cônico e duto material. Já para o forno, a distância de um ponto a outro será de 1 metro, totalizando 60 pontos tendo em vista que o comprimento do forno é 60 metros.

#### 4.3 PONTOS DE MEDIÇÃO

O melhor ponto em tubulações é aquela região que provavelmente apresenta um escoamento mais desenvolvido, ou seja, onde a tubulação se encontra mais retilínea possível. Nas figuras 15 e 16, são mostradas as regiões onde foram medidas as vazões e temperaturas, do gás para o calcinador e momento chama.

**Figura 15. Pontos onde são medidos os fluxos do ar responsável pela formação da chama.**



Fonte: ELIZABETH CIMENTOS LTDA., 2016.

**Figura 16. Ponto de medição do fluxo de ar para o calcinador.**



Fonte: ELIZABETH CIMENTOS LTDA., 2016.

#### 4.4 EQUAÇÕES UTILIZADAS PARA O BALANÇO TÉRMICO

A variável que será obtida através do balanço térmico será o calor de combustão que exprime o consumo específico de calor do sistema. As equações utilizadas para a obtenção do calor de combustão são:

I) Relação farinha-clínquer:

$$m_F \left( \frac{kg}{kg_{clínquer}} \right) = \frac{\text{Produtividade da farinha} \left( \frac{kg}{h} \right)}{\text{Produtividade do clínquer} \left( \frac{kg}{h} \right)} \quad (13)$$

II) Consumo térmico teórico:

$$\text{Cons. térmico} \left( \frac{kcal}{kg} \right) = \frac{\text{Cons. coque} \left( \frac{ton}{h} \right) * PCI \left( \frac{kcal}{kg} \right)}{\text{Prod. Clinq} \left( \frac{ton}{h} \right)} \quad (14)$$

III) Calor sensível da farinha:

$$Q_F = m_F C p_F (T - T_0) \quad (15)$$

IV) Relação combustível-clínquer:

$$m_c \left( \frac{kg}{kg \text{ clínquer}} \right) = \frac{\text{Produtividade do coque} \left( \frac{kg}{h} \right)}{\text{Produtividade do clínquer} \left( \frac{kg}{h} \right)} \quad (16)$$

V) Calor de combustível:

$$Q_C = m_c C p_c (T - T_0) \quad (17)$$

VI) Densidade específica do ar:

$$\rho_{Arp} = \rho_{Ar} * \frac{273}{273 + T_{Arp}} * \frac{Pb \pm Pe}{10333} \quad (18)$$

Em que Pb e Pe são as pressões barométrica e estática, respectivamente. É utilizada a densidade específica do ar devido à sua variação dependente da temperatura e do diferencial de pressão.

VII) Velocidade do ar

$$V_{Arp} = 4,43 * \sqrt{\frac{Pd_{Arp}}{\rho_{Arp}}} \quad (19)$$

Em que Pd é a pressão dinâmica e “Arp” referenciando ao ar primário.

VIII) Relação ar primário que vai para o forno por kg de clínquer:

$$m_{Arpf} = \frac{\text{Fluxo mássico total pro forno} \left( \frac{kg}{h} \right)}{\text{Produtividade do clínquer} \left( \frac{kg}{h} \right)} \quad (20)$$

IX) Relação ar primário que vai pro calcinador por kg de clínquer:

$$m_{Arpc} = \frac{\text{Fluxo mássico total pro calcinador} \left( \frac{kg}{h} \right)}{\text{Produtividade do clínquer} \left( \frac{kg}{h} \right)} \quad (21)$$

X) Calor do ar primário total:

$$Q_{Arp} = m_{Arpf} C p_{Arpf} (T_{arpf} - T_0) + m_{Arpc} C p_{Arpc} (T_{arpc} - T_0) \quad (22)$$

O ar de transporte da farinha se calcula de maneira semelhante ao ar primário.

XI) Oxigênio mínimo para a combustão:

$$O_{min} = \left(\frac{22,4}{12}\right) * (\%C + 3 * \left(\%H - \frac{(\%O - \%S)}{8}\right)) \quad (23)$$

Em que %C,%H,%O,%S são as composições no coque.

XII) Ar mínimo para a combustão:

$$Ar_{min} = \frac{O_{min}}{0,21} \quad (24)$$

XIII) Quantidade de gases de combustão quando o coque é queimado com oxigênio puro em Nm<sup>3</sup> vapor/kg.coque:

$$V_{gasesO} = \left(\frac{22,4}{12}\right) * (\%C + 6 * \%H + \left(\frac{3}{8}\right) * \%S + \left(\frac{3}{7}\right) * \%N + \left(\frac{2}{3}\right) * \%W) \quad (25)$$

XIV) A quantidade mínima de fases quando o coque é queimado com ar:

$$V_{gases} = V_{gasesO} + Ar_{min} - O_{min} \quad (26)$$

$$V_{gases} = 8,89 * \%C + 32,26 * \%H + 3,34 * \%S - 2,64 * \%O + 0,8 * \%N + 1,245 * \%W \quad (27)$$

XV) Teor de CO<sub>2</sub> teórico e ar de excesso:

$$CO_2 \left(\frac{Nm^3}{kg \text{ coque}}\right) = \left(\frac{22,4}{12}\right) * \%C \quad (28)$$

$$N_2 = 0,79 * Ar_{min} \quad (29)$$

Numa combustão perfeita, tanto o teor de oxigênio quanto o de monóxido de carbono é zero. Essa idealidade não é possível e, por isso, quando o oxigênio atinge um valor muito abaixo, começa então a gerar reação incompleta formando monóxido de carbono, o que pode acarretar em perda de calor, presença de uma atmosfera redutora, além de uma possível deterioração nos refratários do forno.

$$Ar \text{ de excesso (\%)} = \frac{79 * \%O_2 * 100}{0,21 * (100 - \%CO_2) - \%O_2} \quad (30)$$

XVI) Perda de calor por combustão incompleta (kcal/h):

$$Perda \text{ total de calor} = PCI_{CO} * \%CO * V_{gases} * Clínquer \quad (31)$$

Em que  $PCI_{CO}$  é a perda de calor por combustão incompleta (kcal/Nm<sup>3</sup>CO), %CO é a porcentagem em volume de monóxido de carbono na caixa de fumaça e clínquer é a produtividade de clínquer (ton/h).

XVII) Calor de reação:

$$H = 7,645 * CaO + 6,48 * MgO + 2,22Al_2O_3 + 11,6 * H_2O - 5,116 * SiO_2 - 0,59 * Fe_2O_3 - 10 * (Na_2O + K_2O) \quad (32)$$

Onde CaO, MgO e H<sub>2</sub>O são as quantidades em kg/kg.clinquer, provenientes respectivamente do CaCO<sub>3</sub>, MgCO<sub>3</sub> e a água cristalizada combinada aos minerais de argila na farinha. SiO<sub>2</sub>, Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> e Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub> e álcalis são as respectivas porcentagens contidas no clínquer.

