



**INSTITUTO LATINO-AMERICANO DE  
TECNOLOGIA, INFRAESTRUCTURA Y  
TERRITORIO (ILATIT)**

**INGENIERÍA DE ENERGÍA**

**MODELAMIENTO TERMODINÁMICO DEL PROCESO DE CLINKERIZACIÓN EN  
UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE CEMENTO A PARTIR DE UN ANÁLISIS  
BASADO EN BALANCES DE MASA Y ENERGÍA**

**YURI ESTHER ESTRELLA CONDEZO**

Foz de Iguazú-PR/BRASIL  
2017

**INSTITUTO LATINO-AMERICANO DE  
TECNOLOGÍA. INFRAESTRUCTURA Y  
TERRITORIO (ILATIT)**

**INGENIERÍA DE ENERGÍA**

**MODELAMIENTO TERMODINÁMICO DEL PROCESO DE CLINKERIZACIÓN EN UNA  
PLANTA DE PRODUCCIÓN DE CEMENTO A PARTIR DE UN ANÁLISIS BASADO EN  
BALANCES DE MASA Y ENERGÍA**

**YURI ESTHER ESTRELLA CONDEZO**

Trabajo de Conclusión de Curso presentado al Instituto Latino-Americano de Tecnología, Infraestructura y Territorio de la Universidad Federal de Integración Latinoamericana, como requisito a la obtención de título de bachiller en Ingeniería de Energía.

Orientador: Prof. Me. Eng. Fabyo Luiz Pereira

Foz de Iguazú-PR/BRASIL  
2017

YURI ESTHER ESTRELLA CONDEZO

**MODELAMIENTO TERMODINÁMICO DEL PROCESO DE CLINKERIZACIÓN EN UNA  
PLANTA DE PRODUCCIÓN DE CEMENTO A PARTIR DE UN ANÁLISIS BASADO EN  
BALANCES DE MASA Y ENERGÍA**

Trabajo de Conclusión de Curso presentado al Instituto Latino-Americano de Tecnología Infraestructura y Territorio de la Universidad Federal de Integración Latinoamericana, como requisito a la obtención de título de bachiller en Ingeniería de Energía.

**BANCA EXAMINADORA**

---

Orientador: Prof. Me. Eng. Fabyo Luiz Pereira  
UNILA

---

Prof. Dr. Eng. Luis Evelio Garcia Acevedo  
UNILA

---

Prof. Dr. Eng. Rodrigo Monteiro Elliott  
UNILA

Foz do Iguazú, 27 de Noviembre de 2017.

Dedico este trabajo a mis padres y  
hermanos por todo su apoyo  
incondicional y amor.

## **AGRADECIMIENTOS**

Agradezco a Dios por haberme acompañado y guiado en esta etapa tan importante de mi vida.

A mis profesores del curso de Ingeniería de Energía por sus enseñanzas y contribución en mi formación profesional y personal.

A mis colegas y amigos graduando y ya graduados por las noches de estudio y apoyo mutuo en estos años académicos.

A mi orientador Prof. MEng. Fabyo Luiz Pereira, por la confianza y el tiempo que dedicó en orientar mis conocimientos y acompañar con constancia este trabajo de conclusión de curso.

Un agradecimiento muy especial a la empresa peruana de cemento YURA S.A. que me dio la oportunidad de estudiar y abordar su proceso de producción industrial de manera profesional y académica. Especialmente al Ing. Carlos Domenech Jorda, por la confianza y la posibilidad de trabajar en la empresa; asimismo, al Ing. Fredy Zevallos Quiroz por recibirme de manera generosa, transmitiendo sus conocimientos y amplia experiencia.

A los Ingenieros especialistas en la producción de cemento, quienes me guiaron y acompañaron el periodo de la recopilación de datos, especialmente a Alvaro, Percy, Juan, Carlos, Rodolfo, Fernando y todos los integrantes del área de Gerencia de operaciones.

Un agradecimiento especial y grato al Ing. Kevin Soto Correa por haberme transmitido sus conocimientos y la primera aproximación al tema de estudio en este trabajo de conclusión de curso.

Finalizo agradeciendo especialmente a mi familia por ser mi motor y fortaleza, mis padres Mery Condezo y Wilder Estrella, mis hermanos Darci, George y Kyra, por todo el apoyo y la fuerza para conquistar mis sueños y metas en este país.

CONDEZO, E. Yuri. **MODELAMIENTO TERMODINÁMICO DEL PROCESO DE CLINKERIZACIÓN EN UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE CEMENTO A PARTIR DE UN ANÁLISIS BASADO EN BALANCES DE MASA Y ENERGÍA**. 2017. 98 páginas. Trabajo de Conclusión de Curso (Graduación en Ingeniería de Energía) - Universidad Federal de Integración Latino-Americana, Foz de Iguazú, 2017.

## RESUMEN

El análisis termodinámico representa una metodología que permite evaluar las eficiencias de los equipos y del sistema. En la industria de cemento analizada Yura S.A., representó un método altamente eficaz para medir el estado actual de los equipos integrados del proceso de clinkerización, pues permitió conocer el perfil del consumo calórico a través del sistema y emplearlo como herramienta para mejorar el desempeño térmico de la manera más eficiente. Los balances de masa y energía mostraron, claramente, las etapas altamente consumidoras de calor en las diferentes unidades, siendo por consiguiente la información más adecuada para detectar las condiciones de operaciones anormales, con ello evidenciar posibles mejoras potenciales en el proceso. Así, con este propósito, en el presente trabajo se evaluó el consumo calórico en la empresa, de manera teórico-práctico a través de un modelamiento térmico de los balances de masa y energía en el proceso de clinkerización para un sistema de horno rotatorio de proceso por vía seca, cuyo volumen de control incluyó la torre precalentadora, el horno rotatorio y el enfriador. Los resultados de la evaluación mostraron eficiencias en torno de 52,6% en el proceso y 56% de eficiencia en el enfriador, además de los consumos de calor más relevantes y con mayor utilización de energía, convirtiéndose en focos de optimización; los cuales fueron propuestos con el fin de sugerir mejoras operacionales que puedan mostrar un mejor aprovechamiento los recursos energéticos, reflejado en un menor consumo calórico y en una producción más eficiente.

**Palabras clave:** Eficiencia. Horno rotatorio. Proceso seco. Clinkerización. Clinker.

CONDEZO, E. Yuri. **MODELAMIENTO TERMODINÁMICO DEL PROCESO DE CLINKERIZACIÓN EN UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE CEMENTO A PARTIR DE UN ANÁLISIS BASADO EN BALANCES DE MASA Y ENERGÍA**. 2017. 98 páginas. Trabajo de Conclusión de Curso (Graduación en Ingeniería de Energía) - Universidad Federal de Integración Latino-Americana, Foz de Iguazú, 2017.

## ABSTRACT

Thermodynamic analysis is a methodology to assess the efficiency of equipment and system. In the industry of cements analyzed Yura SA, it represented a highly effective method for measuring the current state of integrated process equipment clinkerisation then allowed to know the profile of caloric intake through the system and use it as a tool to improve thermal performance more efficient way. The energy and mass balances showed clearly highly heat consumers points in the different units and are therefore the most appropriate information to detect abnormal operating conditions, thereby identify possible potential process improvements. So, for this purpose, in the present investigation, caloric intake in the company was evaluated, to assess theoretical and practical way a thermal modeling the energy and mass balances for a system of rotary kiln dry process route, which control volume included the preheater tower, the rotary kiln and the cooler. The evaluation results showed efficiencies around 52.6% and 56% process efficiency cooler, besides the relevant heat consumption more and more energy use, becoming focuses optimization; which they were proposed in order to suggest operational improvements that can show better use of energy resources, reflected in a lower caloric intake and more efficient production. becoming hotbeds of optimization; which they were proposed in order to suggest operational improvements that can show better use of energy resources, reflected in a lower caloric intake and more efficient production. becoming hotbeds of optimization; which they were proposed in order to suggest operational improvements that can show better use of energy resources, reflected in a lower caloric intake and more efficient production.

**Keywords:** Efficiency. Rotary kiln. Dry process. Clinkering. Clinker.

CONDEZO, E. Yuri. **MODELAMIENTO TERMODINÁMICO DEL PROCESO DE CLINKERIZACIÓN EN UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE CEMENTO A PARTIR DE UN ANÁLISIS BASADO EN BALANCES DE MASA Y ENERGÍA**. 2017. 98 páginas. Trabajo de Conclusión de Curso (Graduación en Ingeniería de Energía) - Universidad Federal de Integración Latino-Americana, Foz de Iguazú, 2017.

## RESUMO

A análise termodinâmica é uma metodologia que permite avaliar as eficiências dos equipamentos e do sistema. Na indústria de cimento representa um método altamente eficaz para medir o estado atual dos equipamentos integrados ao processo clinkerização, pois permite conhecer o perfil do consumo de calor e usá-lo como uma ferramenta para melhorar o desempenho térmico da forma mais eficiente. Os balanços de massa e energia mostram, claramente, os pontos onde se dissipam calor nas diferentes unidades, sendo portanto, as informações mais apropriadas para detectar condições operacionais anormais, permitindo mostrar às possíveis melhorias no processo. Assim, com o objetivo de avaliar o consumo calórico de uma indústria de cimento se desenvolve o presente trabalho, que avalia de maneira teórico-prático a modelagem térmica dos balanços de massa e energia de um sistema de processo seco forno rotativo, cujo volume de controle inclui a torre de pré-aquecimento, o forno rotativo e refrigerador. Os resultados da avaliação mostraram eficiências em torno de 52,6 % no processo e 56% de eficiência no refrigerador, além dos consumos de calor mais relevantes e com maior utilização de energia, tornando-se focos de otimização, que foram propostas, a fim de sugerir melhorias operacionais que podem exibir uma melhor utilização dos recursos energéticos, o que se traduziu em um melhor aproveitamento dos recursos energéticos, melhor consumo calórico e em uma produção mais eficiente

**Palavras-chave:** Eficiência. Forno rotativo. Processo seco. Clinkerização. Clinker.

## LISTA DE FIGURAS

Figura 1: Diagrama de Flujo del Proceso de Fabricación de Cemento Portland con horno tipo seco y precalentador. ....	4
Figura 2: Torre precalentadora con 5 etapas y calcinador. ....	6
Figura 3: Esquema de un sistema de Horno Rotatorio vía seca del proceso. ....	7
Figura 4: Estructura del enfriador de parrillas ....	8
Figura 5: Formación de clinker por fases. ....	13
Figura 6: Ventajas y desventajas operativas de los combustible utilizados para la producción de cemento.....	24
Figura 7: Volumen de control del balance de masa del proceso de clinkerización. ....	26
Figura 8: Volumen de Control del balance de energía del proceso de clinkerización. ....	34
Figura 9: Localización de la Planta de Cemento Yura. S.A. ....	58
Figura 10: Vista Aérea de la Zona de Materias Primas. ....	59
Figura 11: Esquema de la Torre Precalentadora.....	62
Figura 12: Esquema del Horno Rotatorio.....	63
Figura 13: Esquema del Enfriador con el clinker caliente.....	64
Figura 14: Estructura para las mediciones con el Tubo Pitot.....	69

## LISTA DE FOTOGRAFÍAS

Fotografía 1: Medición de la temperatura del polvo. ....	79
Fotografía 2: Medición de la temperatura de la harina de alimentación. ....	79
Fotografía 3: Medición de la temperatura del carbón de alimentación. ....	79
Fotografía 4: Medición de la temperatura y presiones de los gases de exceso.....	79
Fotografía 5: Toma de temperatura del horno rotatorio.....	80
Fotografía 6: Toma de temperatura del Riser y calcinador.....	80

## LISTA DE GRÁFICOS

Gráfico 1: Flujos másicos en la Línea de producción 3 (aire de enfriamiento, gases de salida torre, aire de exceso enfriador y flujo másico total). .....	42
Gráfico 2: Flujos calóricos en la Línea de producción 3 (harina, aire de enfriamiento, clinker, aire de exceso en el enfriador).....	42
Gráfico 3: Flujos calóricos en la línea de producción 3 (Calor de Combustión, formación de clinker, Gases de salida torre, flujo de calor total). .....	43
Gráfico 4: Flujos calóricos específicos en la Línea de producción 3 (Otras pérdidas). .....	43
Gráfico 5: Flujos calóricos específicos en la Línea de producción 3 (Radiación y convección). .....	43
Gráfico 6: Distribución de aires en el enfriador.....	47
Gráfico 7: Perfil de eficiencia del enfriador. ....	47
Gráfico 8: Variación de calor de los gases de salida de la Torre precalentadora en función de la temperatura.....	49

## LISTA DE TABLAS

Tabla 1: Fases del Clinker de cemento Portland.....	10
Tabla 2: Transformaciones físicas y químicas en función de la temperatura.....	11
Tabla 3: Influencia de los componentes menores más comunes en el proceso de clinkerización. ....	15
Tabla 4: Logística de las mediciones. ....	21
Tabla 5: Flujos másicos que componen el Volumen de control.....	28
Tabla 6: Especificaciones del Tubo Pitot para cada flujo. ....	31
Tabla 7: Densidad de los compuestos a STP.....	33
Tabla 8: Flujos calóricos que conforman el volumen de control. ....	35
Tabla 9: Conservación de la energía de entrada del volumen de control. ....	36
Tabla 10: Conservación de la energía de salida del volumen de control. ....	36
Tabla 11: Modelamiento para el cálculo de la capacidad calorífica de los fluidos principales. .....	38
Tabla 12: Modelamiento para el cálculo de la capacidad calorífica de los compuestos.....	38
Tabla 13: Distribución de entradas de flujos másicos.....	40
Tabla 14: Distribución de salidas de flujos másicos. ....	40
<b>Tabla 15:</b> Distribución de entradas calor. ....	41
Tabla 16: Distribución de salidas de calor.....	41
Tabla 17: Pérdidas y ahorro por una reducción del 50% aire falso en el horno de la Línea 3. .....	48
Tabla 18: Pérdidas y ahorro por una reducción del 15% de la radiación y convección en el horno de la Línea 3.....	49
Tabla 19: Perdidas y ahorro en los gases de salida de la torre para una reducción de 10°C. .....	50
Tabla 20: Pérdidas y ahorro en el aire de escape del enfriador para una reducción del 5% del flujo másico. ....	50
Tabla 21: Distancia desde la pared de un ducto hasta los puntos de medida para 6,8,10 y 12 puntos de medida [mm]. ....	69

## LISTA DE SÍMBOLOS Y SIGLAS

Subscritos	Descripción del Parámetro	Unidades	
		Sistema Internacional	Sistema Técnico
$A_i$	Área del ducto	[m <sup>2</sup> ]	[m <sup>2</sup> ]
$B$	Presión barométrica o atmosférica	[Pa]	[mbar]
$C_i$	Factor de corrección (adimensional)	[ ]	[ ]
$C_{p_i}$	Capacidad Calorífica del flujo i	[kJ/kg. K]	[kcal/kg. K]
$C_{p_j}$	Capacidad Calorífica del compuesto j	[kJ/kg. K]	[kcal/kg. K]
$D$	Diámetro externo	[m]	[m]
$g$	Gravedad = 9,8	[m/s <sup>2</sup> ]	[m/s <sup>2</sup> ]
$Gr$	Número de Grashof (adimensional)	[ ]	[ ]
$h_i$	Coefficiente de convección	[W/m <sup>2</sup> . K]	[W/m <sup>2</sup> . K]
$H$	Altitud del local m.s.n.m (metros sobre el nivel del mar)	[m]	[m]
$k$	Conductividad térmica del fluido	[W/m. K]	[W/m. K]
$K$	Constante del Tubo Pitot (adimensional)	[ ]	[ ]
$m_i$	Flujo másico del fluido i	[kg/s]	[kg/kg clk]
$\dot{m}_i$	Flujo másico del fluido i	[kg/s]	[t/h]
$Nu$	Número de Nusselt (adimensional)	[ ]	[ ]
$O_{min}$	Oxígeno mínimo de combustión	[%]	[%]
$P_i$	Presión	[Pa]	[mbar]
$Pr$	Número de Prandtl (adimensional)	[ ]	[ ]
$L_c$	Longitud característica	[m]	[m]
$L_{min}$	Volumen de aire mínimo o estequiométrico	[Nm <sup>3</sup> aire/kg]	[Nm <sup>3</sup> aire /kgcomb]
$L'_{min}$	Volumen de aire mínimo o estequiométrico	[Nm <sup>3</sup> aire/kg]	[Nm <sup>3</sup> aire /M]carb ]
$PCI$	Poder calorífico inferior del combustible	[kJ/kg]	[kcal/kgcarb]
$PCI'$	Poder calorífico inferior del combustible	[kJ/kg]	[MJ/kgcarb]
$PC$	Poder calorífico interior del combustible	[kJ/kg]	[MJ/h]
$q$	Caudal	[m <sup>3</sup> /h]	[m <sup>3</sup> /h]
$q_{normali}$	Caudal normal de i	[Nm <sup>3</sup> /h]	[Nm <sup>3</sup> /h]
$q_{comb}$	Caudal de gases normales de combustión	[Nm <sup>3</sup> /h]	[Nm <sup>3</sup> /h]
$Q_i$	Flujo de calor del fluido i	[kJ/kg]	[kcal/kg]
$Q_{tot.e}$	Flujo de calor total que ingresa al proceso	[kJ/kg]	[kcal/kg]
$Ra$	Número de Rayleigh (adimensional)	[ ]	[ ]
$Re$	Número de Reynolds (adimensional)	[ ]	[ ]

t	Temperatura del fluido	[K]	[°C]
T	Temperatura de fluido	[K]	[K]
t/d	Toneladas por día	[kg/s]	[t/d]
V	Velocidad del fluido	[m/s]	[m/s]
V <sub>gmin</sub>	Volumen de gases mínimo	[Nm <sup>3</sup> /kgcomb]	[Nm <sup>3</sup> /kg comb]
V <sub>g' min</sub>	Volumen de gases mínimo	[Nm <sup>3</sup> /k]comb]	[Nm <sup>3</sup> /M] carb]
X <sub>i</sub>	Fracción i en los gases de salida de la torre precalentadora(adimensional)	[ ]	[ ]
X <sub>j</sub> <sup>i</sup>	Fracción del compuesto j contenida en el fluido i (adimensional)	[ ]	[ ]
ν	Viscosidad cinemática	[m <sup>2</sup> /s]	[m <sup>2</sup> /s]
ρ <sub>i</sub>	Densidad real de i	[kg/m <sup>3</sup> ]	[kg/m <sup>3</sup> ]
ρ <sub>normali</sub>	Densidad normal de i	[kg/Nm <sup>3</sup> ]	[kg/Nm <sup>3</sup> ]
β	Coefficiente de expansión volumétrica (1/T)	[K <sup>-1</sup> ]	[K <sup>-1</sup> ]
λ <sub>vap</sub>	Entalpía de vaporización del agua	[kJ/kcal]	[kcal/kg]
σ	Constante de Stefan Boltzman	[W/m <sup>2</sup> . K <sup>4</sup> ]	[W/m <sup>2</sup> . K <sup>4</sup> ]
η <sub>i</sub>	Eficiencia	[%]	[%]
ε	Factor del aire de exceso (adimensional)	[ ]	[ ]
ε <sub>k</sub>	Emisividad de la superficie k (adimensional)	[ ]	[ ]
%Desc	Porcentaje de descarbonatación de crudo = 44% (100g de CaCO <sub>3</sub> producen 44 g de CO <sub>2</sub> )	[%]	[%]