XVIII) Calor específico:

Para calcular os calores específicos de cada variável foi utilizada a equação de Antoine junto com a tabela de constantes específicas para cada componente utilizado no trabalho.

$$Cp(T(^{\circ}C)) = A + B * T * 10^{-6} + C * T^2 * 10^{-9} \quad (33)$$

Tabela 5: Constantes para o cálculo do calor específico.

	A	B	C
CO <sub>2</sub>	0,196	118	-43
H <sub>2</sub> O	0,443	39	28
N <sub>2</sub>	0,244	22	0
O <sub>2</sub>	0,218	30	0
Ar	0,237	23	0

SO <sub>2</sub>	0,12	83	-13
Farinha	0,206	101	-37
Clínquer	0,186	54	0
Coque	0,262	390	0

XIX) Tratamento das medições:

Para o tratamento das medições de pressão e temperatura, existe a necessidade de transformar a pressão em milímetro de coluna d'água para milímetro de mercúrio.

$$P(mmHg)_{estática} = \frac{P(mmCA).760}{10333} \quad (34)$$

Em seguida, calcula-se a massa específica do ar de acordo com as condições dentro da tubulação, além disso, calcula-se a média das pressões dinâmicas encontradas para então achar a velocidade do fluxo dos gases (v).

$$\rho_{ar} = \frac{1,298 \times 273}{273 + T(^{\circ}C)} \times \frac{(P_{barométrica} - P_{estática})}{760} \quad (35)$$

$$P_{dinâmica}(mmCA) = \frac{\sum_{n=1}^n P_n}{n} \quad (36)$$

$$v(m/s) = 0,82 \times 4,43 \times \sqrt{P_{dinâmica} / \rho_{ar}} \quad (37)$$

Conhecendo o raio interno da tubulação, encontra-se, então, a área útil do duto e, assim, a vazão dos gases na tubulação.

$$Vazão\ dos\ gases\ na\ tubulação\ (m^3/h) = (Área\ útil\ do\ duto) \cdot v \cdot 3600 \quad (38)$$

$$Vazão\ mássica\ de\ ar\ (kg/h) = (vazão\ dos\ gases\ na\ tubulação) \cdot \rho_{ar} \quad (39)$$

$$Vazão\ final\ de\ ar\ (Nm^3/h) = \frac{vazão\ máxima\ de\ ar}{1,293} \quad (40)$$

## 5. RESULTADOS

O primeiro passo do balanço térmico é definir o sistema, logo o volume de controle do balanço térmico é da torre de ciclone até o final do resfriador, como mostra na figura 11.

Inicialmente foram coletados os parâmetros operacionais do dia 15 de fevereiro de 2017, respectivo ao dia da realização das medições. Alguns desses parâmetros presentes na tabela 6 foram calculados pelas equações do tópico anterior, no caso do consumo térmico que foi calculado pela eq. (14) e a relação farinha/ clínquer pela eq. (13). Além deles, quaisquer dados presentes nos cálculos foram pegos nesse mesmo dia.

Tabela 6: Parâmetros operacionais.

Parâmetros	
Produtividade do Clínquer (t/dia)	2901,6
Pó da torre (%)	10
Alimentação de farinha (t/h)	195
Pó da torre (t/h)	19,5
PCI (kcal/kg)	8369,5
Consumo de coque (t/h)	10,5
Consumo térmico (kcal/kg.clinquer)	726,88
Temperatura da farinha (°C)	76,71
Temperatura do Ar Transporte de farinha (°C)	74
Temperatura Ambiente (°C)	30
Temperatura Ar Excesso (°C)	227
Temperatura do Gás Saída da Torre (°C)	895,74
Temperatura do Clínquer (°C)	100
PCS (kcal/kg)	8555
Farinha (t/h)	214,5
Fator de conversão (clínquer/farinha)	0,5636364
Fator de conversão (farinha/clínquer)	1,7741935

Em seguida, com os dados da caracterização da farinha e do clínquer, presentes na tabela 7, foi possível calcular o calor de reação pela eq. (32) que acontece dentro do forno, presente na tabela 8.

Tabela 7: Dados das composições da farinha e do clínquer.

Caracterização		
Componente	Farinha	Clínquer

<b>SiO2</b>	13,4%	20,8%
<b>Al2O3</b>	3,1%	4,9%
<b>Fe2O3</b>	1,9%	2,8%
<b>CaO</b>	41,8%	65,7%
<b>MgO</b>	2,1%	3,1%
<b>K2O</b>	0,5%	0,8%
<b>Na2O</b>	0,0%	0,0%
<b>SO3</b>	0,5%	1,2%
<b>P2O5</b>	0,2%	0,4%
<b>PF</b>	36,5%	0,2%

Sendo PF referente à perda ao fogo, que seria a porcentagem calcinada durante o processo de queima.

Tabela 8: Calor de reação.

Composição	%	Constantes	Calor de Formação
CaO	74,2%	7,645	566,9630645
MgO	3,7%	6,48	24,14322581
SiO2	20,8%	-5,116	-106,4128
Al2O2	3,1%	2,22	6,882
Fe2O3	2,8%	-0,59	-1,652
Álcalis	0,8%	-10	-8
H2O combinada*	-	10	10
Calor de Reação (kcal/kg cl)			491,9234903

Para obter a caracterização do coque, presentes na tabela 9, utilizados na produção, foram feitas as médias dos dois fornecedores de coque, tendo em vista que nesse dia se usou 50% de cada um. A análise química foi realizada no laboratório da abcp.

Tabela 9: Caracterização do coque.

<b>Coque</b>	
Voláteis [base seca]	12,5%
Umidade	6,0%
Cinzas	0,3%
C	91,5%
H	3,7%
S	2,8%
N	1,9%
O	0,0%
PCI teórico	8282,6
PCS	8555

Sabendo as composições do coque, é possível obter as quantidades de gases teóricos pelas eq. (23), (24), (25), (27), (28) e (29), a perda de calor por combustão incompleta pela eq.(31), ar de excesso pela eq.(30) e ar mínimo do processo pela eq.(24), resultados presentes na tabela 10.

Tabela 10: Resultados teóricos dos cálculos referentes à composição do coque.

<b>Quantidade de gases e ar</b>	
Omin(Nm <sup>3</sup> /kg.coque)	1,93215
Armin(Nm <sup>3</sup> /kg.coque)	9,20072
Vgases(Nm <sup>3</sup> .vapor/kg.coque)	2,22661
Vgasesmin(Nm <sup>3</sup> .vapor/kg.coque)	9,49518
<b>Perda de calor</b>	
CO <sub>2</sub> (Nm <sup>3</sup> /kg.coque)	1,70819
N <sub>2</sub> (Nm <sup>3</sup> /kg.coque)	7,26857
CO <sub>2</sub> +N <sub>2</sub>	8,90535
CO <sub>2</sub> (%)	19%
<b>Perda de calor</b>	
CO (%)	0,0001
PCI (CO) [kcal/Nm <sup>3</sup> CO]	3020
Gás total (Nm <sup>3</sup> /ton.clinquer)	193,378
Produção de clinquer (ton/h)	120,9
Perda de calor total (kcal/h)	7060,58
Perda de calor em coque (kg coque/h)	0,84361
Ar de excesso (%)	15%
Consumo específico de calor do forno [kcal/kg.clinquer]	726,88
Consumo específico de coque (kg.coque/kg.clinquer)	0,08685
Armin (Nm <sup>3</sup> /kg.clinquer)	0,79907
Ar de excesso (Nm <sup>3</sup> .ar/kg.clinquer)	0,1207
<b>Ar mínimo</b>	
Nm <sup>3</sup> /kg.coque	9,1823
Nm <sup>3</sup> /1000kcal	1,097114
kg/1000kcal	1,418459
kg/kg.coque	11,87179
kg/h	124653,8
kg.ar/kg.clinquer	1,031049

Teoricamente existe uma perda de calor em coque de 843 g a cada hora de produção. Na caixa de fumaça o máximo de %CO que chega é 0,01%, mas grande parte das vezes existe

0% de CO, o que significa que é muito difícil encontrar perda por má combustão tendo em vista que se trabalha sempre com oxigênio em excesso para assegurar a combustão completa.

Para saber a quantidade de ar secundário que vai para o forno, resultado presente na tabela 11, variável necessária para o balanço do resfriador, foi calculada através das equações abaixo:

$$Total\ de\ ar_{entra} \left( \frac{kg}{h} \right) = Ar_{min} * 1,2929 * (1 + A_{excesso}) * Cons.coque_{forno} \quad (41)$$

$$\frac{kg.\ ar.\ sec}{kg.\ clínquer} = \frac{Total\ de\ ar_{entra} \left( \frac{kg}{h} \right)}{Prod.\ clínquer \left( \frac{kg}{h} \right)} \quad (42)$$

Tabela 11: Ar secundário.

<b>Painel – Caixa de fumaça</b>	
O2 (%)	4%
CO (%)	0,01%
CO2 (%) calculado	19%
<b>Ar secundário</b>	
Excesso de ar	1,15
Total de ar entrando (kg/h)	61.616,23
kg.ar.sec./kg.clinquer	0,5096462

A chama é uma mistura gasosa em combustão. Ela se instala na saída da tubeira, local onde o combustível e o comburente intimamente se misturam causando a combustão. O papel dela é produzir calor necessário para o cozimento no forno. Os ares responsáveis pelo desempenho da chama são o primário e a proporção de ar interno e externo.

O ar primário e o ar de transporte foram medidos e tratados como seguem nas tabelas 12, 13 e 14. O objetivo dessas medições é para adquirirmos a quantidade de calor que entra com ar primário e com ar de transporte do calcinador.

Tabela 12: Momento chama do forno – Ar primário.

<b>DADOS</b>	<b>Unidade</b>	<b>AR PRIMÁRIO</b>		
		<b>Externo</b>	<b>Tangencial</b>	<b>Central</b>
<b>Pressão Estática</b>	<b>mmCA</b>	4970	4910	5010
<b>Pressão Dinâmica</b>				

<b>P1</b>	<b>mmCA</b>	35,00	52,50	7,5
<b>P2</b>	<b>mmCA</b>	35,00	57,50	7,5
<b>P3</b>	<b>mmCA</b>	30,00	65,00	7,5
<b>P4</b>	<b>mmCA</b>	35,00	60,00	7,5
<b>Pd</b>	<b>mmCA</b>	33,71	58,66	7,50
<b>Temperatura ar duto</b>	<b>°C</b>	73	75	48
<b>Diâmetro Duto</b>	<b>Mm</b>	160	110	89
<b>Área Duto</b>	<b>m2</b>	0,020	0,010	0,006
<b>Dens. Esp. Ar Duto</b>	<b>kg/m3</b>	1,020	1,014	1,100
<b>Velocidade Duto</b>	<b>m/s</b>	25,466	33,690	11,569
<b>Vazão Volumétrica</b>	<b>m3/h</b>	1843,308	1152,587	259,107
<b>Fluxo Mássico</b>	<b>kg/h</b>	1880,542	1169,111	284,928
<b>Área Ponta Maçarico</b>	<b>m2</b>	0,0017	0,0014	0,0002
<b>Vel. Ponta Maçarico</b>	<b>m/s</b>	304,780	222,335	299,478
<b>Porcentagem Ar Axial</b>	<b>%</b>	3,48356	2,1656904	0,53
<b>Momento de Chama</b>	<b>%*m/s</b>	1061,72	481,50982	158,07

Tabela 13: Momento chama do forno – Ar de transporte.

<b>DADOS</b>	<b>Unidade</b>	<b>Forno</b>	<b>Calcinador</b>
<b>Pressão Estática</b>	<b>mmCA</b>	4610	4700
<b>Pressão Dinâmica</b>			
<b>P1</b>	<b>mmCA</b>	35,00	77,50
<b>P2</b>	<b>mmCA</b>	42,50	82,50
<b>P3</b>	<b>mmCA</b>	40,00	85,00
<b>P4</b>	<b>mmCA</b>	47,50	77,50
<b>Pd</b>	<b>mmCA</b>	41,13	80,59
<b>Temperatura ar duto</b>	<b>°C</b>	71	76
<b>Diâmetro Duto</b>	<b>mm</b>	168	168
<b>Área Duto</b>	<b>m2</b>	0,022	0,022
<b>Dens. Esp. Ar Duto</b>	<b>kg/m3</b>	1,026	1,011
<b>Velocidade Duto</b>	<b>m/s</b>	28,045	39,544
<b>Vazão Volumétrica</b>	<b>m3/h</b>	2238,062	3155,687
<b>Fluxo Mássico</b>	<b>kg/h</b>	2296,545	3191,756
<b>Área Ponta Maçarico</b>	<b>m2</b>	0,0143	0,0110
<b>Vel. Ponta Maçarico</b>	<b>m/s</b>	43,474	79,820
<b>Porcentagem Ar Axial</b>	<b>%</b>	4,254	
<b>Momento de Chama</b>	<b>%*m/s</b>	184,947	

Tabela 14: Resultado geral do momento chama.