<b>i</b>		<b>Subíndices</b>	<b>i</b>		<b>Subíndices</b>
ae	→	Aire de exceso	total.e	→	Calor total entrada
aex	→	Aire de exceso en el enfriador	f	→	Forzada
af	→	Aire falso o parasitario	Fclk	→	Formación de clinker
agc	→	Agua contenida en el carbón	g	→	Gases totales de salida de la Torre precalentadora
agh	→	Agua contenida en la harina	gby	→	Gases de salida del Bypass
ap	→	Aire primario	h	→	Harina de alimentación
atc	→	Aire de transporte de carbón	Horno		Horno
at	→	Aire terciario	H	→	Altura
asec	→	Aire secundario	l	→	Natural
c	→	Combustible	min	→	Mínimo
clk	→	Clinker	n	→	Normal
clk.e	→	Clinker entrada al enfriador	p	→	Película del fluido
clk.s	→	Clinker salida del enfriador	P	→	Presión
Cil	→	Cilindro	pby	→	Polvo del Bypass
cmcb	→	Combustión del combustible	pf	→	Polvo en los filtros
comb	→	Combustión del combustible	raddat	→	Radiación ducto de aire terciario

convh	→	Convección natural horno	radenf	→	Radiación enfriador
convtp	→	Convección natural torre precalentadora	radtp	→	Radiación torre precalentadora
Conve nf	→	Convección en el enfriador	radh	→	Radiación horno
Convd at	→	Convección ductor de aire terciario	r	→	Real
Desc	→	Descarbonatación	S	→	Superficial
D	→	Dinámica	T	→	Temperatura
Dat	→	Ducto de aire terciario	tp	→	Torre precalentadora
enf	→	Enfriador	Vah	→	Vapor de agua en la harina
e	→	Estática	Vac	→	Vapor de agua en el carbón
Eb	→	Ebullición	∞	→	Ambiente

<b>i</b>	<b>Fluidos</b>
O <sub>2</sub>	Oxígeno
CO <sub>2</sub>	Dióxido de Carbono
N <sub>2</sub>	Nitrógeno
H <sub>2</sub> O	Agua

<b>j</b>	<b>Compuestos</b>	<b>j</b>	<b>Compuesto</b>
CaCO <sub>3</sub>	Carbonato de Calcio	CaO	Óxido de Calcio
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	Óxido de aluminio	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	Óxido de Hierro
MgO	Óxido de magnesio	Na <sub>2</sub> O	Óxido de Sodio

## INDICE

<b>AGRADECIMIENTOS</b> .....	<b>V</b>
<b>RESUMEN</b> .....	<b>VI</b>
<b>ABSTRACT</b> .....	<b>VII</b>
<b>RESUMO</b> .....	<b>VIII</b>
<b>LISTA DE FIGURAS</b> .....	<b>IX</b>
<b>LISTA DE FOTOGRAFÍAS</b> .....	<b>X</b>
<b>LISTA DE GRÁFICOS</b> .....	<b>XI</b>
<b>LISTA DE TABLAS</b> .....	<b>XII</b>
<b>LISTA DE SÍMBOLOS Y SIGLAS</b> .....	<b>XIII</b>
<b>INDICE</b> .....	<b>XVI</b>
<b>1 INTRODUCCIÓN</b> .....	<b>1</b>
<b>2 OBJETIVO</b> .....	<b>2</b>
2.1 OBJETIVO GENERAL.....	2
2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS.....	2
2.3 JUSTIFICACIÓN DE LA INVESTIGACIÓN.....	2
<b>3 DESCRIPCIÓN DEL PROBLEMA</b> .....	<b>3</b>
3.1 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO PRODUCTIVO DE CEMENTO.....	3
3.1.1 Extracción de las materias primas.....	3
3.1.2 Proceso de Clinkerización.....	3
3.1.3 Proceso de Producción de Cemento.....	3
3.2 PROCESO DE CLINKERIZACIÓN.....	4
3.2.1 Análisis del funcionamiento del Proceso de Clinkerización.....	4
3.2.2 Funcionamiento de la Torre precalentadora.....	5
3.2.2.1 Ciclones en Precalentadores de Suspensión.....	5
3.2.2.2 Precalcinador.....	5
3.2.2.3 Calcinador en línea ILC.....	6
3.2.3 Horno de proceso seco.....	7
3.2.4 Enfriador.....	8
3.3 QUÍMICA DEL CEMENTO.....	9
3.3.1 Transformación química.....	9
3.3.2 Transformaciones químicas ocurridas en el proceso de clinkerización dentro del horno rotatorio.....	11
3.3.3 Procesos físicos, mineralógicos y químicos en la cocción del Clinker.....	11
3.3.4 Factores que influyen en el proceso de cocción.....	14
3.3.5 Componentes menores.....	14
3.4 CLASIFICACIÓN DE LOS CEMENTOS.....	15
3.4.1 Tipos de Cementos Portland.....	16
3.5 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.....	17
<b>4 METODOLOGÍA</b> .....	<b>17</b>
4.1 PREPARACIÓN.....	18
4.2 EJECUCIÓN.....	18
4.3 EVALUACIÓN.....	18
4.4 DISCUSIÓN.....	18

4.5	PROCEDIMIENTO PARA LAS MEDICIONES.....	19
4.5.1	Estudio del sistema.....	19
4.5.2	Desarrollo del algoritmo para la resolución matemática de los balances .....	19
4.5.3	Inspección y habilitación de los puntos de medición .....	20
4.5.4	Inspección del estado de los equipos de medición.....	20
4.5.5	Comprobación del estado estable.....	20
4.5.6	Mediciones en planta y obtención de información .....	20
4.5.7	Desarrollo matemático de los balances de masa y energía .....	21
4.5.8	Análisis de resultados.....	21
4.6	ORGANIZACIÓN DE MEDICIONES EN PLANTA .....	21
<b>5</b>	<b>ANÁLISIS TERMODINÁMICO .....</b>	<b>23</b>
5.1	ESTEQUIOMETRÍA DE LA COMBUSTIÓN .....	23
5.1.1	Análisis del proceso de combustión.....	23
5.1.1.1	Fuentes de Aire para la combustión.....	23
5.1.1.2	Control del exceso de aire o aire falso en el sistema .....	24
5.2	COMBUSTIBLE .....	24
5.2.1	Análisis elemental.....	25
5.2.2	Análisis inmediato del carbón.....	25
5.3	CONSERVACIÓN DE MASA Y ENERGÍA .....	25
5.3.1	Realización del balance de masa.....	25
5.4	MODELAMIENTO MATEMÁTICO DEL BALANCE DE MASA.....	28
5.4.1	Características de los flujos del Balance de masa.....	28
5.4.1.1	Harina.....	28
5.4.1.2	Combustible .....	29
5.4.1.3	Clinker .....	29
5.4.1.4	Polvo de salida del filtro .....	29
5.4.1.5	Agua de harina y carbón .....	29
5.4.1.6	Aire de transporte de carbón.....	29
5.4.1.7	Aire de escape o exceso del enfriador .....	30
5.4.1.8	Aire falso .....	30
5.4.1.9	Gases de salida de la torre precalentadora.....	30
5.4.2	Método para cálculo de los flujos máscicos de aire y gases del proceso a partir de las mediciones .....	30
5.4.2.1	Cálculo de la velocidad del flujo .....	30
5.4.2.2	Cálculo de la densidad real del fluido.....	31
5.4.2.3	Cálculo de la densidad real del flujo.....	31
5.4.3	Método para el modelamiento del cálculo de los flujos máscicos de gases de salida de la Torre Precalentadora.....	32
5.4.3.1	Cálculo del aire mínimo para la combustión.....	32
5.4.3.2	Cálculo del volumen estequiométrico de gases de la combustión .....	32
5.4.3.3	Factor del exceso de aire .....	32
5.4.3.4	Densidad del gas.....	33
5.4.3.5	Cálculo de la cantidad de gases salida por la torre precalentadora .....	33
5.5	MODELAMIENTO MATEMÁTICO DEL BALANCE DE ENERGÍA.....	34
5.6	BALANCE DE ENERGÍA.....	35
5.6.1	Entradas de calor .....	35
5.6.2	Salidas de calor.....	36
5.6.3	Cálculo de los coeficientes de transferencia de calor .....	36
5.6.3.1	Coefficiente de convección externa forzada.....	37
5.6.3.2	Coefficiente de convección externa natural.....	37
5.6.3.3	Cálculo de las capacidades caloríficas de los flujos.....	37
5.6.3.4	Cálculo de las capacidades caloríficas de los compuestos que conforman los flujos .....	38
5.6.4	Cálculo de la eficiencia del enfriador.....	38
5.6.5	Cálculo de la temperatura de aire secundario .....	38

5.6.6	Cálculo de la eficiencia del proceso .....	39
<b>6</b>	<b>RESULTADOS Y DISCUSIONES .....</b>	<b>39</b>
6.1	DISTRIBUCIÓN DE LOS FLUJOS MÁSICOS EN EL SISTEMA .....	40
6.2	DISTRIBUCIÓN DE FLUJOS CALÓRICOS EN EL SISTEMA .....	41
6.3	FLUJOS ESPECÍFICOS DEL BALANCE DE MASA Y ENERGÍA.....	42
6.4	ENFRIADOR .....	46
6.5	VARIABLES QUE AFECTAN EL CONSUMO DE CALOR EN EL SISTEMA.....	48
6.5.1	Pérdidas de calor por exceso de aire .....	48
6.5.2	Pérdidas de calor por aire falso.....	48
6.5.3	Pérdidas de calor por radiación y convección.....	49
6.5.4	Pérdidas de calor en los gases de salida de la Torre precalentadora .....	49
6.5.5	Pérdidas de calor con el aire de exceso del enfriador .....	50
<b>7</b>	<b>CONCLUSIONES.....</b>	<b>50</b>
<b>8</b>	<b>RECOMENDACIONES .....</b>	<b>52</b>
	<b>REFERENCIAS.....</b>	<b>54</b>
	<b>BIBLIOGRÁFICAS .....</b>	<b>54</b>
	<b>ANEXOS .....</b>	<b>57</b>
	ANEXO A: LOCALIZACIÓN .....	58
	ANEXO B: SUB-ETAPAS DEL PROCESO PRODUCTIVO DE CEMENTO .....	59
	ANEXO C: INSPECCIÓN DEL ESTADO DE LOS EQUIPOS DE MEDICIÓN.....	65
	ANEXO D: EMPLEO DEL TUBO PITOT Y ANEMÓMETRO PARA CÁLCULO DEL FLUJO MÁSICO DEL FLUIDO .....	68
	ANEXO E: RESULTADOS DEL ANÁLISIS TERMODINÁMICO.....	71
	E.1 CARACTERÍSTICAS DE LOS FLUJOS .....	71
	E.2 RESULTADO DE LOS BALANCES DE MASA Y ENERGÍA DEL SISTEMA .....	74
	E.3 BALANCE DE MASA Y ENERGÍA EN EL ENFRIADOR .....	77
	ANEXO F: FOTOGRAFÍAS DE LOS PUNTOS DE MEDICIÓN.....	79

# 1 INTRODUCCIÓN

El cemento es un producto básico y necesario para el desarrollo de los países, pues representa un elemento fundamental en la infraestructura de un país. Asimismo, es un sistema de alto consumo calórico, debido a las altas temperaturas que se requiere dentro del horno para la sinterización del clinker y a la descomposición de las materias primas. Ello representa un gran impacto ambiental dadas las emisiones de gases de efecto invernadero que el proceso produce [1].

A nivel mundial, las cementeras generan mayor cantidad de emisiones de gases de efecto invernadero dado el alto consumo energético requerido por unidad de producción. Se estima que comprenden el 5% de las emisiones de origen antropogénico [1]. Asimismo, el consumo de energía en la industria del cemento representa cerca del 2% del consumo de la energía global primaria y, aproximadamente, el 5% de la energía consumida por las industrias a nivel mundial [3]. Para la producción del cemento, el consumo primario depende básicamente del tipo de tecnología de producción, donde aquellos hornos que poseen sistemas de calentador y precalcinador usan, aproximadamente 3,06 GJ de energía por tonelada de clinker producido, mientras que un horno húmedo requiere entre 5,3 a 7,1 GJ de energía por tonelada de clinker producido [3].

Asimismo, más del 90% de toda la energía utilizada para la producción de cemento corresponde al uso de los combustibles fósiles, principalmente carbón mineral, coque, petróleo y gas natural. De los cuales el carbón es el combustible más utilizado por este tipo de industrias, dado su mayor poder calorífico y precios relativamente bajos en comparación al petróleo y derivados de este. Según el Instituto Mundial del Carbón, globalmente se consumen 500g de carbón por cada 1000 g de cemento producido [3].

En virtud de lo anterior mencionado, existe una necesidad imperiosa de utilizar de manera más eficiente la energía térmica del combustible a través de un gerenciamiento y racionalización de la energía, que permita conseguir la máxima eficiencia en la industria. El ahorro de la energía y su gestión son las mejores alternativas en la industria del cemento para lograr competitividad y excelencia operativa.

En este sentido, el análisis termodinámico representa una herramienta muy efectiva para el desarrollo de un adecuado control térmico del proceso. Por esta razón, el presente trabajo se fundamenta en la evaluación del consumo calórico por medio de la realización de los balances de masa y energía, con el fin de proveer los resultados para un control y manejo adecuado de la operación de los diferentes componentes del sistema. Con ello se busca revelar en forma detallada las posibles oportunidades de mejora y obtención de una mayor eficiencia y racionalización adecuada del consumo de la materia prima.

El desarrollo de este estudio se desarrolló en la empresa de cemento Yura S.A. que tiene tres líneas de producción, de las cuáles las líneas 1 y 2 se encuentran fuera de funcionamiento por su alto consumo calórico, debido a su antigüedad. En la línea 3, actualmente en funcionamiento, el consumo calórico proveniente del combustible, representa costos alrededor del 50% para la producción de cemento [16].

Para la evaluación del sistema se delimitó un volumen de control (comprendido por la torre precalentadora, el horno rotario y en enfriador), posteriormente se elaboró el algoritmo matemático de los balances para el horno de la línea de producción. Para ello, se recolectó la información necesaria (proveniente de mediciones, análisis de laboratorio,

información histórica, etc.) medidos en la Planta. Esta información fue depositada en la hoja de cálculo diseñada y finalmente, por medio de los resultados obtenidos se llevó a cabo un análisis técnico-económico que involucran las variables más relevantes del sistema referentes al consumo calórico y las pérdidas de energía.

## **2 OBJETIVO**

### **2.1 Objetivo General**

Evaluar el rendimiento térmico y productivo del proceso de clinkerización en una industria cementera de horno rotativo de vía seca, mediante un modelamiento termodinámico.

### **2.2 Objetivos Específicos**

- Estudiar los métodos para el desarrollo de los balances de masa y energía presentes en la literatura, con el fin de proporcionar un algoritmo adecuado que permita el desarrollo de los balances de masa y energía en el proceso de clinkerización;
- Delimitar el volumen de control más adecuado para el análisis en cada componente, que conforman el proceso de clinkerización;
- Realizar balances de masa y energía en la línea de producción de clinker, involucrados en el volumen de control adoptado, que incluyen la torre pre calentadora, el horno rotatorio y el enfriador;
- Identificar por medio de los resultados obtenidos de los balances, los consumos más significativas en el sistema, que influyen en el consumo calórico de horno;
- Evaluar y analizar los resultados obtenidos por medio de los balances con el fin de identificar posibles mejoras orientadas a la reducción del consumo de combustible y un mejoramiento de la eficiencia en el proceso de clinkerización;
- Desarrollar un instructivo para la ejecución de los balances de masa y energía en la planta, el cual servirá como herramienta base para la recopilación y manejo de la información más relevante del proceso de clinkerización en mediciones futuras.
- Implementar un simulador de cálculo basado en el algoritmo propuesto, que permita el análisis continuo de los datos para las futuras mediciones y mejoras.

### **2.3 Justificación de la Investigación**

El presente trabajo busca obtener un algoritmo térmico, por medio de un balance másico y energético, que permite evaluar las condiciones actuales del proceso en estudio, proporcionando lo siguiente:

- Ensayo del comportamiento funcional del horno antes y después de una modificación;
- Consumo de calor anormalmente alto o datos anormales de horno operacionales;
- Conocimiento del consumo calórico en cada etapa del proceso;
- Optimización del funcionamiento del horno.

El consumo de calor puede determinarse por medición exclusiva de la potencia calorífica del combustible y de la producción de clinker; sin embargo, un balance térmico completo ofrece una información más detallada del proceso, mayor seguridad en los resultados obtenidos y la consistencia de los datos medidos con la información del SCADA<sup>1</sup>, que garantiza la confiabilidad. En este sentido, un balance térmico es un método muy eficaz para la evaluación del rendimiento térmico del proceso, dado que muestra claramente donde se consume calor.

### **3 DESCRIPCIÓN DEL PROBLEMA**

#### **3.1 Descripción del Proceso productivo de cemento**

En la empresa de cemento YURA S.A., ubicado en el departamento de Arequipa-Perú (más detalles en el Anexo A), el proceso de producción del cemento se divide en tres etapas, comprendidas por: materias primas, clinkerización y cemento. A continuación, se desarrolla resumidamente cada etapa y en el Anexo B se exponen las Sub-etapas detalladamente.

##### **3.1.1 Extracción de las materias primas**

El proceso de fabricación de cemento comienza en las canteras, con la extracción de las materias primas (Caliza, puzolana, arcilla y mineral de hierro), las cuales se encuentran en la cantera a cielo abierto. Después de su extracción y clasificación, el material procede a su trituración hasta obtener una granulometría adecuada para el producto de molienda. Este producto es transportado mediante cintas transportadoras o camiones Dumper para su almacenamiento. Los correctores de hierro y bizarra, son traídos externamente de los proveedores locales y regionales y almacenados en la pila de correctores. Esta etapa comprende los siguientes subprocesos: recepción y almacenamiento, transporte de materias primas a chancadora. Molienda de materias primas, pre homogenización de caliza y operación de crudos [4, 5].

##### **3.1.2 Proceso de Clinkerización**

El proceso de clinkerización (Piroproceso) consiste en llevar la harina cruda homogenizada al horno rotatorio, el cual se encuentra a altas temperaturas; en la salida del horno se produce la fusión de varios componentes y se forman gránulos conocidos como Clinker. Este proceso incluye las siguientes sub etapas: transporte de alimentación de harina cruda, precalentamiento, clinkerización, enfriamiento, trituración, transporte de clinker y alimentación del combustible [6].