<b>RESUMO</b>		
<b>Produção do Forno</b>	<b>tpd</b>	2700,00
<b>Relação Ar/Clínquer (Forno)</b>		0,0501
<b>Relação Ar/Clínquer (Calc)</b>		0,0284
<b>Fluxo Volumétrico Total</b>	<b>m3/h</b>	5493,06
<b>Fluxo Mássico Total</b>	<b>kg/h</b>	5631,13
<b>Porcentagem Ar primário</b>	<b>%</b>	10,43
<b>Momento Chama Total</b>	<b>%*m/s</b>	1886,24

Os gases de exaustão do forno faz parte do calor de saída do processo, foi medido e tratado como segue na tabela 15.

Tabela 15: Gases de exaustão do forno.

<b>Nº de Pontos</b>	<b>Pdi</b>
1	12
2	17
3	22
4	10
5	5
6	10
7	15
8	23
9	22
10	17
11	19
12	22
13	22
14	21
15	22
16	15
17	17
18	18
19	20
20	17
<b>Total (raiz)</b>	<b>80,5304</b>
Pressão Estática - Ps (mmCA)	720
Pressão Barométrica - B (mmHg)	694,3373
Pressão Estática - Ps (mmHg)	52,95655
Temperatura dos gases - T (°C)	323
Peso Específico do Ar - (Kg/m3)	0,5716
Pressão Dinâmica Média - Pd (mmCA)	16,21286

Velocidade do Fluxo de Gases - n (m/s)	19,81832
Diâmetro Interno da Tubulação - fiT (m)	3
Área Útil do Duto - A (m <sup>2</sup> )	7,0686
Vazão de Gases na Tubulação - Q (m <sup>3</sup> /h)	504315,9
Vazão mássica de ar - Qm (Kg/h)	288267
Vazão final de ar - Qf (Nm <sup>3</sup> /min)	3249,104
Vazão mássica de ar - Qm (Kg ar/ Kg cl)	2,384342
Produção de Clínquer (Kg/h)	120900
Vazão final de ar - Qf (Nm <sup>3</sup> /h)	194946,2

Os ares dos ventiladores são calores que entram no volume de controle e foram medidas as vazões e temperatura de cada ventilador, o resfriador possui um total de sete ventiladores. Na tabela 16, estão presentes as medições e na tabela 17 o fluxo total.

Tabela 16: Medições das vazões dos ventiladores do resfriador.

<b>Ventilador</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>3</b>	<b>4</b>	<b>5</b>	<b>6</b>	<b>7</b>
<b>Pontos</b>	Pdi	Pdi	Pdi	Pdi	Pdi	Pdi	Pdi
<b>1</b>	8,00	8,00	23,00	20,00	35,00	30,00	30,00
<b>2</b>	8,00	8,00	25,00	20,00	35,00	25,00	30,00
<b>3</b>	8,00	8,00	23,00	18,00	35,00	35,00	35,00
<b>4</b>	9,00	8,00	25,00	18,00	35,00	30,00	35,00
<b>Total (raiz)</b>	11,31	11,31	19,59	17,43	23,66	21,87	22,79
<b>P.estática (mmCA)</b>	8,00	10,00	23,00	17,00	30,00	30,00	30,00
<b>P.barométrica(mmHg)</b>	759,24	759,05	757,81	758,38	757,14	757,14	757,14
<b>P.estática (mmHg)</b>	0,59	0,74	1,69	1,25	2,21	2,21	2,21
<b>T(°C)</b>	29,40	29,40	29,40	29,40	29,40	29,40	29,40
<b>par(Kg/m<sup>3</sup>)</b>	1,17	1,16	1,16	1,16	1,16	1,16	1,16
<b>Pd média(mmCA)</b>	8,00	8,00	23,99	18,99	35,00	29,90	32,45
<b>n(m/s)</b>	11,61	11,61	20,13	17,90	24,34	22,49	23,44
<b>Diâmetro interno(m)</b>	0,56	0,71	0,79	0,79	0,79	0,79	0,79
<b>A (m<sup>2</sup>)</b>	0,25	0,39	0,50	0,50	0,50	0,50	0,50
<b>Q (m<sup>3</sup>/h)</b>	10366,01	16501,67	35889,87	31907,76	43384,42	40095,82	41775,29
<b>Q (Kg/h)</b>	12078,64	19219,46	41679,94	37105,00	50304,93	46491,74	48439,12
<b>Q (Nm<sup>3</sup>/min)</b>	155,69	247,74	537,25	478,28	648,43	599,27	624,38
<b>Q(m<sup>3</sup>/h) – Painel</b>	10483	22614	35019	32932	44089	45101	44054
<b>Erro (%)</b>	-1,13	-37,04	2,43	-3,21	-1,62	-12,48	-5,45

Tabela 17: Resultado do fluxo total.

<b>Fluxo total (m3/h)</b>	219920,8
<b>Fluxo total (kg/h)</b>	255318,8
<b>Fluxo relativo (Nm3/kg cl)</b>	1,63327
<b>Fluxo total (kg ar/ Kg cl )</b>	2,111818
<b>Produção de Clínquer (kg/h)</b>	120900
<b>Fluxo total (Nm3/h)</b>	197462,4

O ar de excesso foi medido da mesma metodologia que os gases de exaustão, as medições estão presentes na tabela 18 abaixo.

Tabela 18: Medições do ar de excesso.

<b>Ar de excesso</b>	
Pontos	Pdi
1	5
2	10
3	12
4	12
5	15
6	17
Total (raiz)	20,9816
Pressão Estática - Ps (mmCA)	40
Pressão Barométrica - B (mmHg)	756,194
Pressão Estática - Ps (mmHg)	2,94203
Temperatura dos gases - T (°C)	121
Peso Específico do Ar - (Kg/m3)	0,89489
Pressão Dinâmica Média - Pd (mmCA)	12,2286
Velocidade do Fluxo de Gases - n (m/s)	13,4283
Diâmetro Interno da Tubulação - fiT (m)	1,9
Área Útil do Duto - A (m2)	2,83529
Vazão de Gases na Tubulação - Q (m3/h)	137063
Vazão mássica de ar - Qm(Kg/h)	122657
Vazão final de ar - Qf(Nm3/min)	1581,04
Vazão mássica de ar - Qm(Kg ar/ Kg cl)	1,01453
Produção de Clínquer (Kg/h)	120900
Vazão final de ar - Qf(Nm3/h)	120106

As radiações foram medidas através de um pirômetro, o forno foi medido a cada 1 metro de comprimento, a torre foi medida dividindo em topo, meio e base de cada ciclone e o

resfriador foi lido no painel. Os resultados estão presentes nas tabelas 20, 21 e 22, respectivamente.