##### **3.1.3 Proceso de Producción de Cemento**

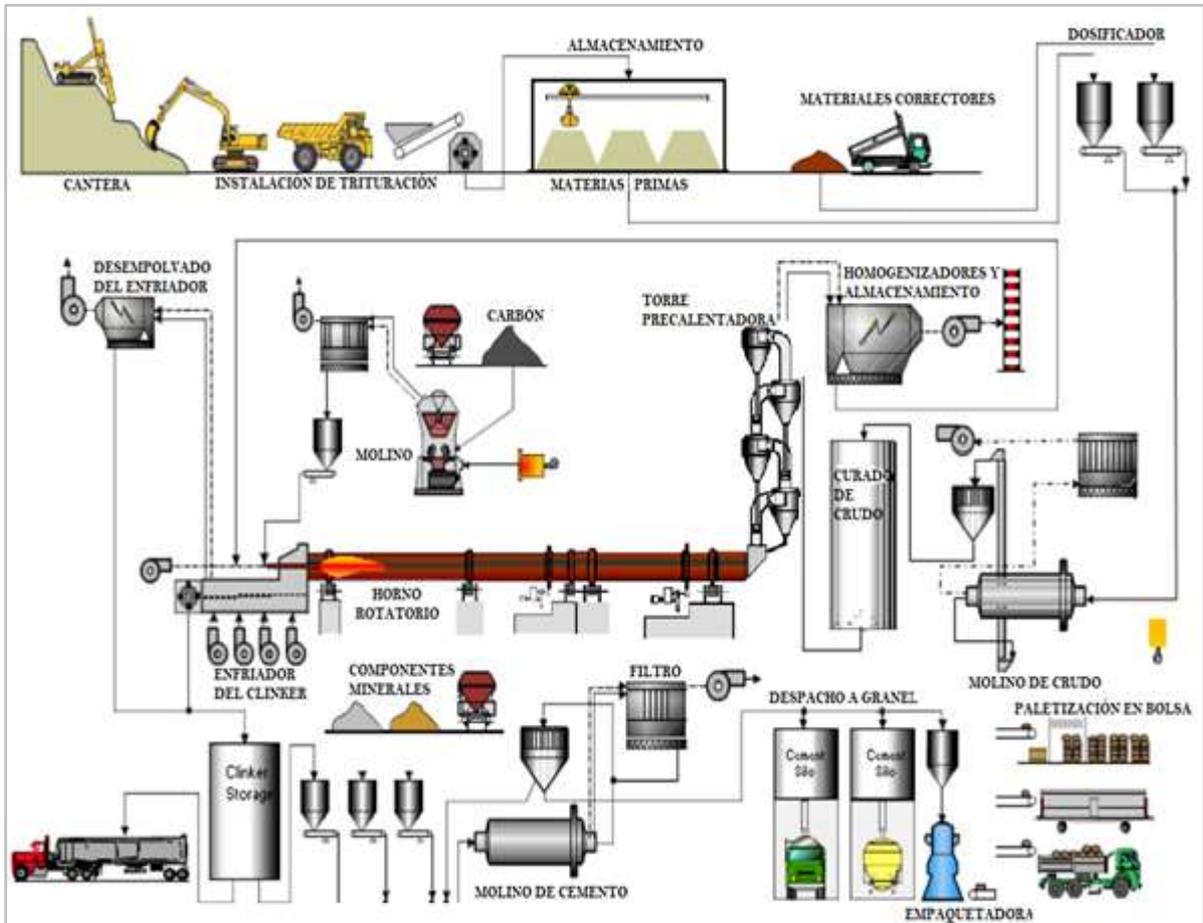
El proceso de molienda de Cemento comprende: el reclamo de las materias primas de las chanchas de Yeso, Puzolana y Clinker, transporte, molienda de cemento y transporte del producto final hacia los silos de cemento [6].

---

<sup>1</sup> Supervisión, Control y Adquisición de Datos) es un concepto que se emplea para realizar un software para ordenadores que permite controlar y supervisar procesos industriales a distancia.

En la Figura 1 se muestra el flujograma del proceso productivo, detallado anteriormente.

**Figura 1:** Diagrama de Flujo del Proceso de Fabricación de Cemento Portland con horno tipo seco y precalentador.



Fuente: Holcim, 2006.

## 3.2 Proceso de Clinkerización

### 3.2.1 Análisis del funcionamiento del Proceso de Clinkerización

Como fue mencionado anteriormente, el proceso de clinkerización se define como la transformación de la harina cruda en clinker, a través de los procesos de precalentamiento, descarbonatación, calentamiento, clinkerización y enfriamiento. Estos procesos se desarrollan por etapas en la torre precalentadora, horno rotatorio y enfriador [7].

El proceso de clinkerización comienza con el ingreso de la harina cruda a la torre precalentadora, donde la harina cruda es descarbonatada por medio la transferencia de calor entre los gases, con altas temperaturas, provenientes del horno; este proceso ocurre en co-corriente con la harina cruda. Después la harina precalentada y descarbonatada o parcialmente descarbonatada ingresa al horno rotatorio, donde se dan las fases de calentamiento, clinkerización y enfriamiento parcial; dentro del reactor ocurren las reacciones de combustión, descarbonatación y clinkerización [7].

La evaluación de cada etapa considerada en el proceso permite conocer a profundidad las operaciones y reacciones químicas ocurridas; por ello el análisis individual a través de los balances de masa y energía se efectúan en forma integrada con el proceso de combustión [8].

### **3.2.2 Funcionamiento de la Torre precalentadora**

#### **3.2.2.1 Ciclones en Precalentadores de Suspensión**

Tienen la función de transferencia de calor desde los gases calientes del horno hacia la harina cruda fría. Su principio de funcionamiento se basa en el intercambio de calor en co-corriente, donde la harina dispersa en la corriente de gases calientes, es conducida por el flujo de gases suspendidos, de manera que el calor se intercambia hasta que las temperaturas se igualen. La harina caliente se separa de los gases fríos y desciende por cada ciclón hasta el horno [9]. La mayor parte de transferencia de calor se realiza por los tubos de salida de gases de cada ciclón, equivalente al 80%, el 20% del intercambio calórico ocurre en el interior de los ciclones.

La harina que ingresa al proceso, es alimentada a través del ciclón 2, con una temperatura en torno 50°C. Esta debe calentarse hasta, aproximadamente, 900°C durante un tiempo de residencia en la torre de, aproximadamente, en 30 segundos [8].

La torre precalentadora consta de 5 etapas de precalentamiento o ciclones de separación gas sólido, que actúan como intercambiadores de calor. En la primera etapa existen dos ciclones gemelos, cuya eficiencia es mayor, también cuenta con un calcinador en línea, donde la descarbonatación se da en su totalidad en el resto de los ciclones. Durante el proceso de intercambio de calor los ciclones van perdiendo eficiencia en el cicloneo, debido a la separación que ocurre en cada ciclón, en función de la velocidad, geometría y tubo de inmersión. Las eficiencias decaen de 93% en el primero ciclón, hasta 78% en el último ciclón [7].

Los gases que ingresan al precalentador, aproximadamente a 1100°C, salen por la parte superior de la torre, a través del ciclón 1A, a una temperatura de 280 y 350 °C arrasando cerca del 10% de la cantidad de harina que es alimentada. Esto se debe a que los gases junto con el polvo son conducidos por tiro a un filtro de mangas para su separación, y posterior recirculación al sistema; este polvo es conocido como polvo de filtro [6]. En la Figura 2 se muestra la torre precalentadora y sus componentes, lo cuales son descritos a continuación.

#### **3.2.2.2 Precalcinador**

Tiene la función de calcinación (descarbonatación) de la harina y la combustión completa del combustible. El principio de funcionamiento se basa en lo siguiente [11]:

- 50 a 60% del combustible total se dispara en una cámara de combustión (o calcinador) estático el cual está instalado sobre la cámara de humos del horno;
- El aire terciario caliente proveniente del enfriador va al calcinador, a través de un ducto separado (ducto de aire terciario);
- La harina es 80% calcinada antes de ingresar al horno;

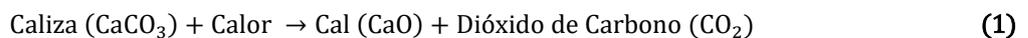
- Los indicadores para su análisis son: la combustión completa identificado a través de la lectura de los gases en el analizador de gases del horno ( $O_2, CO$ ), tiempo de retención del gas y la proporción del combustible con la temperatura del aire terciario.

### 3.2.2.3 Calcinador en línea ILC

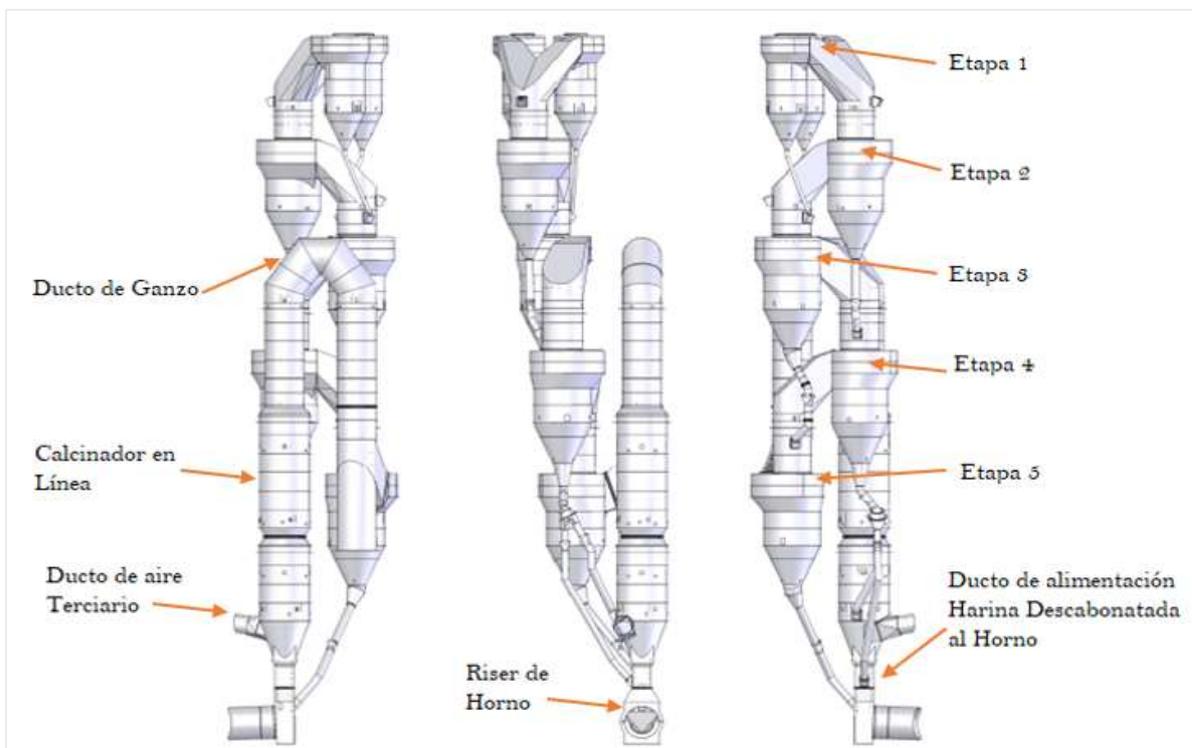
Tiene una capacidad normal entre 1500-5000 toneladas por día [t/d] con un índice de combustión en el calcinador de 50 a 60%, la desviación normal de los gases del horno a través del bypass ocurre en torno de 0 a 30% y la calcinación de la harina a la entrada del horno presenta entre 90 a 95% de descarbonatación. Las ventajas de operación son las siguientes [11]:

- Alto tiempo de retención del material y del gas en el calcinador debido a su gran volumen y agitación moderada;
- Adecuado para combustibles duros de quemar como el coque, llantas y otras biomásas;
- Larga vida del revestimiento debido a la carga térmica y la costra estable del horno;
- Bajas emisiones de  $NO_x$ , en comparación a otros calcinadores tradicionales.

En el calcinador la reacción de descarbonatación ocurre a  $850^\circ C$ , donde el dióxido de carbono es expulsado de la piedra caliza, formando cal libre. Esta reacción química se produce a una temperatura constante y con (50-60%) del combustible total disparado en el calcinador.



**Figura 2:** Torre precalentadora con 5 etapas y calcinador.

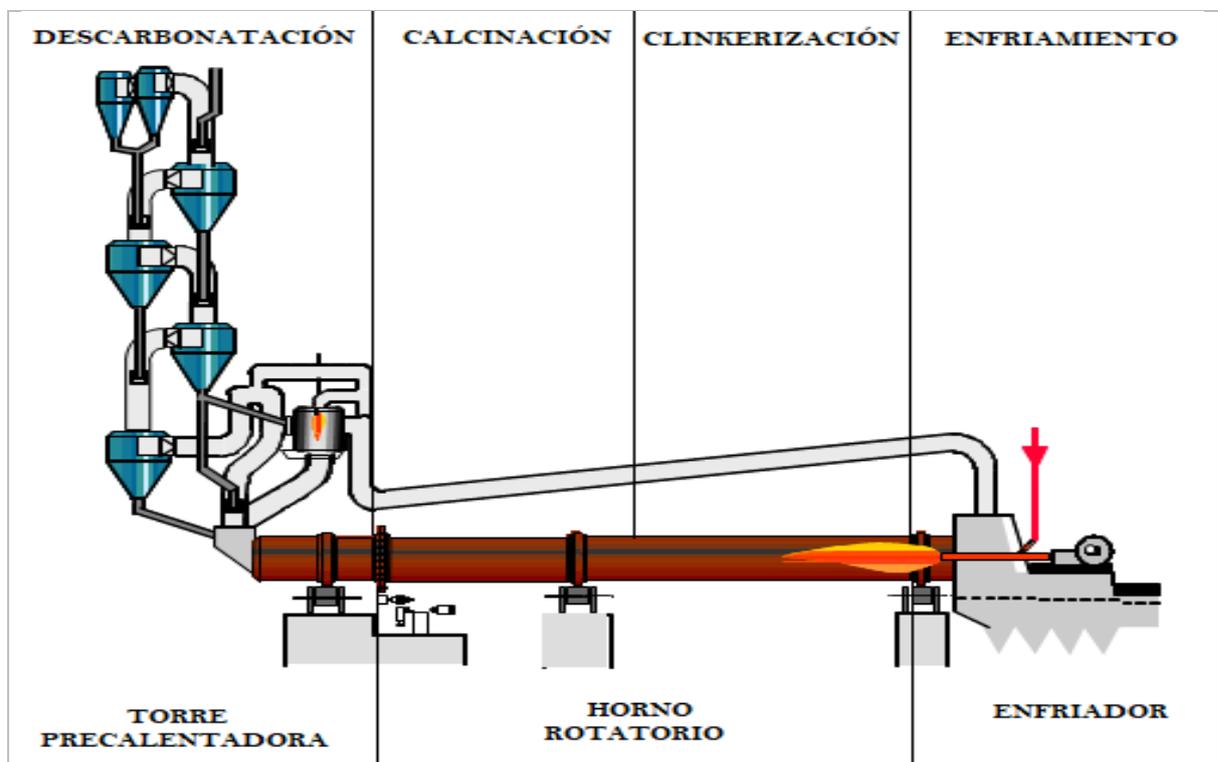


Fuente: Adaptado del diseño del plano de la planta de cemento Yura S.A.

### 3.2.3 Horno de proceso seco

El horno es el lugar donde ocurren las reacciones de sinterización para producir el clinker, componente principal del cemento, comprendidos por la torre precalentadora, el horno rotatorio y el enfriador. En su interior los procesos involucran reacciones físicas y químicas. Las reacciones físicas están relacionadas a las propiedades físicas de la harina cruda como la finura en el molino de crudo (gruesos de sílice o partículas gruesas de calcita). Por otra parte, los cambios químicos durante la quema están relacionados a la formación de las fases sólidas y líquidas de los minerales intermedios y finales. Los hornos son equipos que cumplen cuatro funciones diferentes, de reactor químico, de generador de calor, de intercambiador de calor y de transportador de gases y sólidos [12]. En la Figura 3 se muestra las zonas de formación del clinker dentro del horno.

**Figura 3:** Esquema de un sistema de Horno Rotatorio vía seca del proceso.



Fuente: Adaptado a partir de FLSmidht, 2012.

El horno tubular rotatorio se impone en la producción de clinker por adecuarse perfectamente a la velocidad de avance y tiempo de permanencia del material al interior del mismo, y a los procesos de nodulización y clinkerización, que requieren un tiempo de retención específico para completar su formación y alcanzar sus propiedades [7].

Para un buen funcionamiento en el horno, es necesario que en su interior la temperatura de los gases evolucione de 1000°C a 1350°C, la llama a 1050°C, mientras que el material pase de 850-900°C a 1420-1450°C y en la zona de clinkerización o de sinterizado, la temperatura sea como máximo 1450°C. Esta temperatura indica la transformación de  $C_2S$  a  $C_3S$ , el cual representa la calidad del clinker producido. Asimismo, la temperatura a la salida del Precalcinador (gas y material) se mide para controlar el grado de calcinación de la harina caliente, mientras mayor sea este número mayor será la calcinación [9].

La formación de la fase líquida y de nodulización en el horno es primordial para definir la calidad de clinker. La formación de esta fase se logra a través de la fundición de los compuestos que lo conforman, los cuales posibilitan la aglomeración del material en nódulos. Esta nodulización proporciona un clinker con condiciones de molturabilidad<sup>2</sup>, y cuyo cemento tiene mejores condiciones de hidratación y de resistencias [8].

### 3.2.4 Enfriador

El enfriamiento del clinker es la etapa final del proceso, se efectúa en la parte final del horno y el enfriador. Dentro del horno, el clinker disminuye su temperatura de 1450 a 1200°C, aproximadamente, hasta la solidificación de su fase líquida para ser descargado al enfriador tipo parrilla, donde la temperatura disminuye hasta menos de 100°C [13].

Además de la función de enfriamiento, el enfriador de clinker tiene otras funciones como recuperar el calor, transportar el clinker de la descarga del horno a la trituradora, dar una granulometría específica, mejorar la calidad del clinker a través un tiempo adecuado de enfriamiento, y mantener un régimen permanente y estable en el horno. En este sentido, el horno recupera, aproximadamente, de 15 a 25% del total del calor del enfriador como aire terciario a una temperatura de 700 a 1100°C, el cual es utilizado en la combustión del calcinador [15].