Tabela 19: Parâmetros do forno.

<b>Dados do forno</b>	
Temperatura ambiente (°C)	30
Diâmetro do forno (m)	4
Comprimento do forno (m)	60
Velocidade do ar	3

Tabela 20: Radiação do forno.

<b>Forno</b>							
<b>Pontos (m)</b>	<b>T (°C)</b>	<b>Radiação</b>	<b>Convecção Natural</b>	<b>Convecção Forçada</b>	<b>kcal/h*m<sup>2</sup></b>	<b>m<sup>2</sup></b>	<b>kcal/h</b>
1	100	470,524866	341,4430323	469,5530361	1281,521	13	16104,1
2	103	497,6601189	359,9318241	488,916587	1346,509	13	16920,7
3	133	806,9159603	551,9943258	679,4561701	2038,366	13	25614,9
4	165	1221,585585	766,8011246	876,8623285	2865,249	13	36005,8
5	171	1310,190667	807,834123	913,24628	3031,271	13	38092,1
6	200	1791,92155	1008,394517	1086,460833	3886,777	13	48842,7
7	307	4507,968505	1760,62416	1691,847906	7960,441	13	100034
8	278	3604,620466	1556,473175	1532,575809	6693,669	13	84115,1
9	249	2833,154471	1352,099067	1369,86855	5555,122	13	69807,7
10	244	2712,472805	1316,88788	1341,451235	5370,812	13	67491,6
11	244	2712,472805	1316,88788	1341,451235	5370,812	13	67491,6
12	229	2370,863389	1211,382403	1255,531063	4837,777	13	60793,3
13	220	2180,063336	1148,213085	1203,486469	4531,763	13	56947,8
14	258	3059,290066	1415,511267	1420,745462	5895,547	13	74085,6
15	244	2712,472805	1316,88788	1341,451235	5370,812	13	67491,6
16	276	3547,340437	1542,378703	1521,467506	6611,187	13	83078,6
17	262	3163,556085	1443,702652	1443,245826	6050,505	13	76032,9
18	284	3780,240654	1598,748993	1565,803039	6944,793	13	87270,8
19	267	3297,217727	1478,944881	1471,276055	6247,439	13	78507,6
20	268	3324,399478	1485,99344	1476,869501	6287,262	13	79008,1
21	256	3008,0327	1401,417026	1409,469668	5818,919	13	73122,7
22	244	2712,472805	1316,88788	1341,451235	5370,812	13	67491,6
23	255	2982,621011	1394,370376	1403,825332	5780,817	13	72643,9
24	267	3297,217727	1478,944881	1471,276055	6247,439	13	78507,6
25	307	4507,968505	1760,62416	1691,847906	7960,441	13	100034
26	236	2526,530666	1260,589764	1295,75318	5082,874	13	63873,3
27	309	4575,487265	1774,681372	1702,711183	8052,88	13	101195
28	309	4575,487265	1774,681372	1702,711183	8052,88	13	101195
29	283	3750,573531	1591,703953	1560,275288	6902,553	13	86740

30	239	2595,241222	1281,694896	1312,92344	5189,86	13	65217,7
31	238	2572,203061	1274,658888	1307,204506	5154,066	13	64767,9
32	237	2549,299718	1267,623831	1301,48109	5118,405	13	64319,8
33	237	2549,299718	1267,623831	1301,48109	5118,405	13	64319,8
34	236	2526,530666	1260,589764	1295,75318	5082,874	13	63873,3
35	238	2572,203061	1274,658888	1307,204506	5154,066	13	64767,9
36	238	2572,203061	1274,658888	1307,204506	5154,066	13	64767,9
37	232	2436,786861	1232,464198	1272,796382	4942,047	13	62103,6
38	235	2503,895379	1253,556728	1290,020765	5047,473	13	63428,4
39	234	2481,393331	1246,524761	1284,283834	5012,202	13	62985,2
40	216	2098,548233	1120,180808	1180,234248	4398,963	13	55279
41	220	2180,063336	1148,213085	1203,486469	4531,763	13	56947,8
42	212	2019,008546	1092,179395	1156,906338	4268,094	13	53634,5
43	211	1999,428506	1085,18425	1151,062445	4235,675	13	53227,1
44	200	1791,92155	1008,394517	1086,460833	3886,777	13	48842,7
45	212	2019,008546	1092,179395	1156,906338	4268,094	13	53634,5
46	214	2058,533479	1106,176039	1168,579801	4333,289	13	54453,7
47	158	1122,713498	719,1871829	834,1687176	2676,069	13	33628,5
48	210	1979,969418	1078,191296	1145,213762	4203,374	13	52821,2
49	209	1960,630782	1071,200586	1139,360278	4171,192	13	52416,7
50	207	1922,312874	1057,22612	1127,638855	4107,178	13	51612,3
51	207	1922,312874	1057,22612	1127,638855	4107,178	13	51612,3
52	203	1847,100635	1029,306591	1104,137855	3980,545	13	50021
53	207	1922,312874	1057,22612	1127,638855	4107,178	13	51612,3
54	203	1847,100635	1029,306591	1104,137855	3980,545	13	50021
55	206	1903,332609	1050,242476	1121,770893	4075,346	13	51212,3
56	200	1791,92155	1008,394517	1086,460833	3886,777	13	48842,7
57	200	1791,92155	1008,394517	1086,460833	3886,777	13	48842,7
58	200	1791,92155	1008,394517	1086,460833	3886,777	13	48842,7
59	200	1791,92155	1008,394517	1086,460833	3886,777	13	48842,7
60	200	1791,92155	1008,394517	1086,460833	3886,777	13	48842,7
<b>Soma</b>							3684282
<b>Radiação total (kcal/kg.clinq)</b>							28,4538

Tabela 21: Radiação da torre

<b>TORRE DE CICLONE</b>						
<b>CICLONE 01</b>						
<b>Pontos</b>	<b>Temp. (°C)</b>	<b>Radiação(kcal/h.m²)</b>	<b>Convecção(kcal/h.m²)</b>	<b>kcal/h*m²</b>	<b>m²</b>	<b>kcal/h</b>
Topo	84,5	316,6509393	248,7192025	565,3701418	98,5	55689
Meio	81,625	295,8591258	232,1166234	527,9757493	98,5	52006
Base	114,15	562,1916498	429,9212272	992,1128771	55	54566
<b>SOMA</b>						162261