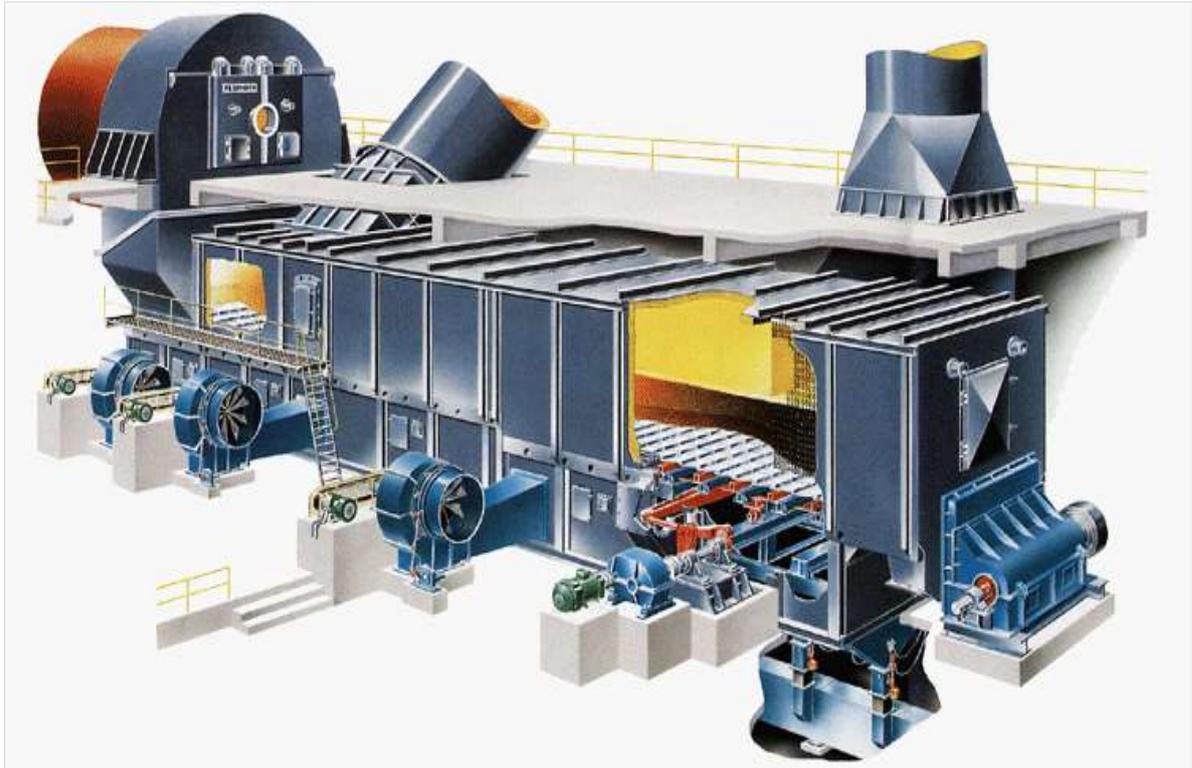
Asimismo, la cámara del enfriador es importante para que el material obtenga sus propiedades físicas y químicas referente a la molturabilidad, resistencia mecánica y durabilidad química. Los mecanismos de transferencia de calor, que involucra el enfriamiento del clinker, son por conducción, convección y radiación; donde el calor del clinker se desplaza del interior al exterior por conducción, a causa del gradiente de temperatura. El aire proveniente de los ventiladores fluye por la superficie del clinker y debido a la alta temperatura del material ocurre la transferencia de calor por convección y radiación.

El enfriador visto en la Figura 4, posee 7 cámaras inferiores, la cámara 0 ubicada bajo el cabezal del horno y la cama de placas fijas (cámaras de 1 a 6) ubicadas bajo la cama de barras móviles. Estas cámaras cumplen la función de inyectar aire para el enfriamiento proporcionado por los 12 ventiladores para reducir la temperatura del clinker a lo largo del enfriador .

**Figura 4:** Estructura del enfriador de parrillas

---

<sup>2</sup> Facilidad a la pulverización.



Fuente: FLSmidht, 2012.

### 3.3 Química del Cemento

#### 3.3.1 Transformación química

El Clinker es una transformación química de la materia prima, el cual ocurre por medio de reacciones llamadas de sinterización o clinkerización. Este proceso requiere altas temperaturas para la conversión de una mezcla de minerales de origen natural a una nueva mezcla de minerales con propiedades hidráulicas, llamada Clinker [14]. En este sentido, la transformación de la mezcla de minerales crudos en minerales de Clinker comienza con la desintegración de las estructuras de los minerales originales, que involucran: la mecánica de trituración y molienda, descomposición térmica y reordenamiento estructural (Polymprphismo). Posteriormente, surge la formación de nuevas estructuras minerales que involucran: aparición de productos intermedios, génesis y desarrollo de minerales finales de Clinker y la cristalización de la fase líquida [15].

Los principales componentes de la materia prima para la producción de Clinker son los siguientes óxidos metálicos:

- Óxido de Calcio “cal”, ( $\text{CaO}$ ) – C: 60-69%;
- Óxido de Silicio “sílice”, ( $\text{SiO}_2$ ) - S: 18-24%;
- Óxido de Aluminio “alúmina”, ( $\text{Al}_2\text{O}_3$ ) - A: 4-8%;
- Óxido de Hierro, ( $\text{Fe}_2\text{O}_3$ ) - F: 1-8%.

Para simplificar la descripción de la composición química, los técnicos de cemento adoptaron un tipo de taquigrafía para los cuatro óxidos (C, S, A y F). Estos cuatro

óxidos reúnen, aproximadamente, el 95% de la composición química del clinker de un típico cemento Portland. El 5% restante comprende los denominados “componentes menores” [16].

Estos cuatro óxidos son los más abundantes en la superficie terrestre. Sin embargo, la sílice, la alúmina y el óxido de hierro, se encuentran en forma de sílice libre (cuarzo), rocas ígneas y sedimentarias en forma de esquisto o de arcilla, correspondientemente; y los cuales son más abundantes que la cal, quien es el principal componente óxido del cemento Portland. La fuente de cal para la fabricación del cemento es la caliza o carbonato cálcico, el cual constituye el 80% del crudo, denominada la “materia prima primaria”.

En el interior del horno, la cal (CaO) reacciona con la sílice, la alúmina y el hierro, dando origen al clinker, cuyos compuestos o fases principales son los siguientes [9, 15, 16].

- Silicato tricálcico,  $3\text{CaO} \cdot \text{SiO}_2$  ( $\text{C}_3\text{S}$ );
- Silicato dicálcico,  $2\text{CaO} \cdot \text{SiO}_2$  ( $\text{C}_2\text{S}$ );
- Aluminato tricálcico,  $3\text{CaO} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3$  ( $\text{C}_3\text{A}$ );
- Ferroaluminato tetracálcico,  $4\text{CaO} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3 \cdot \text{Fe}_2\text{O}_3$  ( $\text{C}_4\text{AF}$ ).

En la Tabla 1 se indican los niveles típicos de los cuatro minerales de clinker, encontrados en el cemento Portland ordinario. Alrededor del 80% del clinker consiste de dos silicatos cálcicos, los cuales aportan la resistencia al cemento Portland [11].

**Tabla 1:** Fases del Clinker de cemento Portland.

Nombre abreviado	Nombre del mineral	Nivel típico (%)	Rango (%)
$\text{C}_3\text{S}$	Alita	58	50 – 60
$\text{C}_2\text{S}$	Belita	18	14 – 24
$\text{C}_3\text{A}$	Aluminato	10	7 – 12
$\text{C}_4\text{AF}$	Ferrita	9	7 – 10

Fuente: Cement Performance International Ltd, 2003.

Primero se forma la ferrita utilizando todo el hierro y una cantidad determinada de cal y alúmina correspondiente, la alúmina restante reacciona con la cal para formar la celita y el remanente de cal se combina con la sílice para formar belita y alita. Se considera que primero se forma todo el  $\text{C}_2\text{S}$  posible, y que luego este reaccione con el exceso de cal para formar el  $\text{C}_3\text{S}$ .

Las características de cada uno de estos compuestos son:

- a) Silicato tricálcico: Gran velocidad de hidratación; calor de hidratación medio; confiere al cemento resistencia elevada a corto tiempo; estabilidad química aceptable, aunque menor que la del  $\text{C}_2\text{S}$ ;
- b) Aluminato tricálcico: Gran velocidad de hidratación; calor de hidratación elevado; confiere parte de la resistencia en las primeras 24 horas; estabilidad química escasa;
- c) Ferroaluminato tetracálcico: Baja velocidad de hidratación; calor de hidratación bajo; aporte de resistencia escasa, incluso resta la resistencia; gran estabilidad química.

### 3.3.2 Transformaciones químicas ocurridas en el proceso de clinkerización dentro del horno rotatorio

Las transformaciones químicas ocurridas para la formación del Clinker, se dan en base a las variaciones de temperatura durante todo el proceso, es decir que cada etapa depende de la temperatura en un momento dado. En la Tabla 2 se muestran las fases del proceso.

**Tabla 2:** Transformaciones físicas y químicas en función de la temperatura.

Temperatura (°C)	Procesos	Transformación Química	Reacción
< 100	Secado y eliminación de agua se superficie	$H_2O(l) \rightarrow H_2O(g)$	Endotérmica
100 - 400	Eliminación de agua estructural		Endotérmica
400 - 750	Descomposición de la arcilla Caolinita → meta-caolinita	$Al_4(OH)_8 \cdot Si_4O_{10} \rightarrow 2(Al_2O_3 \cdot 2SiO_2 + 4H_2O)$	Endotérmica
600 - 900	Descomposición de la meta-caolinita a una mezcla de óxidos libres reactivos	$Al_2O_3 \cdot 2SiO_2 \rightarrow Al_2O_3 + SiO_2$	Endotérmica
600 - 1000	Descomposición de la caliza y formación de CS y CA (carbonatos)	$CaCO_3 \rightarrow CaO + CO_2$ $3CaO + 2SiO_2 + Al_2O_3 \rightarrow 2(CaO \cdot SiO_2) + CaO \cdot Al_2O_3$	Endotérmica
Temperatura (°C)	Procesos	Transformación Química	Reacción
800 - 1300	La unión de la cal por CS y CA, con formación $C_2S$ , $C_3A$ y (reacciones en fase sólida)	$CaO \cdot SiO_2 + CaO \rightarrow 2CaO \cdot SiO_2$ $2CaO + SiO_2 \rightarrow 2CaO \cdot SiO_2$ $CaO \cdot Al_2O_3 + 2CaO \rightarrow 3CaO \cdot Al_2O_3$	Exotérmica
1300-1380	Formación de fase fundida de clinker de los aluminatos y ferritas $C_4AF$	$CaO \cdot Al_2O_3 + 3CaO + Fe_2O_3 \rightarrow 4CaO \cdot Al_2O_3 \cdot Fe_2O_3$	Endotérmica
1250 - 1500	Formación de alita $C_3S$ Compuesto principal de clinker.	$2CaO_2 \cdot SiO_2 + CaO \rightarrow 3CaO \cdot SiO_2$	Endotérmica

Fuente: FLSmidht, 2011.

### 3.3.3 Procesos físicos, mineralógicos y químicos en la cocción del Clinker

Para la fabricación del clinker, a partir del crudo, es necesario su calcinación hasta una temperatura de 1450°C, alcanzando así la sinterización o clinkerización. Durante la etapa de calentamiento de crudo, en la temperatura de cocción, ocurren importantes procesos físicos-químicos, tales como, la deshidratación del mineral de arcilla (influenciado por el tipo de mineral arcilloso, la naturaleza y cantidad de impurezas, el tamaño de las partículas, entre otros), la descomposición de los carbonatos (expulsión del  $CO_2$ , conocida como calcinación), reacciones en estado sólido y reacciones con participación de una fase líquida o fundida, para finalizar con la cristalización. Estos procesos se ven afectados por diversos factores, tales como la composición química del crudo, la composición mineralógica, y los factores físicos de

granulometría, homogeneidad, entre otros. En este sentido, las transiciones de las reacciones representan un aspecto importante en la calidad del cemento. A continuación, se detalla cada fase del proceso hasta la transformación a clinker. En la Figura 5, se muestra la ocurrencia de estas transformaciones [11].

- a) **Secado:** El agua contenida en la humedad del crudo, el cual ingresa por el precalentador, se desprende y evapora a un nivel de temperatura que alcanza los 200°C.
- b) **Deshidratación de los minerales de la arcilla:** Cuando la temperatura alcanza entre 100 y 400 °C, aproximadamente, los minerales de la arcilla ceden el agua físicamente absorbida. A temperaturas superiores (400–750°C), dependiendo de los tipos de minerales arcillosos presentes en la arcilla, se desprende el agua combinado químicamente en forma de grupos hidroxilos (deshidratación).

La deshidratación de la arcilla es influenciada por los siguientes factores: tipo de mineral arcilloso, naturaleza y cantidad de impurezas, el tamaño de las partículas y el grado de cristalización

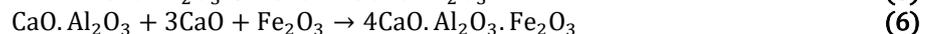
- c) **Descomposición de los carbonatos:** El carbonato cálcico (CaO) contenido en el crudo, en proporciones másicas entre 74% y 79%, se descompone, por medio de la disociación, descarbonatación y calcinación a temperaturas teóricamente iguales o superiores a 800°C liberando CaO (cal libre) y CO<sub>2</sub> (dióxido de carbono). La calcinación o descarbonatación es un proceso endotérmico (absorbe energía para llevar a cabo las reacciones mencionadas en la Tabla 2), además de requerir la mayor cantidad de energía en todo el proceso de cocción del clinker.



Bajo altas temperaturas, el carbonato de calcio se descompone en óxido de calcio y anhídrido carbónico. El dióxido carbónico es un gas que sale, a través de la chimenea junto con otros gases de combustión. Esta disociación tiene origen entre los 600°C.

- d) **Reacciones entre fases sólidas:** Cuando la temperatura es inferior a la de sinterización, la combinación de los productos de descomposición del carbonato de calcio con los de arcilla ocurren preferentemente formando compuestos de menor contenido de cal.

Las reacciones ocurren en estado sólido de manera lenta, debido a que no se forma ningún líquido aparte del formado por las impurezas. No obstante, este proceso puede acelerarse a través de la reducción de las partículas (aumento de la superficie específica), el aumento de la temperatura y un tiempo largo de residencia largo en el horno. Las reacciones que ocurren para la formación de C<sub>2</sub>S, - C<sub>3</sub>A y - C<sub>4</sub>AF son las siguientes [9].



- e) **Reacciones en presencia de fase líquida-fundida:** La formación de la fase líquida o fundida comienza con la sinterización (clinkerización), la cual ocurre en temperaturas comprendidas entre 1260°C a 1310°C, aproximadamente, hasta los 1500°C. A estas temperaturas, ocurre la formación del silicato tricálcico (C<sub>3</sub>S), principal componente del clinker [8].

En el inicio de la clinkerización, las cantidades de óxido de calcio y silicato dicálcico  $C_2S$ , que quedaron sin combinar, se disuelven a través de la fase líquida, el cual representa típicamente 20-25% del clinker y es denominado “fundente del clinker”.

La fase del fundente es capaz de penetrar las partículas porosas y agrietadas de cal, acelerando la disolución. A temperaturas superiores a  $1300^{\circ}C$  en las regiones donde hay exceso de cal, y exceso de sílice, el  $C_2S$  reaccionará con más cal para formar  $C_3S$ . El fundente de clinker además de asistir la combinación química formará silicato tricálcico, promueve la “nodulización” del clinker, que es un aspecto esencial para la operación eficiente a menor temperatura, también ayuda a la formación de una capa protectora de clinker en los refractarios del horno. La formación de líquidos y de los compuestos de Clinker ocurren a través de la siguiente reacción.

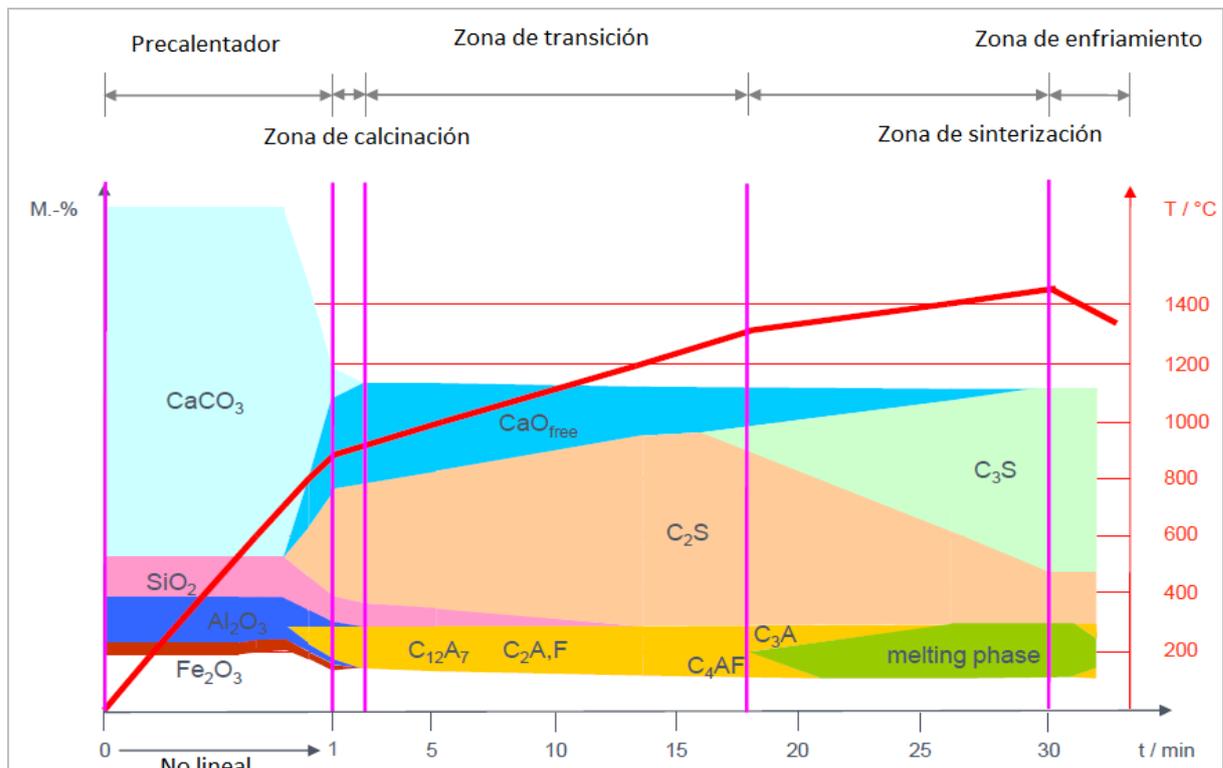


Todas las reacciones mencionadas favorecen el proceso de clinkerización para la formación del final del silicato tricálcico, que proporciona la resistencia del cemento.

- f) **Reacciones durante el enfriamiento:** El proceso de enfriamiento influye en el estado de cristalización y reactividad de las fases de clinker, así como en su textura. Ocurre al tiempo que el clinker pasa debajo de la llama, y la etapa más importante, entre  $1450^{\circ}C$  y  $1200^{\circ}C$ , normalmente ocurre antes de salir el clinker del horno y al entrar al enfriador.

En este rango de temperaturas el  $C_3A$  y  $C_3AF$  se reforman en el fundente de clinker, cristalizándose; cuanto más rápida sea la tasa de enfriamiento, más pequeños serán los cristales. En este sentido, la tasa de enfriamiento provoca disminución en la resistencia del cemento, afectando sus propiedades.