<b>CICLONE 02</b>						
<b>Pontos</b>	<b>Temp. (°C)</b>	<b>Radiação(kcal/h.m²)</b>	<b>Convecção(kcal/h.m²)</b>	<b>kcal/h*m²</b>	<b>m²</b>	<b>kcal/h</b>
Topo	78,825	276,0897802	216,1548102	492,2445904	36,6	18016
Meio	64,1	179,6254947	136,1803083	315,805803	70,6	22296
Base	90,6	362,4566152	284,6030385	647,0596537	103,3	66841
<b>SOMA</b>						<b>107153</b>
<b>CICLONE 03</b>						
<b>Pontos</b>	<b>Temp. (°C)</b>	<b>Radiação(kcal/h.m²)</b>	<b>Convecção(kcal/h.m²)</b>	<b>kcal/h*m²</b>	<b>m²</b>	<b>kcal/h</b>
Topo	54,8	124,8666161	90,02362399	214,8902401	89,5	19233
Meio	104,8	478,3776725	371,0988739	849,4765464	89,5	76028
Base	60,525	158,0311367	117,9665667	275,9977034	103,3	28511
<b>SOMA</b>						<b>123771</b>
<b>CICLONE 04</b>						
<b>Pontos</b>	<b>Temp. (°C)</b>	<b>Radiação(kcal/h.m²)</b>	<b>Convecção(kcal/h.m²)</b>	<b>kcal/h*m²</b>	<b>m²</b>	<b>kcal/h</b>
Topo	98,25	423,2514021	330,7318969	753,983299	89,5	67482
Meio	64,825	184,0893905	139,9386984	324,0280888	95,1	30815
Base	98,65	426,5354329	333,1752146	759,7106475	15,8	12003
<b>SOMA</b>						<b>110300</b>
<b>CICLONE 05</b>						
<b>Pontos</b>	<b>Temp. (°C)</b>	<b>Radiação(kcal/h.m²)</b>	<b>Convecção(kcal/h.m²)</b>	<b>kcal/h*m²</b>	<b>m²</b>	<b>kcal/h</b>
Topo	84,5	316,6509393	248,7192025	565,3701418	89,5	50601
Meio	81,625	295,8591258	232,1166234	527,9757493	95,1	50210
Base	114,15	562,1916498	429,9212272	992,1128771	15,8	15675
<b>SOMA</b>						<b>116487</b>
<b>CALCINADOR</b>						
<b>Pontos</b>	<b>Temp. (°C)</b>	<b>Radiação(kcal/h.m²)</b>	<b>Convecção(kcal/h.m²)</b>	<b>kcal/h*m²</b>	<b>m²</b>	<b>kcal/h</b>
Topo	98,0333	421,4769768	329,4096714	750,8866482	36,8	27633
Meio	105,8	487,0502117	377,3258396	864,3760513	475	410579
Base	86,45	331,0415587	260,0963844	591,1379431	43,4	25655
<b>SOMA</b>						<b>463867</b>
<b>CAIXA DE FUMAÇA</b>						
<b>Pontos</b>	<b>Temp. (°C)</b>	<b>Radiação(kcal/h.m²)</b>	<b>Convecção(kcal/h.m²)</b>	<b>kcal/h*m²</b>	<b>m²</b>	<b>kcal/h</b>
Topo	75,325	252,0328448	196,5112535	448,5440983	21,88	9814,1
Meio	105,8	487,0502117	377,3258396	864,3760513	36,2	31290
Base	106,333	491,7037273	380,6534809	872,3572082	13,45	11733
<b>SOMA</b>						<b>52838</b>
<b>TOTAL</b>						<b>698465</b>
<b>PRODUTIVIDADE DE CLÍNQUER (kg/h)</b>						<b>120900</b>
<b>RADIAÇÃO DA TORRE (kcal/kg.clinquer)</b>						<b>5,7772</b>

Tabela 22: Radiação do resfriador

<b>RADIAÇÃO DO RESFRIADOR</b>						
<b>Pontos</b>	<b>T(°C)</b>	<b>Radiação (kcal/h.m<sup>2</sup>)</b>	<b>Convecção Natural (kcal/h.m<sup>2</sup>)</b>	<b>kcal/h*m<sup>2</sup></b>	<b>m<sup>2</sup></b>	<b>kcal/h</b>
1	36	27,54962708	13,87832255	41,42795	82,5	3417,8058
2	37	32,30007289	17,0240915	49,324164	82,5	4069,2436
3	45	71,99102943	46,58037195	118,5714	82,5	9782,1406
4	47	82,39355491	54,90996617	137,30352	82,5	11327,54
5	37	32,30007289	17,0240915	49,324164	82,5	4069,2436
6	37	32,30007289	17,0240915	49,324164	82,5	4069,2436
7	41	51,76657046	30,95142357	82,717994	82,5	6824,2345
8	35	22,84505674	10,89688373	33,74194	82,5	2783,7101
9	34	18,18606556	8,102817407	26,288883	82,5	2168,8328
10	34	18,18606556	8,102817407	26,288883	82,5	2168,8328
<b>Soma</b>						<b>50680,8279</b>
<b>Radiação total (kcal/kg.clinquer)</b>						<b>0,41919626</b>

Depois de medir as radiações foi possível então finalizar o balanço térmico tanto do forno como do resfriador, os resultados seguem nas tabelas 23 e 24, abaixo.

Tabela 23: Balanço térmico do forno consolidado.

<b>BALANÇO TÉRMICO DO FORNO (ELIZABETH CIMENTOS)</b>					
<b>Calor de entrada</b>					
<b>Variável de entrada</b>	<b>m(kg/kg.clinquer)</b>	<b>T(°C)</b>	<b>Cp(kcal/kg°C)</b>	<b>Q(kcal/kg.clinquer)</b>	<b>%</b>
Calor combustível	0,090862827	71	0,25214	1,62662088	0,20%
Calor da farinha	1,774193548	76,71	0,21356456	29,06579221	3,60%
Calor ar primário	0,050054449	71,33460237	0,238640696	0,852093861	0,11%
Ar de transporte do calcinador	0,028371162	76	0,238748	0,514790417	0,06%
Ar resfriador	2,11	29,4	0,2376762	14,75671137	1,83%
Combustão	<b>0,090862827</b>			<b>760,4764319</b>	<b>94,20%</b>
<b>Total</b>	<b>4,146163153</b>			<b>807,2924406</b>	<b>100,00%</b>

<b>Calor de saída</b>					
<b>Variável de saída</b>	<b>m(kg/kg.clinquer)</b>	<b>T(°C)</b>	<b>Cp(kcal/kg°C)</b>	<b>Q(kcal/kg.clinquer)</b>	<b>%</b>
Gases de exaustão	2,384342221	323	0,234929886	180,9294984	22,41%
Ar de excesso	1,014531821	278	0,243394	68,64680635	8,50%
Clínquer	1	160	0,19464	31,1424	3,86%
Radiação do forno				28,4538356	3,52%
Radiação do resfriador				0,419196261	0,05%
Radiação da torre				5,777213659	0,72%

Calor de reação				491,9234903	60,93%
Total		4,398874043		807,2924406	100,00%

Pode-se notar pelo balanço que a combustão deu em torno de 760,47 kcal/kg.c clínquer, passando isso para quantidade de coque, o consumo real deu 10985,3 kg de coque, quando no painel acusa um consumo de 10500 kg de coque, totalizando uma diferença de 485,316 kg, ou seja, está se consumindo 485,316 kg a mais de coque do que o sabido. Em termos de porcentagem, a leitura está com 5% de erro para mais.