**Figura 5:** Formación de clinker por fases.



Fuente: Thyssenkrupp, 2016.

### 3.3.4 Factores que influyen en el proceso de cocción

El comportamiento de un crudo durante su cocción depende principalmente de los siguientes factores [12]:

- a) **Composición química:** En la composición química de los crudos de alimentación al horno, tiene una importante influencia el tiempo requerido para la cocción de los mismos. Este tiempo es el necesario para que a una determinada temperatura, un crudo con determinada finura se cueza, de tal forma que solo quede un 2% de cal libre.
- b) **Composición mineralógica:** Influye en la granulometría del crudo y en la cantidad de agua requerida para formación de las pastas crudas. Los constituyentes mineralógicos del crudo, contribuyen al comportamiento del crudo en la cocción y el consumo específico de calor necesario para la misma. Esto debido a la heterogeneidad de la mezcla, a escala microscópica, y a la alta temperatura, que conlleva a un tiempo de reacción mayor, necesarios para disolver y reaccionar las partículas grandes.
- c) **Granulometría:** Influye en las velocidades de las reacciones, las cuales dependen del tamaño de las partículas, es decir, de las superficies reactivas disponibles. Por ello, la finura del crudo permite que en el proceso de cocción puedan reaccionar completamente.
- d) **Condiciones de cocción:** Para lograr un proceso de cocción estable y regular es indispensable la homogeneidad del crudo, pues ello proporcionan un clinker de composición uniforme.
- e) **Atmósfera en el horno:** Para lograr las propiedades óptimas en el clinker es esencial tener suficiente oxígeno disponible en el horno, para quemar todo el combustible con eficiencia. Si el combustible no es quemado en su totalidad, pueden ocurrir condiciones reductoras.

Bajo las condiciones reductoras el óxido de hierro, presente como  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  queda químicamente reducido a  $\text{FeO}$ , y en casos extremos al metal  $\text{Fe}$ . El  $\text{FeO}$  puede sustituir al  $\text{CaO}$  en los minerales del clinker, consiguiendo una combinabilidad más difícil. En la zona de enfriamiento el  $\text{FeO}$  puede ser reoxidado a  $\text{Fe}_2\text{O}_3$ , provocando trastornos en los cristales de  $\text{C}_3\text{S}$ , que contienen  $\text{FeO}$  en solución sólida y promueven la descomposición de  $\text{C}_2\text{S}$  y cal libre.

### 3.3.5 Componentes menores

Los componentes menores son aquellos elementos químicos en las materias primas y en los combustibles. Las influencias de estos componentes durante el proceso de clinkerización son resumidos en la **¡Error! No se encuentra el origen de la referencia.** [17].

El efecto adverso más importante que los componentes menores pueden tener en el proceso es la formación de costra y de atascos. Estos problemas surgen a causa de la condensación de los óxidos volátiles  $\text{Na}_2\text{O}$ ,  $\text{K}_2\text{O}$ ,  $\text{SO}_3$ , cloruro y fluoruro, que son desprendidos en el horno, en las partes más frías de la zona de salida de los gases del horno y del precalentador. Para evitar este problema en los hornos de proceso seco y con precalentador, es necesario controlar los niveles y las proporciones relativas de estas sustancias [17].

Se forma una fase líquida que contiene iones de  $K^+$ ,  $Na^+$ ,  $Ca^{2+}$  y  $SO_4^{2-}$  que no son miscibles con el principal óxido líquido (principalmente  $C_3A$  y  $C_4AF$  fundidos). Sin embargo, si existe un exceso notable de álcalis, como puede ocurrir cuando se emplea un combustible bajo en azufre, entonces los álcalis entran en solución sólida en los minerales del clinker ( $C_2S$  y  $C_3A$ ) modificando las reacciones del clinker y las propiedades del cemento. Particularmente, el  $C_2S$  puede ser estabilizado a temperaturas superiores a  $1250^\circ C$  y por ello se impide la formación del  $C_3S$  [17].

También puede ocurrir una estabilización similar de  $C_2S$ , que resulta en una dificultad aparente de combinabilidad, si existe un exceso exagerado de  $SO_3$ , que supera los álcalis. La recirculación de los volátiles, provoca un aumento en los niveles de álcalis y  $SO_3$ , en la mezcla parcial del clinker pueden ser varias veces mayores que los que contiene la mezcla de crudo o clinker. Cuando hay presencia de sulfato de álcali, el  $SO_3$  del clinker ejerce una influencia muy pequeña sobre la combinabilidad. Los niveles moderados de  $SO_3$  en exceso de álcalis son beneficiosos para la combinabilidad, pero a niveles mayores ocurre la estabilización del  $C_2S$  resultando en un aumento del nivel de cal libre.

**Tabla 3:** Influencia de los componentes menores más comunes en el proceso de clinkerización.

Componentes menores	Rango de niveles en el clinker	Influencia en el proceso
$Na_2O$	0,07 – 0,22	Responsable del encostramiento y de atascos en plantas de proceso seco y con precalcinador. Puede “blindar” la cama en los hornos Lepol. Un exceso bien de álcalis o de $SO_3$ puede causar dificultades en la combinación del clinker.
$K_2O$	0,52 – 1,1	
$SO_3$	0,5 – 1,5	
Flúor	0,01 – 0,20	Fomenta la combinación del clinker por su acción de mineralización.
Cloruro	0,005 – 0,005	Causa encostramiento del horno de proceso seco. Reduce la eficiencia de los filtros.
Mg	0,8 – 2,5	Acción ligera de fundente.
Metales de traza	5 – 10 ppm	Medio ambiente. Pérdida del refractario.

Fuente: Holcim, 2011.

### 3.4 Clasificación de los cementos

La clasificación de los cementos se sustenta en diferentes criterios. Las principales características en las que pueden basarse dichos criterios son [17] :

- Las clases o categorías resistentes (resistencias mecánicas mínimas o medias, usualmente la resistencia a la compresión a los 28 días);
- Los tipos de cemento (cementos portland, cementos siderúrgicos, cementos puzolánicos, etc.);
- Las propiedades características especiales más importantes (bajo calor de hidratación, resistencia frente a medios agresivos como sulfatos).

El Comité Técnico de Normalización de Cementos, cales y yesos, mediante el Sistema 2 u Ordinario elaboró la Norma Técnica Peruana 334090, utilizando como antecedentes a la norma ASTM C595 / C595M – 13 Standard Specification for Blended Hydraulic Cements. Esta Norma Técnica Peruana establece los requisitos que deberán cumplir los cementos Portland adicionados, sus aplicaciones generales y específicas, utilizando escoria, puzolana, caliza, con cemento Portland o clinker de cemento Portland [18].

### 3.4.1 Tipos de Cementos Portland

El Cemento hidráulico producido mediante la pulverización del clinker, es compuesto esencialmente de silicatos de calcio hidráulicos, que contienen, generalmente, una o más formas de sulfato de calcio como una adición durante la molienda [7,18].

- a) **Portland Tipo I:** Es un cemento producido por la adición de clinker más yeso. Es el cemento Portland destinado a obras de concreto en general. Libera más calor de hidratación que otros tipos de cemento. De 1 a 28 días realiza 1 al 100% de su resistencia relativa.
- b) **Portland Tipos II:** Cemento modificado para usos generales. Posee una moderada resistencia a la acción de los sulfatos, donde se requiera un moderado calor de hidratación. El cemento adquiere resistencia más lentamente que el tipo I, pero alcanza la misma resistencia. Sus características se logran al imponer modificaciones en el Aluminato Tricálcico ( $C_3A$ ) y el Silicato Tricálcico ( $C_3S$ ) del cemento. Se utiliza en alcantarillados, tubos de concreto y zonas industriales. Realiza del 75 al 100% de su resistencia.
- c) **Portland Tipo III:** Cemento de alta resistencia inicial, es utilizado cuando se necesita una resistencia temprana en una situación donde la estructura del concreto requiere recibir carga en poco tiempo. Este tipo de concreto desarrolla una resistencia en tres días, igual a la desarrollada en 28 días para concretos hechos con cementos Tipo I y Tipo II; además aumenta la resistencia inicial por encima de lo normal debido al aumento del contenido del cemento. Este tipo de cemento tiene un gran desprendimiento de calor, por lo que no se debe utilizar en grandes volúmenes. Su resistencia es del 90 al 100%.
- d) **Portland Tipo IV:** Cemento que requiere bajo calor de hidratación y es usado en concretos masivos. Esta característica se logra limitando los compuestos influyentes en la formación de calor por hidratación ( $C_3S$  y  $C_3A$ ), dado que estos compuestos también producen la resistencia inicial de la mezcla de cemento, por lo que al limitarlos se tiene una mezcla que gana resistencia con lentitud. Es utilizado en grandes obras, moles de concreto, en presas y túneles. Su resistencia relativa de 1 a 28 días es de 55 a 75%.
- a) **Portland Tipo V:** Cemento con elevada resistencia a la acción concentrada de los sulfatos (canales, alcantarillas, obras portuarias). Las aplicaciones típicas comprenden las estructuras hidráulicas expuestas a aguas con alto contenido de álcalis y estructuras expuestas al agua de mar. La resistencia al sulfato se logra minimizando el contenido de  $C_3A$ , pues este compuesto es el más susceptible al ataque por el sulfato. Realiza su resistencia relativa del 65 al 85%.

### 3.5 Planteamiento del Problema

La fabricación de cemento es un proceso intensivo en consumo de energía calórica, generalmente el consumo del combustible representa costos muy altos y continuamente crecientes. En este sentido, no solo es necesario reducir la demanda calórica, sino también debe buscarse el punto óptimo de operación, que ha de ser coherente con los objetivos de productividad, calidad y acorde con los límites exigidos por la normatividad ambiental de emisiones.

El proceso de fabricación del clinker se clasifica en vía húmeda y seca. El proceso de vía seca es un sistema moderno que permite ahorrar, aproximadamente, el 40% del combustible respecto al proceso húmedo [2]. Este proceso sumado al tratamiento de las materias primas utilizadas, genera un consumo de energía térmica (generalmente carbón) en el horno, en torno de 750 y 1300 kcal/kg de clinker [18].

La planta de cemento YURA S.A. utiliza el proceso por vía seca. La transformación de las materias primas (caliza, arcilla, esquisto y mineral de hierro) en clinker (minerales cementeros sintéticos) dentro de un horno rotatorio consume, aproximadamente, 541 toneladas por día (t/d) de carbón. Por lo que es necesario un estudio detallado del consumo calórico del combustible para buscar un aprovechamiento eficiente del combustible en el proceso.

La tecnología del proceso debe estar orientado a las siguientes demandas que son significativas en el proceso:

- Regulación del equilibrio térmico del proceso;
- Determinación y control de las pérdidas calóricas más relevantes en el sistema;
- Mejoramiento de la química del Clinker;
- Disminución en la concentración de volátiles;
- Control de las emisiones de contaminantes ( $SO_2$ ,  $NO_x$ , etc) al medio ambiente;
- Manejo de las limitaciones operativas sobre el consumo de combustible;
- Optimización de la cantidad de carbón enviada al horno y su adecuada distribución;
- Incremento de las eficiencias de los equipos;
- Decrecimiento en los niveles de oxígeno en exceso;
- Conocimiento de aires falsos (aires parásitos) que ingresan al sistema;
- Orientación del proceso hacia una operación continua y eficiente.

## 4 METODOLOGÍA

En el desarrollo de esta metodología se basa en los análisis de proceso de la industria de cemento Argos-Colombia [20]. El procedimiento comprende las siguientes fases:

## 4.1 Preparación

Para la realización del ensayo es necesario establecer, plantear y preparar los requerimientos de cada etapa, con anticipación, pues los resultados a analizar dependerán de la fiabilidad e integridad de los datos a extraer. Por ello es importante tener en cuenta los siguientes aspectos:

- Puntos que deberán medirse;
- Accesibilidad y disponibilidad del área de medición;
- Duración del ensayo;
- Disponibilidad de los instrumentos de medición;
- Condiciones de proceso para la obtención de los resultados;
- Frecuencias de las mediciones.

Con las condiciones señaladas, se prosigue a la determinación del número de personas requeridas y del equipo de medición para cada operación.

Para la preparación del ensayo se necesita verificar:

- Cantidad de personas para el acompañamiento del ensayo, el cual será designado por el responsable de la industria cementera;
- Capacitación y preparación del personal disponible en cada ensayo;
- Verificación del EPP completo (equipo de protección personal) antes de la salida a campo, que comprende: casco, guantes de cuero, lentes, audífonos, protector de polvo, mameluco y zapato de seguridad;
- Disposición de formatos con los puntos y requerimientos de cada medición, para su registro manual;
- Calibración y verificación de los equipos necesarios para cada ensayo.

## 4.2 Ejecución

Para la ejecución de los ensayos es importante revisar, anticipadamente, el funcionamiento estable y continuo del horno con 24 horas de funcionamiento [25]. El ensayo solo deberá comenzar después de que el sistema alcance un estado estable; y durante el ensayo es necesario que se eviten variaciones de los parámetros de operación.

También se recomienda verificar la integridad y la fiabilidad de las mediciones durante el ensayo, ya que la falsa información o una información incompleta, provocará errores durante la evaluación final.

## 4.3 Evaluación

Esta es la fase que recibe la máxima atención, ya que la evaluación de los datos depende de los resultados del cálculo de balance másico y térmico, de acuerdo con el principio de la primera ley de la termodinámica de la conservación de masa y energía de:

$$\text{Entrada} = \text{Salida} \quad (8)$$

## 4.4 Discusión

Un buen balance térmico, proporciona informaciones sobre el funcionamiento del proceso, el cual deberá aportar algunas conclusiones prácticas. Para ello se consideran los siguientes enfoques:

- Consumo de calor aceptable;
- Verificar si los cálculos del balance térmico son normales para los sistemas del horno del caso concreto;
- Analizar medidas destinadas a mejorar la economía de calor del sistema.

## **4.5 Procedimiento para las mediciones**

Consta de las siguientes etapas:

- a) Estudio del sistema;
- b) Desarrollo de un algoritmo para la resolución matemática de los balances;
- c) Inspección de los puntos de medición;
- d) Inspección del estado de los equipos de medición;
- e) Comprobación del estado estable;
- f) Mediciones en planta y obtención de información;
- g) Desarrollo matemático de los balances de masa y energía.

### **4.5.1 Estudio del sistema**

Para la comprensión del proceso se hace un estudio del diagrama de flujo del proceso, de manera que se seleccione el área para la aplicación de la metodología. Para ello se siguen los siguientes pasos:

- Definir el sistema y delimitar el volumen de control;
- Enumerar todas las entradas y salidas de masa y energía del volumen de control (VC) seleccionado;
- Definir cada una de las características de operación que deberán considerarse en los balances de masa y energía, para cada flujo o corriente enumerado en el ítem anterior;
- Hacer una lista con los datos de operación a tomar, de la sala de control, pertenecientes al VC, visto en el SCADA;
- Hacer una lista con los datos de información a tomar de la materia prima, combustible y clinker, proporcionados por el área de calidad;
- Hacer una lista de las muestras que se enviarán al laboratorio para su análisis;
- Hacer una lista de todas las mediciones que se realizarán en planta;
- Ubicar los puntos de medición.

### **4.5.2 Desarrollo del algoritmo para la resolución matemática de los balances**

Para la aplicación de los balances de masa y energía es necesario expresar cada uno de los componentes en forma de ecuación. Por ello, cada uno de los términos que componen las entradas y salidas del VC deben ser representados con simbologías

matemáticas, para su modelamiento matemático y cálculo. Este es un proceso complejo debido a los cálculos que implican cada uno de los datos medidos para la determinación de los flujos.

Para el desarrollo de cada balance debe elaborarse, anticipadamente, un algoritmo para cada flujo, que compone la ecuación general del balance. De esta forma, se ingresa solo con la información requerida para el cálculo inmediato cada flujo, suficiente para que el programa, por medio del algoritmo diseñado, procese la información y brinde los resultados de interés para su posterior evaluación.

#### **4.5.3 Inspección y habilitación de los puntos de medición**

Para la evaluación de los puntos donde se realizarán las mediciones es necesario programar, con anticipación, un mapeamiento en planta del VC. El cual permite conocer el estado y ubicación de cada punto a ser medido para el estudio de accesibilidad; así como la habilitación de nuevos puntos que permitan la realización de todas las mediciones correspondientes, y la evaluación del tipo de instrumento a ser utilizado para cada medición.

#### **4.5.4 Inspección del estado de los equipos de medición**

Para llevar a cabo todas las mediciones necesarias se cuenta con una serie de equipos, los cuales deberán de estar en buen estado y correctamente calibrados. Los equipos y objetos que deberán recibir un mantenimiento anticipado son los siguientes (en el Anexo C son descritos detalladamente):

- a. Analizador de gases;
- b. Mangueras;
- c. Tubo de Pitot;
- d. Termocupla;
- e. Pirómetro;
- f. Sondas.

#### **4.5.5 Comprobación del estado estable**

Durante el periodo de mediciones, se establecen tiempos definidos para la toma de los datos, donde el proceso deberá encontrarse lo más estable posible; esto es verificable en las tendencias visibles en las pantallas de la sala de control. Esta condición es fundamental para la aplicación del método, pues garantiza que los resultados presenten el máximo rendimiento posible de operación. Simultáneamente a la toma de medidas en campo, los especialistas en el manejo del horno son responsables por mantener el proceso estable durante el periodo que dure las mediciones.

#### **4.5.6 Mediciones en planta y obtención de información**

Las medidas a tomar son las siguientes:

- a. Toma de temperaturas superficiales en la torre precalentadora (a cada ciclón, la cámara de humos, el riser y el calcinador), en el horno rotatorio y en el enfriador;

- b. Medida de las presiones dinámicas y presiones estáticas, temperaturas de flujo y composiciones en todas las entradas y salidas de gases o aires que puedan ser medidas en planta (El único aire que no puede ser contabilizado es el aire falso o aire parásito que ingresa por las aberturas del sistema, el cual es indeseable y no tiene manera de ser medido);
- c. Toma de muestras para análisis. Las muestras son llevadas al laboratorio en donde son analizadas y reportadas por el área de calidad de la empresa;
- d. En conjunto con todo el proceso de medición, en sala de control se toma cada hora un flash del SCADA del sistema, de donde se obtiene información y se verifican los datos ya medidos con el horario en el que fue medido.

#### 4.5.7 Desarrollo matemático de los balances de masa y energía

Las ecuaciones establecidas en función de las variables de ingreso y salida al sistema son organizadas en un algoritmo, diseñado para el desarrollo matemático de los balances de masa y energía, así como el modelamiento de cada variable que lo componen las ecuación globales.

#### 4.5.8 Análisis de resultados

El desarrollo de los balances de masa y energía del proceso, proporcionan información relevante sobre la distribución del consumo calórico actual en la línea de producción del clinker. En este sentido, el balance representa el funcionamiento del proceso para un determinado tiempo, en el que fue evaluado. Por ello las diferentes mediciones reflejan el comportamiento del horno para diferentes tiempos de operación y bajo diferentes condiciones de funcionamiento, que permiten determinar el porcentaje de influencia que tiene cada variable en la eficiencia del proceso y optimizarlo.