A diferença de massa existente entre a entrada e a saída é a quantidade de ar falso presente no sistema. Esse ar falso pode ser encontrado nas juntas da torre onde pode conter alguma brecha, no selo do forno entre outros.

Foi encontrada uma brecha na torre de gás de exaustão, e com o auxílio de um analisador de gases de combustão, foi possível medir o oxigênio antes e depois dessa junta. Totalizando um ar falso de 1,69% do total, em massa 0,005 kg/kg.clinquer.

Tabela 24: Balanço térmico do resfriador.

<b>BALANÇO TÉRMICO DO RESFRIADOR</b>					
<b>ENTRADA</b>					
Variável	m(kg/kg.clinquer)	Cp (kcal/kg°C)	T(°C)	Q (kcal/kg.c clínquer)	%
Clínquer	1	0,2643	1450	383,235	84,14%
Pó do clínquer	0,15	0,2643	1450	57,48525	12,62%
Ar de resfriador	2,11	0,2376762	29,4	14,75671137	3,24%
<b>Total</b>	<b>3,261818339</b>			<b>455,4769614</b>	
<b>SAÍDA</b>					
Variável	m (kg/kg.clinquer)	Cp (kcal/kg°C)	T(°C)	Q (kcal/kg.c clínquer)	%
Ar secundário	0,51	0,26306866	1133	151,9598362	33,36%
Ar terciário	0,59	0,259985149	999	152,6790919	33,52%
Ar de excesso	1,01	0,243394	278	68,64680635	15,07%
Clínquer	1	0,2484	160	39,744	8,73%
Radiação				0,419196261	0,09%
Pó do clínquer	0,15	0,24720468	1133	42,02800926	9,23%
<b>Total</b>	<b>3,261818339</b>			<b>455,47694</b>	

No balanço do resfriador não vai existir ar falso, pois ele trabalha com injeção de ar através dos ventiladores e todo o ar que entra será redistribuído no sistema. Ou seja, o ar do resfriador vai ser igual à soma do ar secundário, ar terciário e ar de excesso, sendo o ar secundário e o ar terciário distribuídos de maneira semelhante.

A eficiência do resfriador é o calor absorvido pelo ar secundário do clínquer (ou ar secundário mais ar terciário) dividido pelo máximo de calor disponível no clínquer, levando-se em conta que o clínquer somente pode ser resfriado à temperatura ambiente. Deste modo a recuperação de calor é independente da temperatura de referência na qual o balanço térmico é realizado.

$$Eficiência_{resfriador} = \frac{Q_{ar.sec} + Q_{ar.tec}}{Q_{clinq.ent}} \times 100\% = \frac{151,95 + 152,67}{383,23} \times 100\% = 79,5\% \quad (43)$$

A perda de calor é definida como a parte do calor disponível pelo clínquer que não é tomada pelo ar secundário e deste modo é perdida como calor pelo ar de excesso do resfriador, clínquer na saída do mesmo e radiação. Totalizando uma perda de 97 kcal/kg.clínquer.

O grau de resfriamento deu 130°C, ou seja, a diferença da temperatura de saída do clínquer com a temperatura ambiente. Isso significa que o clínquer na saída do resfriador deve ter uma temperatura média superior a 130°C sobre a temperatura do ar ambiente.

Através das medições de ar de excesso e dos ventiladores do resfriador foi possível achar o ponto zero, ou seja, o ponto que separa os ventiladores destinados para o ar secundário e o ar terciário dos ventiladores destinados para o ar de excesso. O resultado está presente na tabela 25.

Tabela 25: Ponto zero do resfriador e a porcentagem de rotação de cada um.

<b>PONTO ZERO</b>				
<b>Ar de excesso</b>		ventilador 5		
$\Sigma$ vazões dos ventiladores 7,6 e 5		1.581,04 Nm <sup>3</sup> /min		
		1.872,08 Nm <sup>3</sup> /min		
<b>Ventilador</b>	<b>Real</b>	<b>Nominal</b>	<b>%</b>	
1	1629,16	1775	91,78%	
2	1780,18	1785	99,73%	
3	1683,08	1785	94,29%	
4	1553,85	1785	87,05%	
5	1595,68	1785	89,39%	
6	1687,71	1785	94,55%	
7	1522,26	1785	85,28%	

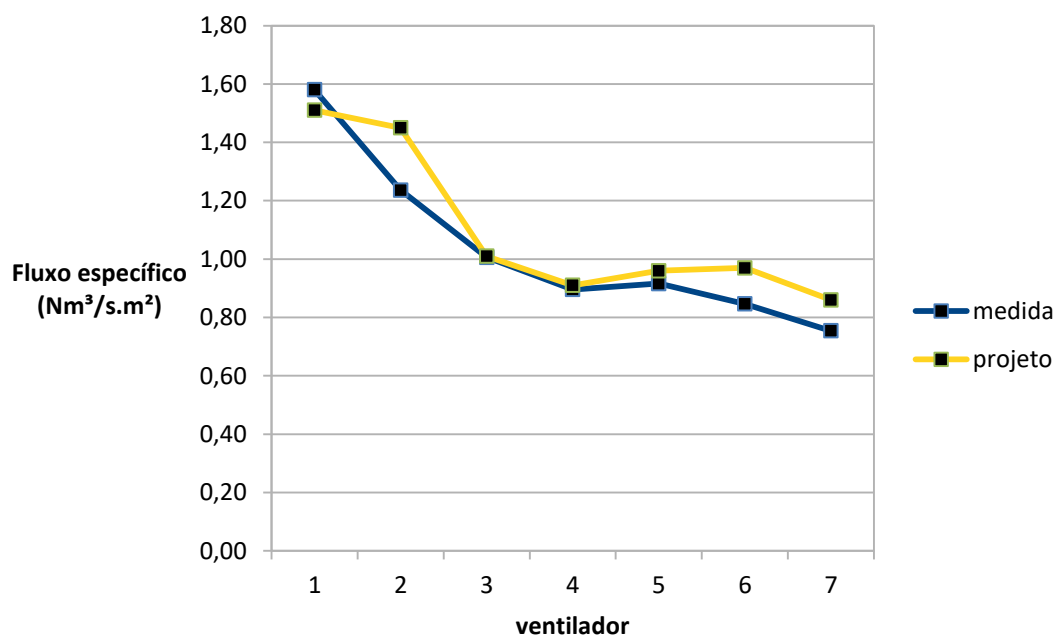
É importante saber a distribuição dos ventiladores no momento de operar e ser mais um quesito para avaliar a causa de possíveis problemas como empoeiramento, rios vermelhos, má desempenho na qualidade do clínquer e etc.

Além disso, foi possível calcular o fluxo específico de cada ventilador, presentes na tabela 26, e comparar com os valores de projeto, resultando no gráfico da figura 15.

Tabela 26: Fluxos específicos medidos e de projeto.

Ventilador	1	2	3	4	5	6	7
Área no Resfriador (m <sup>2</sup> )	1,74	3,54	8,9	8,9	11,8	11,8	13,8
Fluxo específico (Nm <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> .s)	1,49131	1,16637	1,00609	0,89566	0,91586	0,84643	0,75408
Fluxo específico projeto (Nm <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> .s)	1,51	1,45	1,01	0,91	0,96	0,97	0,86

Figura 17. Comparação com o de projeto do desempenho dos ventiladores do resfriador.



Pelo gráfico se pode notar que os ventiladores que estão de acordo com o perfil requerido pelo fornecedor são o 1, 3 e 4. Enquanto que os ventiladores 2, 5, 6 e 7 estão abaixo do desejado. Levando em conta que o ponto zero se situa no ventilador 5, é muito provável que não exista a necessidade de aumentar mais a rotação do 5 em diante, tendo em vista que esse ar não é reaproveitado no processo. Porém, o ventilador 2 precisa estar muito acima, pois ele está localizado na região do resfriador onde existe a maior necessidade de se obter uma grande diferença de temperatura, ou seja, um maior choque térmico.

É visto na tabela 25 que o ventilador 2 está a praticamente 100% de rotação, mas não tá atingindo a vazão máxima nominal, existe algum fator dentro do resfriador que pode estar causando essa perda de carga e há necessidade de parar para inspeção.

## 6. CONCLUSÃO

Durante as análises e manipulações foi percebido que com o aumento de 10 kcal/kg.clínquer no calor de reação, o consumo térmico teve um aumento de 11 kcal/kg.clínquer, o que significa que o calor de reação tem uma influência direta e muito significativa. Outra observação foi que com o aumento de 10°C na temperatura da farinha alimentada, houve uma redução de 4 kcal/kg.clínquer no consumo térmico.

Para solidar a confiabilidade no balanço realizado, foram feitos os mesmos procedimentos no dia 9 de março de 2017, que resultou em conclusões semelhantes, principalmente, no que se refere ao desvio de 5% no consumo de coque real em relação ao lido no painel de controle.

O grande desafio de um resfriador é comportar todo o calor contido no clínquer na saída do forno, por isso quanto maiores forem os calores de ar secundário e terciário, maior será a troca térmica do clínquer com o ar do resfriamento e, assim, maior será a eficiência dele. O resfriador atingiu uma eficiência de 79,5% com um grau de resfriamento de 130°C e uma perda de calor de 97 kcal/kg.clínquer, com valores dentro dos limites esperados.

Para solucionar o problema do resfriador, foram feitas inspeções nos dutos de ar entre o ventilador e as placas e limpeza das ranhuras das placas para deixar livre a passagem do ar. Durante a inspeção não foram encontradas obstruções, já na limpeza, foi encontrado muito material que impedia a passagem do ar.

É de grande importância para a área de engenharia química realizar balanços no processo. A estratégia diante dos resultados do balanço é tentar reduzir o desvio existente do consumo de coque no painel, possivelmente seja problema no medidor de vazão coriólis, que é um instrumento que mede por meio da oscilação de um tubo interno ao medidor através da aplicação do princípio de Coriólis, técnica direta ou dinâmica que gera um sinal proporcional a vazão mássica, e praticamente independente das propriedades do material.

## 7. REFERÊNCIAS

BATTAGIN, A. F. Uma breve história do cimento Portland. São Paulo: Associação Brasileira de Cimento Portland, c2004. Disponível em: <[http://www.abcp.org.br/basico\\_sobre\\_cimento/historia.shtml](http://www.abcp.org.br/basico_sobre_cimento/historia.shtml)>. Acesso em: 10/10/2016.

BRUNEL Museum. [2007]. Disponível em: <<http://www.brunelenginehouse.org.uk/tunnel.asp>>. Acesso em: 10/10/2016.

David Matias, Luís Pedroso. Química e Indústria: Indústria Cimenteira. Disponível em: <<http://www.geocities.ws/dmatias/trabalhos/cimento>>. Acesso em: 20/09/2016.

DE CARVALHO, João Dirceu Nogueira. Sobre as origens e desenvolvimento de concreto. **Revista Tecnológica**, v. 17, n. 1, p. 95-112, 2010.

FARENZENA, Hélio. **Fabricação do cimento Portland**, Aspectos Gerais, Edição Cimentec, 1995.

FIGUEIRA, H. V. O.; ALMEIDA S. L. M.; LUZ, A. B.; Cominuição; In: **Tratamento de Minérios**. Rio de Janeiro. Centro de Tecnologia Mineral, 2004; Capítulo quatro.

FILHO, A. F. L.; MELO, C. M.; **Medição de Vazão de Ar**. Viçosa – MG. Universidade Federal de Viçosa, 2008.

FLSMIDTH, **Manual** de Medição dos ventiladores. (1985).

FLSMIDTH, Determinação do consumo térmico de um sistema de forno com pré-aquecedor de ciclones pela aplicação de um modelo matemático. (1980).

MOREIRA, ADSON BEZERRA. Análise da operação de sistemas de ventilação industrial visando a Eficiência Energética. **Universidade Federal do Ceará–UFC**, 2006.

RIBEIRO, Marco Antônio. Instrumentação. Tek Treinamentos LTDA, 1999.

TAYLOR, H. F. W. Cement Chemistry. Londres: Academic Press Limited, 1990.

ZUR STRASSEN, H. Die chemischen Reaktionen bei der Zementerhartung. Zement-Kalk-Gips, v. 11, n. 137, p. 43, 1958.