### 4.6 Organización de mediciones en Planta

Las especificaciones correspondientes a las mediciones de cada flujo y a los instrumentos necesarios son detallados en la Tabla 4:

**Tabla 4:** Logística de las mediciones.

<b>Punto de Medición</b>	<b>Especificaciones</b>	<b>Instrumentos de medida</b>
Polvo del filtro	Se toma muestra de material para análisis en el laboratorio y se mide su temperatura.	Bolsas, termómetro o termocupla.
Harina alimentada al horno	Se mide la temperatura del material.	Termómetro o termocupla.
Carbón alimentado al quemador del horno y al calcinador	Se mide la temperatura del material.	Termómetro o termocupla.

<b>Punto de Medición</b>	<b>Especificaciones</b>	<b>Instrumentos de medida</b>
Aire de enfriamiento de clinker	Se mide la temperatura, presiones dinámicas, estática y velocidad de flujo.	Termómetro o termocupla, tubo Pitot tipo L, mangueras de conexión de control-Pitot, unidad de control testo 526, llave de expansión y trapos.
Aire primario	Se mide la temperatura, presiones dinámicas, estática y velocidad de flujo.	Termómetro o termocupla, tubo Pitot tipo L, mangueras de conexión de control-Pitot, unidad de control testo 526, llave de expansión y trapos.
Aire de escape de enfriador	Se mide la temperatura, presiones dinámicas, estática y velocidad de flujo.	Termómetro o termocupla, tubo Pitot tipo S, mangueras de conexión de control-Pitot, unidad de control testo 526, llave de expansión y trapos.
Aire terciario	Se mide la temperatura, presiones dinámicas, estática y velocidad de flujo.	Termómetro o termocupla, tubo Pitot tipo S, mangueras de conexión de control-Pitot, unidad de control testo 526, llave de expansión y trapos.
Aire del bypass	Se mide la temperatura, presiones dinámicas, estática y velocidad de flujo.	Termómetro o termocupla, tubo Pitot tipo S, mangueras de conexión de control-Pitot, unidad de control testo 526, llave de expansión y trapos.
Aire de transporte de carbón	Se mide la temperatura, presiones dinámicas, estática y velocidad de flujo.	Termómetro o termocupla, tubo Pitot tipo S, mangueras de conexión de control-Pitot, unidad de control testo 526, llave de expansión y trapos.
<b>Gases de salida de la torre precalentadora</b>	Se mide la temperatura, presiones dinámicas, estática y velocidad de flujo.	Termómetro o termocupla, tubo Pitot tipo S, mangueras de conexión de control-Pitot, sonda de medición de gases con su respectiva unidad de análisis de gases (testo 350), unidad de control testo 526, llave de expansión y trapos.
<b>Superficie de la pared</b>	Se mide la temperatura superficial de los cascos de los 5 ciclones de la torre incluyendo cámara de humos y calcinador, horno rotatorio y enfriador.	Pirómetro
<b>Clinker</b>	Se mide la temperatura del clinker a la salida del enfriador.	Pirómetro

Fuente: Argos, 2009.

## 5 ANÁLISIS TERMODINÁMICO

En el análisis termodinámico del proceso, se desenvuelven a los balances de materia y energía, los cuales son una herramienta poderosa para evaluar el rendimiento real de la línea de producción y contabilizar los flujos de materia y energía que comprenden las operaciones que lo integran. Asimismo, permiten conocer los caudales máxicos de las todas corrientes de masa que intervienen en el proceso, así como de las necesidades energéticas del mismo, que se traducen en acciones de mejoraría y optimización del consumo calórico en el horno. En este sentido, el sistema del horno toma la energía química almacenada en el combustible y la convierte en energía térmica, qué proporciona energía para el de precalentamiento e inicio de las reacciones de descarbonatación y clinkerización de los materiales que ingresan al sistema [16].

Una auditoria energética en el sistema, como un todo, envuelve balances máxicos y térmicos en el proceso de molienda, cemento, crudo y todos los otros procesos que forman parte de la industria. Sin embargo, el enfoque principal de este proyecto, pretende proporcionar la evaluación del consumo calórico en relación a la producción de clinker. Por ello, el local de estudio fue delimitado a través de un volumen de control, que comprende la torre precalentadora, horno y enfriador.

### 5.1 Estequiometría de la Combustión

La combustión es la reacción de oxidación que ocurre cuando el combustible se mezcla con aire a una temperatura superior a la temperatura de ignición. El combustible consiste en una variedad de moléculas unidos en diferentes componentes químicos, algunos inflamables, otros no inflamables. Los elementos inflamables son principalmente compuestos de C, H y S, que reaccionarán con oxígeno formando gases de combustión, principalmente CO, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O y SO<sub>2</sub> [21].

La combustión debe proporcionar no solo la cantidad necesaria de calor en términos de calorías, sino también liberar el calor a una temperatura suficientemente alta, para alcanzar el proceso de formación del clinker. En esta cocción, el poder calorífico del combustible quemado en el sistema del horno es liberado y transferido al material para su transformación a clinker. Se requieren temperaturas superiores a 1400°C en los materiales; además, que la llama debe estar conformada, de manera que se mantenga baja la temperatura de la carcasa del horno para una larga vida útil del refractario [22].

#### 5.1.1 Análisis del proceso de combustión

##### 5.1.1.1 Fuentes de Aire para la combustión

El ingreso del aire influye en la llama del horno y del calcinador, que se clasifican como llamas de difusión. Una llama de difusión se caracteriza por la introducción separada del combustible y el aire de combustión en el lugar de una pre-combustión [22].

Las fuentes de aire para la combustión provienen del quemador, el aire primario, aire secundario, aire de transporte de material y del aire falso (aire parasitario). Donde el aire primario que se insufla en el horno a través del tubo quemador tiene las funciones de dar forma a la llama, crear suficiente turbulencia en el aire de combustión para arrastrar el aire secundario en la llama y enfriar la tubería del quemador, de forma que evita

el exceso de calor en el quemador. Este aire representa un rango de 4% a 25% dependiendo del quemador y el encendido.

Para una mejor eficiencia del calor, se reemplaza el aire primario ambiental con aire secundario caliente; al igual que, el aire de transporte de material. La reducción del porcentaje de este aire proporciona ahorros significativos al proceso, ya que entra menor cantidad de aire frío en el sistema, conllevando a un menor consumo de energía para su posterior calentamiento.

#### **5.1.1.2 Control del exceso de aire o aire falso en el sistema**

Para una combustión más eficiente, en un horno de cemento, es necesario que el sistema reciba un exceso de aire en torno de 12 a 20%, respecto del aire estequiométrico (FLSmidth, 2012). Cualquier aire que se encuentre en el proceso y no sea necesario para la combustión es llamado "aire de exceso", el cual se ve reflejado de las siguientes maneras [23]:

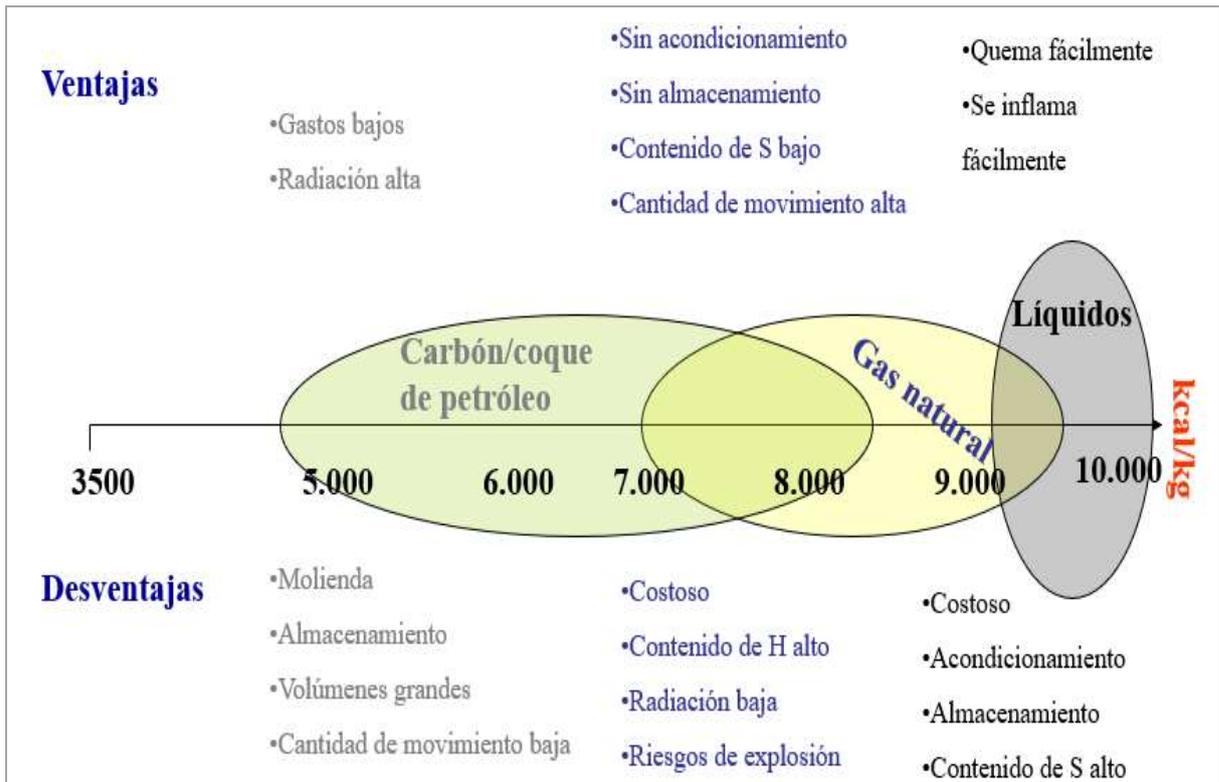
- Menor temperatura de la llama y de los gases, que conlleva a una disminución en la eficiencia de transferencia de calor en todo el sistema;
- Con una menor transferencia de calor, el sistema necesita de más energía calórica proporcionado por el combustible para lograr la clinkerización;
- Con un aumento del consumo de combustible se genera una mayor cantidad de gases de combustión, el cuál incrementa las pérdidas de calor a través de los gases de escape o exceso.

## **5.2 Combustible**

El combustible representa el costo más significativo del proceso productivo en la planta de cemento; en el contexto mundial, el carbón es el combustible más utilizado para este proceso. Esto se debe a las ventajas calóricas en sus propiedades químicas y físicas, así como a su abundancia y bajo precio. Por ello, resulta económicamente viable, para las cementeras, la instalación de equipos de molienda en el local.

Para el sistema analizado, los combustibles utilizados son carbón bituminoso y petcoke (coque de petróleo). El petcoke es un subproducto o producto indeseable de la refinación de petróleo en el proceso de craqueo, y su consumo es atractivo debido al alto valor calórico, costo más bajo, y menor costo de manejo por unidad de contenido de calor. Sin embargo, los problemas operacionales se ven reflejados cuando el carbón reacciona con los sulfatos formando  $SO_2$ , el cual se condensa y reacciona sobre el polvo y las paredes del ducto ascendente (riser); además el contenido de volátil produce una combustión más lenta, que aumenta el carbón residual en la carga. En la Figura 6 se muestran las ventajas y desventajas de los combustibles comúnmente utilizados para la producción de cemento.

**Figura 6:** Ventajas y desventajas operativas de los combustible utilizados para la producción de cemento.



Fuente: FLSmidht, 2012.

### 5.2.1 Análisis elemental

El análisis termogravimétrico del combustible se refiere a la identificación cuantitativa del carbono fijo, los materiales volátiles, las cenizas, el azufre, la humedad y el poder calorífico en el combustible [23].

### 5.2.2 Análisis inmediato del carbón

Un análisis más detallado de los combustibles sólidos permite obtener la determinación cuántica de la humedad, cenizas, Hidrógeno, carbono. Hidrógeno, azufre, nitrógeno y oxígeno, útiles para los balances de masa para la combustión.

## 5.3 Conservación de masa y energía

El método para realizar un balance, en cualquier proceso, se basa en las leyes de la termodinámica de la conservación de masa y energía. Dichas leyes establecen, que la materia no se crea ni se destruye, solo se transforma [33].

El análisis de materia que entra y sale de un volumen de control (VC), puede darse para una unidad y/o equipo o para un proceso completo, en el que se plantea un número de balances de materia igual a la suma de todas las unidades o procesos que lo componen

### 5.3.1 Realización del balance de masa

Para efectuar un balance de masa de un proceso, se debe especificar el sistema de estudio; es decir, delimitar el VC donde se realizará el estudio.

Un sistema puede ser abierto o cerrado. En un sistema abierto existe transferencia de masa a través de los límites del sistema; por el contrario, en un sistema

cerrado no ocurre ingreso ni egreso de masa a través de sus fronteras, durante el intervalo de tiempo en el que se estudia. En forma sintética, un sistema abierto con entradas, salidas y reacciones químicas puede descrito por la siguiente ecuación:

$$\left\{ \begin{array}{c} \text{Acumulación} \\ \text{dentro} \\ \text{del sistema} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{c} \text{Entradas} \\ \text{por los límites} \\ \text{del sistema} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{c} \text{Salidas} \\ \text{por los límites} \\ \text{del sistema} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{c} \text{Transformación} \\ \text{dentro} \\ \text{del sistema} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{c} \text{Consumo} \\ \text{dentro} \\ \text{del sistema} \end{array} \right\} \quad (9)$$

Entrada se considera a toda la materia que ingresa a sistema a través de sus fronteras. La transformación es toda la materia que se produce dentro del sistema (cuando el proceso es reactivo o tiene ocurrencias de reacciones químicas). La salida corresponde a toda la materia que sale del sistema a través de sus formas. El consumo se refiere a la materia que se consume o utiliza dentro del sistema (cuando el proceso es reactivo). La acumulación corresponde a la materia que se acumula dentro del sistema cuando hay variación el tiempo.

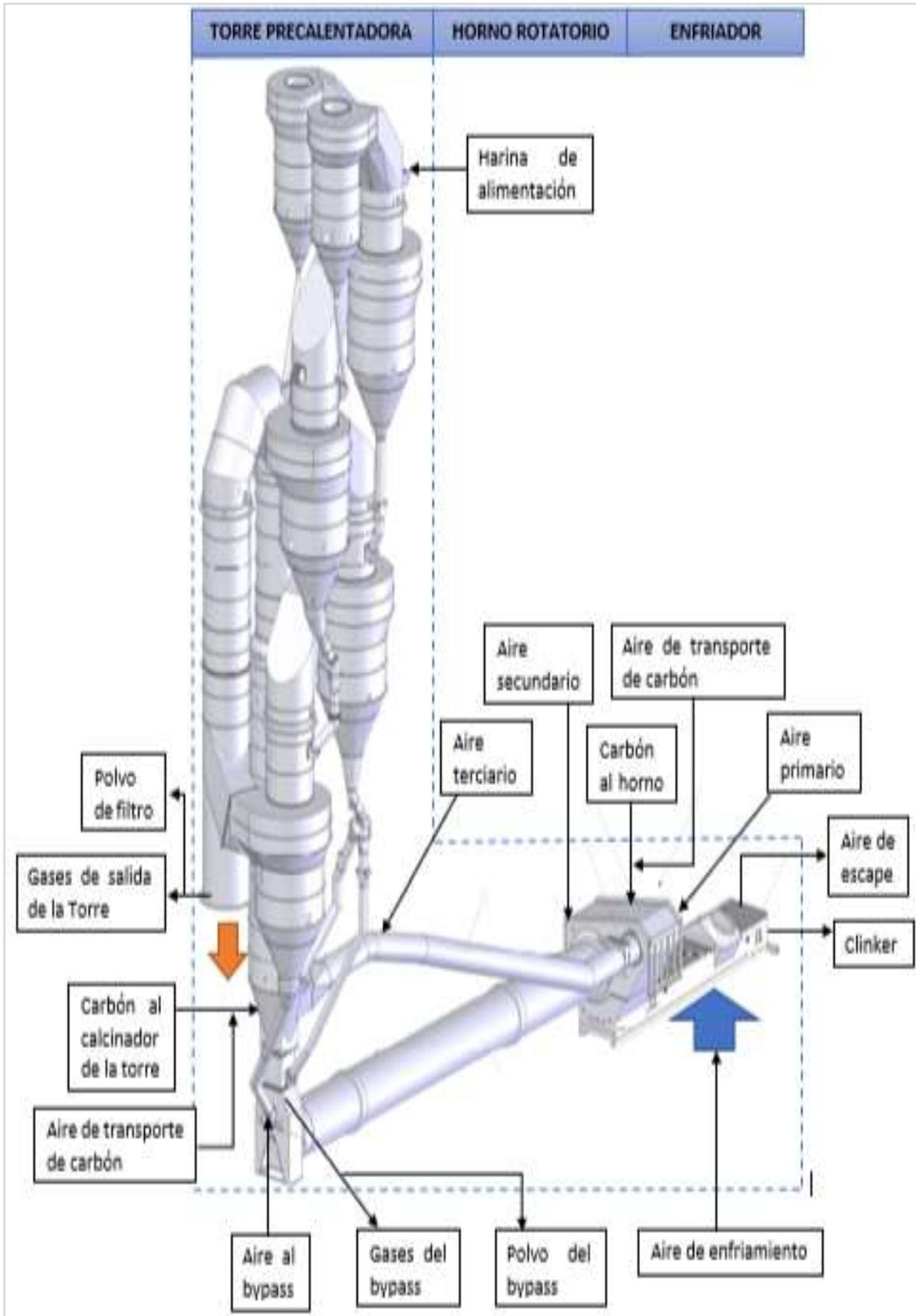
En un sistema de proceso continuo la acumulación solo ocurre, en cantidades significativas, cuando el proceso sufre variaciones en el control del sistema, tales como cambios en el caudal del combustible, harina de alimentación, niveles de oxígeno, etc., o cuando fluctúan las condiciones de operación del sistema relacionados a los cambios en el amperaje del horno, temperatura del aire de exceso del enfriador, presiones en los ciclones, etc. Bajo las condiciones mencionadas se dice que el sistema se encuentra inestable, por ello con un estado fluctuante de masa.

El horno de cemento es un sistema de proceso continuo; por tanto, el balance de masa se debe realizar cuando el proceso presente condiciones estables, donde las fluctuaciones ocurran en rangos pequeños y sin acumulación de material. Así el balance de masa puede expresarse por medio de la siguiente ecuación [29]:

$$\text{Entradas} + \text{Generación} = \text{Salidas} + \text{Consumo} \quad (10)$$

En la Figura 7 se representa esquemáticamente una torre precalentadora con 5 ciclones, un horno rotario y un enfriador, que comprenden el proceso de clinkerización; se puede apreciar con líneas trazos los límites del sistema o VC.

**Figura 7:** Volumen de control del balance de masa del proceso de clinkerización.



Fuente: Adaptado a partir de los diseños técnicos de la planta de cemento Yura S.A.

## 5.4 Modelamiento matemático del Balance de Masa

La ecuación fundamental del balance de masa se modeló a través de la siguiente expresión. Donde los flujos que atraviesan en VC, componen las entradas y salidas.

$$\begin{aligned} & \dot{m}_h + \dot{m}_c + \dot{m}_{ae} + \dot{m}_{ap} + \dot{m}_{atc} + \dot{m}_{af} + \dot{m}_{aby} + \dot{m}_{agh} + \dot{m}_{agc} \\ & = \dot{m}_{clk} + \dot{m}_{pf} + \dot{m}_g + \dot{m}_{aex} + \dot{m}_{vah} + \dot{m}_{vac} + \dot{m}_{pby} \end{aligned} \quad (11)$$

El modelamiento de la conservación de masa propuesto a través de los componentes de la ecuación anterior es mostrado en la Figura 7, cada término es descrito en la en la Tabla 5.

**Tabla 5:** Flujos másicos que componen el Volumen de control

Balance de Masa en la entrada	Balance de masa en la salida
$\dot{m}_h$ : <b>Flujo másico de la harina</b>	$\dot{m}_{clk}$ : Flujo másico del clinker
$\dot{m}_c$ : <b>Flujo másico de carbón</b>	$\dot{m}_{pf}$ : Flujo másico del polvo de filtro
$\dot{m}_{ae}$ : <b>Flujo másico del aire de enfriamiento</b>	$\dot{m}_g$ : Flujo másico de gases de salida de la torre precalentadora
$\dot{m}_{ap}$ : <b>Flujo másico del aire primario</b>	$\dot{m}_{aex}$ : Flujo másico
$\dot{m}_{atc}$ : <b>Flujo másico del aire de transporte de carbón</b>	$\dot{m}_{vah}$ : Flujo másico del vapor de agua contenido de la harina
$\dot{m}_{af}$ : <b>Flujo másico del aire falso</b>	$\dot{m}_{vac}$ : Flujo másico del vapor de agua contenido en el carbón
$\dot{m}_{agh}$ : <b>Flujo másico del agua contenido en la harina</b>	$\dot{m}_{by}$ : Flujo másico de polvo del bypass
$\dot{m}_{agc}$ : <b>Flujo másico del agua contenido en el carbón</b>	
$\dot{m}_{aby}$ : <b>Flujo másico de aire al bypass</b>	

Fuente: Flsmidht, 2012.

### 5.4.1 Características de los flujos del Balance de masa

A continuación, se detalla cada uno de los flujos y las mediciones correspondientes para su contabilización.

#### 5.4.1.1 Harina

La harina de alimentación al proceso se obtiene a través de un promedio de la información recolectada en sala de control durante el tiempo del balance, extraídos de las gráficas de las tendencias, que los equipos realizan de manera permanente al proceso. Esta condición de alimentación continua al proceso permite verificar la estabilidad de producción. Cuando el sistema está estable, la línea de producción tiene una alimentación alrededor de 330 toneladas por hora [t/h] (equivalente a 91,7 [kg/s]).

La humedad de la harina y las pérdidas necesarias a ser consideradas para el desarrollo de cálculos posteriores en el balance, se obtienen de un análisis del laboratorio y la composición de la misma se obtiene por medio de un equipo QCX (Quality Control Xray) que reporta la composición de la harina alimentada en línea cada hora. En el Anexo E se muestran las composiciones porcentuales analizadas en el laboratorio.

#### **5.4.1.2 Combustible**

El combustible alimentado al proceso es una mezcla de carbón bituminoso y petcoke, en porcentajes de 70% y 30%, respectivamente. Esta mezcla es conocida como carbón fino de alimentación, el cual es alimentado al proceso y pesado en las balanzas de carbón en línea, antes de ser quemado. Estas balanzas fueron calibradas antes de las mediciones, por medio de la pesada física para verificar y/o corregir el factor de alimentación del combustible consumido, manejado por la industria. La información referente a la composición, al porcentaje de humedad y al poder calorífico inferior del combustible se encuentra disponible en el Anexo E se muestran las composiciones porcentuales y poder calorífico del combustible analizadas en el laboratorio.

#### **5.4.1.3 Clinker**

La producción del clinker no es medible, debido a las dificultades técnicas que representa. Para su contabilización se realizan pruebas de pesaje en diferentes intervalos de tiempo definidos, de forma que se actualiza el factor de producción para determinar la cantidad de clinker producido por determinada cantidad de harina alimentada al horno. La cantidad de clinker producido diariamente, en un sistema estable, está en torno de 209 [t/h] (equivalente a [58,1 kg/s]).

La composición de los principales componentes del Clinker ( $\text{CaO}$ ,  $\text{SiO}_2$ ,  $\text{Al}_2\text{O}_3$ ,  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  y  $\text{MgO}$ ) es informado y controlado por el laboratorio de calidad de la planta. En el Anexo E, se muestran las composiciones porcentuales analizadas en el laboratorio).

#### **5.4.1.4 Polvo de salida del filtro**

En los ciclones ocurre una separación gas-sólido, el cual no es totalmente eficiente; es decir que los gases de salida de los ciclones poseen cantidades de polvo, que no fue descarbonatado de la harina, por lo que fue arrastrado con los gases. Por ello, este gas es conducido al filtro para su separación con el polvo, este polvo es recuperado y recirculado al proceso, a través de la harina de alimentación. El polvo recuperado en el filtro se mide por medio de pruebas de pesaje, el cual permite determinar la eficiencia de la torre.

#### **5.4.1.5 Agua de harina y carbón**

El agua contenida en la harina y el carbón se debe a la humedad presente en los materiales, los cuales son analizados en el laboratorio de calidad y denominados como humedad específica. Estos flujos son analizados individualmente debido a la variación de temperatura que posee cada material, pues influyen en el balance de energía como calores a causa de su evaporación durante el proceso.

#### **5.4.1.6 Aire de transporte de carbón**

El carbón que ingresa al quemador del horno y al calcinador es transportado a través de canaletas, por medio del aire proveniente de los blowers, a una temperatura de 60-70°C debido a la compresión que ejerce la bomba. El 70% del carbón es transportado al quemador principal del horno y el 30% es transportado al calcinador de la torre precalentadora, por ello el sistema posee dos Blowers para cada ducto de transporte. El flujo es determinado por medio de mediciones.

#### 5.4.1.7 Aire de escape o exceso del enfriador

El aire de enfriamiento que ingresa al enfriador, por medio de los ventiladores se distribuye en la cámara. Parte sale del enfriador e ingresa al horno como aire terciario y secundario, y el resto sale por la parte posterior del enfriador, que es conocido como aire de escape o exceso del enfriador. El flujo es determinado por medio de mediciones.

#### 5.4.1.8 Aire falso

El aire falso o parasitario ingresa al sistema en diferentes puntos, por aberturas que no son controlables, por ello no es un aire mediable. Su determinación se hace por medio del balance de masa.

#### 5.4.1.9 Gases de salida de la torre precalentadora

El volumen de gases del horno precede de fuentes diferentes; de los gases de combustión que se incrementan con el exceso de aire, de los gases producto de la descarbonatación de la harina, del aire en exceso, de los aires falsos que ingresan al sistema y del agua proveniente de la humedad de la harina y del carbón.

La determinación de los gases de salida de la torre precalentadora puede obtenerse de dos formas. Por medio de las mediciones en el ducto de salida de la torre, o puede ser calculado. Estos resultados pueden ser comparados para la verificación de su validez; sin embargo, el método a través del cálculo supone un cierto grado de idealidad, por ello es recomendable considerar el resultado obtenido de las mediciones.

### 5.4.2 Método para cálculo de los flujos máxicos de aire y gases del proceso a partir de las mediciones

De acuerdo a la metodología empleada por FLSmidht, el flujo máxico del gas se obtiene por medio de mediciones con los instrumentos citados anteriormente. Para este cálculo se necesitan las mediciones de las presiones estáticas, presiones dinámicas y temperaturas del gas o aire; donde la presión dinámica es empleada para calcular la velocidad del flujo, la presión estática y temperatura para el cálculo de la densidad real del gas. Por ello, para un correcto manejo de los instrumentos de medición se sigue un procedimiento, el cual es citado en el Anexo D, que muestra la forma adecuada para la obtención de los resultados en las mediciones de los puntos de muestreo.

#### 5.4.2.1 Cálculo de la velocidad del flujo

Con la presión dinámica es posible calcular la velocidad del fluido, que depende de la densidad real del mismo. A continuación, se muestran las ecuaciones para este cálculo [47].

$$V = K \sqrt{\frac{2g \cdot P_d}{\rho_{\text{real}}}} \quad (12)$$

$$V = K \sqrt{\frac{2g \cdot 10,2 \cdot P_d[\text{mbar}]}{\rho_{\text{real}}}} \quad (13)$$

\*10,2 es el valor equivalente para la conversión de [mbar] a [kPa].

La selección del tubo Pitot depende de diámetro de ducto y este influye en la constante K del instrumento, proporcionado por el fabricante. En la siguiente tabla se muestra el tipo de tubo Pitot utilizado en cada medición y su constante K [24]:

**Tabla 6:** Especificaciones del Tubo Pitot para cada flujo.

Tipo de tubo Pitot	Flujo medido	Constante K
L	Aire de enfriamiento Aire primario Aire de transporte de carbón	1,00
S	Aire de escape del enfriador Aire terciario Gases de salida de la torre	0,85

Fuente: Ficha Técnica del fabricante. KIMO, 2012.

#### 5.4.2.2 Cálculo de la densidad real del flujo

Los volúmenes de gases varían significativamente con la temperatura y presión. Por ello, las condiciones normalizadas son necesarias para su expresión en tasas volumétricas a condiciones estándares de temperatura y presión (STP). Según IUPAC, las condiciones normales se refieren a una temperatura de a 0°C (273,15 K) y una presión de 1atm (1,01325 bar).

Para la corrección necesaria del gas se debe tener en cuenta las variaciones de altura, presión y temperatura; por ello la densidad real del gas se calcula a través de la siguiente expresión:

$$\rho_{\text{real}} = \rho_{\text{normal}} \cdot C_H \cdot C_P \cdot C_T \quad (14)$$

La presión barométrica (B) o atmosférica depende de la altitud del local (H). Por ello, la expresión para la corrección de la altura ( $C_H$ ) se calcula de la siguiente manera:

$$C_H = B = 1013 \cdot e^{-0,0001255 \cdot H} \quad (15)$$

La corrección de la temperatura  $C_T$ , se obtiene mediante la siguiente expresión:

$$C_T = \frac{273,15}{T + 273,15} \quad (16)$$

La corrección de presión del fluido ( $C_P$ ), depende de la presión estática del gas ( $P_e$ ) medida en el tubo-Pitot, se calculada por siguiente expresión:

$$C_P = \frac{B \pm P_e}{1013} \quad (17)$$

#### 5.4.2.3 Cálculo de la densidad real del flujo

El caudal real del fluido se determina en base a la velocidad del flujo, calculado anteriormente, y al área de la sección transversal donde fue medido el fluido.

$$q = A \cdot V \quad (18)$$

El flujo másico en toneladas por hora (t/h) se calcula con la ecuación:

$$\dot{m} = q \cdot \rho_{\text{real}} \cdot \left(\frac{3600s}{h}\right) \cdot \left(\frac{1 \text{ Tn}}{1000 \text{ kg}}\right) \quad (19)$$

Para obtener el caudal normal se utiliza la siguiente relación:

$$q_n = q \cdot \frac{273,15}{273,15 + t} \cdot \frac{B \pm P_e}{1013} \quad (20)$$

### 5.4.3 Método para el modelamiento del cálculo de los flujos máxicos de gases de salida de la Torre Precalentadora

La empresa cementera Holderbank, desarrolló cálculos específicos para la determinación de los gases de salida del proceso [23].

Para el control del proceso de combustión es fundamental conocer la composición química del combustible. Los combustibles sólidos y líquidos más comúnmente utilizados como fuente de energía en las industrias cementeras tienen la composición química definida en términos de Carbono, Hidrógeno, Azufre, Oxígeno, Nitrógeno y Ceniza. En condiciones ideales, la quema completa de estos componentes envuelve cantidades mínimas de oxígeno, calculada a partir de las siguientes reacciones químicas de combustión:



#### 5.4.3.1 Cálculo del aire mínimo para la combustión

En términos de volumen, el aire está compuesto por 21% de oxígeno, que proviene del aire atmosférico. Relacionando la masa molecular de cada elemento con el volumen específico del oxígeno ( $22,4 \text{ Nm}^3/\text{kmol}$ ) se determina el volumen estequiométrico o mínimo de aire ( $L_{\min}$ ), mediante la siguiente ecuación [26].

$$L_{\min} = 106,7 \left[ \frac{C}{12} + \frac{H}{4} + \frac{S}{32} - \frac{O}{32} \right] \quad (25)$$

$$L'_{\min} = \frac{L_{\min}}{PCI'} \quad (26)$$

Para la combustión de 1 kg de combustible, se requiere cierta cantidad mínima de oxígeno, obtenido de la composición del aire.

$$O_{\min} = 0,21 \cdot L_{\min} \quad (27)$$

#### 5.4.3.2 Cálculo del volumen estequiométrico de gases de la combustión

El volumen de gases estequiométricos o mínimos formados en la combustión ( $SO_2, CO_2, H_2O$ ), pueden ser determinados adoptando el procedimiento anterior:

$$V_{g_{\min}} = 22,4 \left[ \frac{C}{12} + \frac{H}{2} + \frac{S}{32} + \frac{w}{18} + \frac{N}{28} \right] + 0,79 \cdot L_{\min} \quad (28)$$

$$Vg'_{\min} = \frac{V_{g_{\min}}}{PCI'} \quad (29)$$

#### 5.4.3.3 Factor del exceso de aire

El factor del aire “ $\varepsilon$ ” puede calcularse a partir de la composición del gas, mediante la composición del gas [32].

$$\varepsilon = \frac{21}{21 - 79 \cdot \frac{O_2}{N_2}} \quad (30)$$

Normalmente, en la composición de los gases que salen de la torre no hay existencia de CO, por lo que el 100% de los gases lo conforman: N<sub>2</sub>, O<sub>2</sub> y CO<sub>2</sub>.

#### 5.4.3.4 Densidad del gas

La densidad del gas en las condiciones normales de temperatura y presión (STP) puede calcularse a través de la suma de densidades de los compuestos que lo conforman. Las densidades de cada compuesto son mostradas en la Tabla 7:

**Tabla 7:** Densidad de los compuestos a STP.

Gas	Masa molecular [kg/kmol]	Densidad [kg/Nm <sup>3</sup> ]
O <sub>2</sub>	32,0	1,429
CO <sub>2</sub>	44,0	1,964
N <sub>2</sub>	28,2	1,257
H <sub>2</sub> O	18,0	0,804

Fuente: Cengel, .2007.

La densidad normal del gas está dada por la siguiente expresión [25]:

$$\rho_{\text{normal}} = 1,429 \cdot X_{O_2} + 1,964 \cdot X_{CO_2} + 1,257 \cdot X_{N_2} + 0,804 \cdot X_{H_2O} \quad (31)$$

La densidad normal del gas debe de ser corregida a las condiciones de temperatura, presión y altura sobre el nivel del mar del local, el cual fue desarrollado en cálculo del flujo de aire en las ecuaciones (14 al 17)

#### 5.4.3.5 Cálculo de la cantidad de gases salida por la torre precalentadora

El flujo de los gases que proceden de la combustión del combustible y del exceso de aire, sin llevar en consideración el CO<sub>2</sub>, proveniente de la descarbonatación del crudo, es calculado mediante la siguiente ecuación [23]:

$$q_{\text{comb}} = PC \cdot [Vg'_{\text{min}} + (\varepsilon - 1)L'_{\text{min}}] \quad (32)$$

De igual forma, el caudal real de los gases se calcula a través de la relación de densidades:

$$q_{\text{real}} = q_{\text{comb}} \cdot \frac{\rho_{\text{normal}}}{\rho_{\text{real}}} \quad (33)$$

El flujo másico de gases de combustión en [t/h] se calcula con la siguiente ecuación:

$$\dot{m}_{\text{comb}} = q_{\text{real}} \cdot \rho_{\text{real}} \cdot \left( \frac{1 \text{ ton}}{1000 \text{ kg}} \right) \quad (34)$$

El flujo de los gases de CO<sub>2</sub> proveniente de la descarbonatación del crudo se calcula de la siguiente manera:

$$\dot{m}_{\text{desc}} = \dot{m}_h \cdot X_{CaCO_3}^h \cdot \left( \frac{\% \text{Descarb}}{100} \right) \quad (35)$$

Por tanto, el flujo másico total de los gases de salida de la torre precalentadora se calcula por la suma de flujos de los gases de combustión y de la descarbonatación.

$$\dot{m}_g = \dot{m}_{\text{comb}} + \dot{m}_{\text{desc}} \quad (36)$$

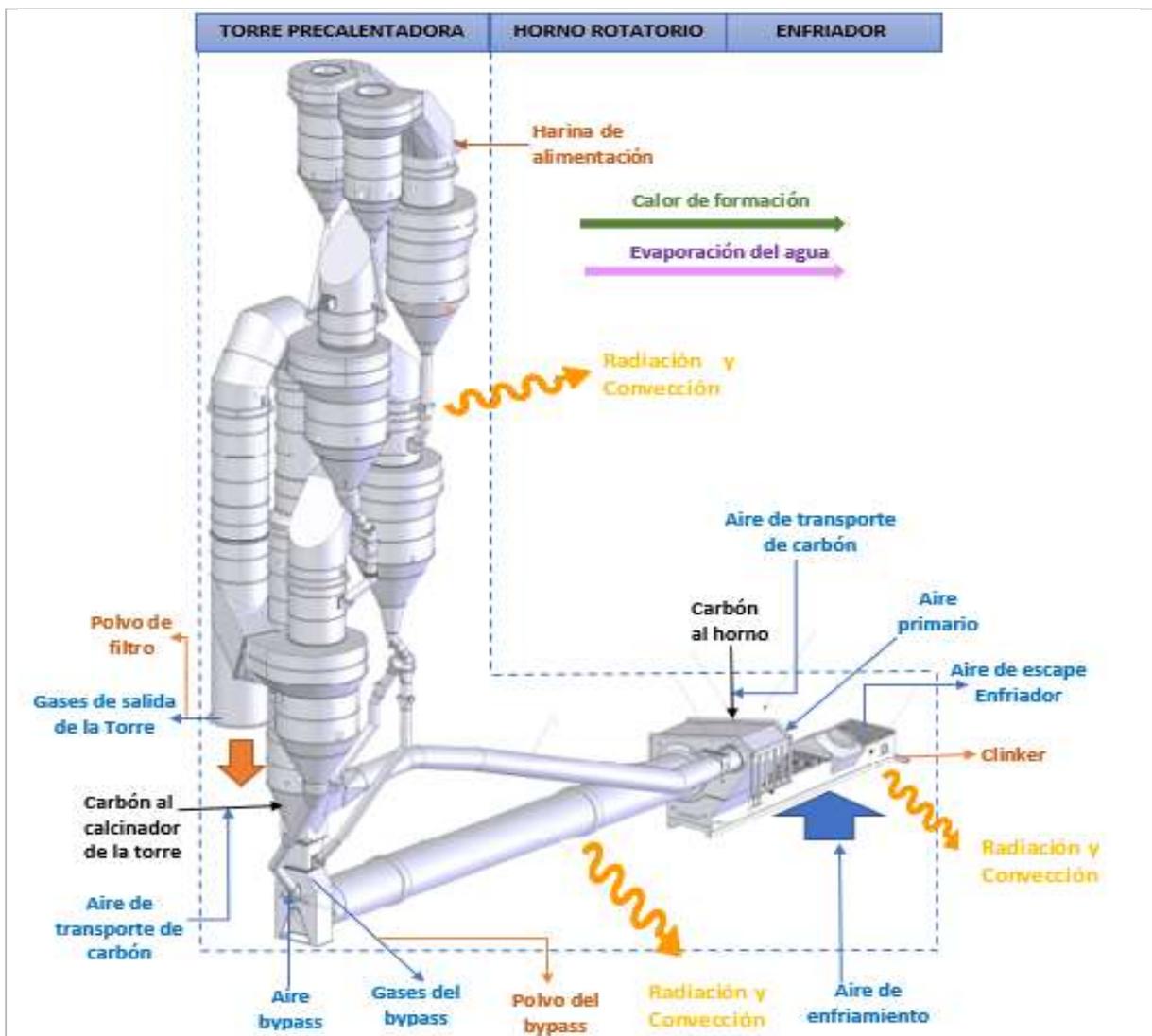
## 5.5 Modelamiento matemático del Balance de energía

El balance de energía se efectúa simultáneamente con el balance de masa, ya que este sirve como base para los cálculos calóricos. Por ello, el balance de energía puede plantearse bajo los mismos factores del balance de masa y para un proceso continuo. En condiciones estables de operación puede expresarse con la siguiente relación [29]:

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{Transferencia} \\ \text{de energía} \\ \text{hacia el sistema} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{l} \text{Generación} \\ \text{de energía} \\ \text{hacia el sistema} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{Transformación} \\ \text{de energía} \\ \text{dentro del sistema} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{l} \text{Transferencia} \\ \text{de energía} \\ \text{dentro del sistema} \end{array} \right\} \quad (37)$$

En el balance de energía deben mostrarse detalladamente todos los procesos de utilización de calor, especialmente, en los que se utilizan grandes cantidades de este, el cual requerirá una mayor atención y análisis; así mismo, deberá mostrarse la distribución de las pérdidas en todo el volumen de control. En la Figura 8 se muestran los flujos de calor que entran y salen del VC analizado.

**Figura 8:** Volumen de Control del balance de energía del proceso de clinkerización.



Fuente: Adaptado a partir de los diseños técnicos de la planta de cemento Yura S.A.

## 5.6 Balance de Energía

La ecuación fundamental de la conservación de energía modelada para el sistema está dada por la siguiente ecuación:

$$Q_h + Q_c + Q_{ae} + Q_{ap} + Q_{atc} + Q_{af} + Q_{aby} + Q_{agh} + Q_{agc} + Q_{cmbc} = Q_{Fclk} + Q_{clk.s} + Q_{pf} + Q_g + Q_{aex} + Q_{vac} + Q_{vah} + Q_{radh} + Q_{radtp} + Q_{radenf} + Q_{raddat} + Q_{convfh} + Q_{convnh} + Q_{convntp} + Q_{convnenf} + Q_{convndat} \quad (38)$$

Los componentes de la ecuación (38) son obtenidos a través de mediciones en el volumen de control (visto en la Figura 8) y del resultado del modelamiento de la conservación de materia. Los Flujos de calor son evaluados en la Tabla 8 y modelados por medio de las ecuaciones del (39 – 93).

**Tabla 8:** Flujos calóricos que conforman el volumen de control.

Flujos de calor en la entrada	Flujos de calor en la salida
$Q_h$ : Flujo de calor de la harina	$Q_{Fclk}$ : Flujo de calor de la formación de clinker
$Q_c$ : Flujo de calor del carbón	$Q_{clk.s}$ : Flujo de calor del clinker en la salida del enfriador
$Q_{ae}$ : Flujo de calor del aire de enfriamiento	$Q_{pf}$ : Flujo de calor del polvo del filtro
$Q_{ap}$ : Flujo de calor del aire primario	$Q_g$ : Flujo de calor de los gases de salida de la torre precalentadora
$Q_{atc}$ : Flujo de calor del aire de transporte de carbón	$Q_{aex}$ : Flujo de calor del aire de exceso del enfriador
$Q_{af}$ : Flujo de calor del aire falso	$Q_{vac}$ : Flujo de calor del vapor del agua contenido en el carbón
$Q_{aby}$ : Flujo de calor del aire del bypass	$Q_{radh}$ : Flujo de calor de la radiación del horno
$Q_{agh}$ : Flujo de calor del agua contenido en la harina	$Q_{radtp}$ : Flujo de calor de la radiación de la torre precalentadora
$Q_{agc}$ : Flujo de calor del agua contenido en el carbón	$Q_{radenf}$ : Flujo de calor de la radiación del enfriador
$Q_{cmbc}$ : Flujo de calor de la combustión del combustible	$Q_{raddat}$ : Flujo de calor de la radiación en el ducto de aire terciario
	$Q_{convfh}$ : Flujo de calor por convección forzada en el horno
	$Q_{convntp}$ : Flujo de calor por convección natural en la torre precalentadora
	$Q_{convnenf}$ : Flujo de calor por convección natural en el enfriador
	$Q_{convndat}$ : Flujo de calor por convección natural en el ducto de aire terciario

Fuente: Holderbank, 1998

### 5.6.1 Entradas de calor

La identificación de los flujos de calor se basó en las fuentes especializadas en cemento CPI [10] y HOLCIM [31]. Para los cálculos térmicos se recurrió a la fuente de CENGEL [33].

**Tabla 9:** Conservación de la energía de entrada del volumen de control.

Flujo de Calor de entrada	Ecuación
Harina alimentada al horno	$Q_h = m_h C_{p_h} (T_h - T_r)$ (39)
Carbón alimentado al horno	$Q_c = m_c C_{p_c} (T_c - T_r)$ (40)
Aire de enfriamiento de Clinker	$Q_{ae} = m_{ae} C_{p_{ae}} (T_{ae} - T_r)$ (41)
Aire primario	$Q_{ap} = m_{ap} C_{p_{ap}} (T_{ap} - T_r)$ (42)
Aire de transporte de carbón	$Q_{atc} = m_{atc} C_{p_{atc}} (T_{atc} - T_r)$ (43)
Aire falso	$Q_{af} = m_{af} C_{p_{af}} (T_{af} - T_r)$ (44)
Aire del ventilador bypass	$Q_{aby} = m_{aby} C_{p_{aby}} (T_{af} - T_r)$ (45)
Agua que ingresa con la harina	$Q_{agh} = m_{agh} C_{p_{agh}} (T_{agh} - T_r)$ (46)
Agua que ingresa al carbón	$Q_{agc} = m_{agc} C_{p_{agc}} (T_{agc} - T_r)$ (47)
Combustión del carbón	$Q_{cmbc} = m_c PCI$ (48)

Fuente: CPI, 2012

### 5.6.2 Salidas de calor

De igual forma, los flujos de salida identificados en el VC, son calculados con la metodología del ítem anterior e incluidos las pérdidas de calor por radiación y convección [33].

**Tabla 10:** Conservación de la energía de salida del volumen de control.

Flujo de Calor de salida	Ecuación
Formación de Clinker	$Q_{Fclk} = (2,22)X_{Al_2O_3}^{Clk} + (6,48)X_{MgO}^{Clk} + (7,646)X_{CaO}^{Clk} + (11,6)X_{H_2O}^{Clk} - (5,116)X_{SiO_2}^{Clk} - (0,59)X_{Fe_2O_3}^{Clk} - X_{K_2O}^{Clk} - X_{Na_2O}^{Clk}$ (49)
Clinker	$Q_{clk} = m_{clk} C_{p_{clk}} (T_{clk} - T_r)$ (50)
Polvo de salida del filtro	$Q_{pf} = m_{pf} C_{p_{pf}} (T_{pf} - T_r)$ (51)
Polvo del filtro Bypass	$Q_{pby} = m_{pby} C_{p_{pby}} (T_{pby} - T_r)$ (52)
Gases de salida de Torre	$Q_g = m_g C_{p_g} (T_g - T_r)$ (53)
Gases de salida del Bypass	$Q_{gby} = m_{gby} C_{p_{gby}} (T_{gby} - T_r)$ (54)
Aire de escape del enfriador	$Q_{aex} = m_{aex} C_{p_{aex}} (T_{aex} - T_r)$ (55)
Agua de la harina	$Q_{vah} = m_{agh} [C_{p_{agh}} (T_{eb} - T_{agh}) + \lambda_{vap} + C_{p_{vah}} (T_{vah} - T_{eb})]$ (56)
Agua del carbón	$Q_{vac} = m_{agc} [C_{p_{agc}} (T_{eb} - T_{agc}) + \lambda_{vap} + C_{p_{vac}} (T_{vac} - T_{eb})]$ (57)
Radiación en el horno	$Q_{radhorno} = \sigma \epsilon_{horno} A_{horno} (T_s^4 - T_{\infty}^4) / (\dot{m}_{clk})$ (58)
Radiación en la torre	$Q_{radtp} = \sigma \epsilon_{tp} A_{tp} (T_s^4 - T_{\infty}^4) / (\dot{m}_{clk})$ (59)
Radiación en el enfriador	$Q_{radenf} = \sigma \epsilon_{enf} A_{enf} (T_s^4 - T_{\infty}^4) / (\dot{m}_{clk})$ (60)
Radiación en el ducto terciario	$Q_{raddat} = \sigma \epsilon_{dat} A_{dat} (T_s^4 - T_{\infty}^4) / (\dot{m}_{clk})$ (61)
Convección forzada en el horno	$Q_{convfhorno} = h_f A_{horno} (T_s - T_{\infty}) / (\dot{m}_{clk})$ (62)
Convección natural en el horno	$Q_{convnhorno} = h_l A_{horno} (T_s - T_{\infty}) / (\dot{m}_{clk})$ (63)
Convección natural en el enfriador	$Q_{convenf} = h_l A_{enf} (T_s - T_{\infty}) / (\dot{m}_{clk})$ (64)
Convección natural ducto terciario	$Q_{convdat} = h_l A_{dat} (T_s - T_{\infty}) / (\dot{m}_{clk})$ (65)

Fuente: CPI, 2012

### 5.6.3 Cálculo de los coeficientes de transferencia de calor

Los coeficientes de convección de las ecuaciones (62-65), se modelan mediante las ecuaciones descritas a continuación [28].

### 5.6.3.1 Coeficiente de convección externa forzada

El cálculo de la convección forzada ocurrida en el horno (ecuación 62) , debido a los ventiladores que enfrían la pared externa del mismo, se modela a través del número de Nusselt promedio sobre un cilindro horizontal representada por la ecuación de Churchill y Bernstein, donde las propiedades del fluido se evalúan en la temperatura de la película  $T_p = \frac{T_s + T_\infty}{2}$ .

$$Nu_{cil} = \frac{hD}{k} = 0,3 + \frac{0,62Re^{1/2} \cdot Pr^{1/3}}{[1 + (0,4/Pr)^{2/3}]^{1/4}} \left[ 1 + \left( \frac{Re}{282000} \right)^{5/8} \right]^{4/5} \quad (66)$$

$$Re = \frac{VD}{\nu} \quad (67)$$

### 5.6.3.2 Coeficiente de convección externa natural

La transferencia de calor por convección natural sobre una superficie, ocurrido en el ducto terciario y el enfriador, depende de la configuración geométrica, orientación y de las propiedades termofísicas del fluido en la temperatura de la película [33].

Por ello, para el cilindro horizontal, como el caso del ducto terciario y el horno, se evalúa el número de Rayleigh.

$$Ra_D = Gr_D Pr = \frac{g\beta(T_s - T_\infty)Lc^3}{\nu^2} Pr \quad (68)$$

Si el resultado del número de Rayleigh resulta  $Ra \leq 10^{12}$ , es posible calcular el número de Nusselt a través de la siguiente ecuación:

$$Nu_{cil} = \left\{ 0,6 + \frac{0,387 \cdot Ra_D^{1/6}}{[1 + (0,559/Pr)^{9/16}]^{8/27}} \right\}^2 \quad (69)$$

Para el cilindro vertical, como el caso los ciclones de la torre precalentadora, la superficie exterior se puede tratar como una placa vertical, cuando el diámetro del cilindro es suficientemente grande, de modo que los efectos de la curvatura sean despreciables. Esta condición tiene que ser comprobada y satisfecha por la condición  $D \geq \frac{35L}{Gr_D^{1/4}}$ .

Luego, el Número de Nusselt se calcula, por medio de la siguiente ecuación:

$$Nu = \left\{ 0,825 + \frac{0,387 \cdot Ra_D^{1/6}}{[1 + (0,492/Pr)^{9/16}]^{8/27}} \right\}^2 \quad (70)$$

### 5.6.3.3 Cálculo de las capacidades caloríficas de los flujos

Las capacidades caloríficas de las ecuaciones (39-57) son modeladas mediante las ecuaciones mostradas en la Tabla 11 y Tabla 12 para los fluidos y compuestos [19] [28].

**Tabla 11:** Modelamiento para el cálculo de la capacidad calorífica de los fluidos principales.

$Cp_h = X_{CaCO_3}^h Cp_{CaCO_3} + X_{SiO_2}^h Cp_{SiO_2} + X_{Al_2O_3}^h Cp_{Al_2O_3} + X_{Fe_2O_3}^h Cp_{Fe_2O_3} + X_{MgO}^h Cp_{MgO}$	(71)
$Cp_c(VM = 35\%) = 0,000408t + 0,2696$	(72)
$Cp_{pf} = X_{CaCO_3}^{pf} Cp_{CaCO_3} + X_{SiO_2}^{pf} Cp_{SiO_2} + X_{Al_2O_3}^{pf} Cp_{Al_2O_3} + X_{Fe_2O_3}^{pf} Cp_{Fe_2O_3} + X_{MgO}^{pf} Cp_{MgO}$	(73)
$Cp_g = X_{O_2}^g Cp_{O_2} + X_{N_2}^g Cp_{N_2} + X_{CO_2}^g Cp_{CO_2}$	(74)
$Cp_{aire} = -1,2829E^{-21}t^6 + 6,5958E^{-18}t^5 - 7,6519E^{-15}t^4 - 1,3171E^{-11}t^3 + 3,3904E^{-8}t^2 - 1,5357E^{-6}t + 0,2391$	(75)
$Cp_{vah} = 8,22 + 0,00015T_{eb} - 0,00000134T_{eb}^2$	(76)
$Cp_{agc} = 1,6258E^{-13}t_c^6 - 5,9511E^{-11}t_c^5 + 8,9894E^{-9}t_c^4 - 7,1875E^{-7}t_c^3 + 3,4063E^{-5}t_c^2 - 8,8685E^{-4}t_c + 1,0074$	(77)
$Cp_{agh} = 1,6258E^{-13}t_h^6 - 5,9511E^{-11}t_h^5 + 8,9894E^{-9}t_h^4 - 7,1875E^{-7}t_h^3 + 3,4063E^{-5}t_h^2 - 8,8685E^{-4}t_h + 1,0074$	(78)

Fuente: Perry, 1997.

#### 5.6.3.4 Cálculo de las capacidades caloríficas de los compuestos que conforman los flujos

La capacidad calorífica de los componentes químicos de las ecuaciones (71-73) mencionados en la Tabla 11 son modelados a través de la Tabla 12. Tabla 11

**Tabla 12:** Modelamiento para el cálculo de la capacidad calorífica de los compuestos.

$Cp_{CaCO_3} = 19,68 + 0,01189T - 307600T^{-2}$	(79)
$Cp_{SiO_2} = 10,87 + 0,008712T - 241200T^{-2}$	(80)
$Cp_{Fe_2O_3} = 24,72 + 0,01604T - 423400T^{-2}$	(81)
$Cp_{MgO} = 10,86 + 0,001197T - 208700T^{-2}$	(82)
$Cp_{O_2} = 8,27 + 0,000258T - 187700T^{-2}$	(83)
$Cp_{N_2} = 6,50 + 0,00100T$	(84)
$Cp_{CO_2} = 10,34 + 0,00274T - 195500T - 2$	(85)
$Cp_{clk} = 1,75278E^{-1} + 1,41066E^{-4}t - 1,3514E^{-7}t^2 + 5,5796E^{-11}t^3$	(86)

Fuente: Perry, 1997.

#### 5.6.4 Cálculo de la eficiencia del enfriador

El cálculo de la eficiencia del enfriador se obtiene por medio de la siguiente ecuación [20] [29] [32]:

$$\eta_{enf} = \frac{Q_{asec} + Q_{ater}}{Q_{clk.e}} * 100 \quad (87)$$

El calor sensible de Clinker caliente en la entrada del enfriador se calcula como:

$$Q_{clk.e} = m_{clk} Cp_{clk}(T_{clk.e} - T_r) \quad (88)$$

El calor del aire secundario, se obtiene por medio de un balance de energía en el enfriador:

$$Q_{asec} = (Q_{clk.e} + Q_{ae}) - (Q_{clk.s} + Q_{aex} + Q_{ater} + Q_{radenf} + Q_{convenf}) \quad (89)$$

#### 5.6.5 Cálculo de la temperatura de aire secundario

El flujo másico de aire secundario se calcula realizando un balance de masa en el enfriador [23]:

$$m_{asec} = (m_{clk.e} + m_{ae}) - (m_{clk.s} + m_{aex} + m_{at}) \quad (90)$$

Una vez conocido el calor del aire secundario y el flujo másico, es posible determinar la temperatura del mismo.

$$T_{sec} = \frac{Q_{sec}}{C_{pasec} \cdot (m_{asec}/m_{clk})} \quad (91)$$

### 5.6.6 Cálculo de la eficiencia del proceso

La eficiencia del proceso puede ser calculada por medio de [8, 20 y 31]:

$$\eta_p = \frac{Q_{Fclk}}{Q_{tot.e}} \cdot 100 \quad (92)$$

El calor total que ingresa al proceso fue determinado en la ecuación principal del algoritmo para el balance de energía:

$$Q_{tot.e} = Q_h + Q_c + Q_{ae} + Q_{ap} + Q_{atc} + Q_{af} + Q_{aby} + Q_{agh} + Q_{agc} + Q_{cmbc} \quad (93)$$

## 6 RESULTADOS Y DISCUSIONES

En el sistema de producción de clinker, de la línea 3, se realizaron 3 balances correspondiente a las mediciones en las fechas 28 de agosto, 31 de agosto y 15 septiembre del presente año. En el Anexo D se muestran los resultados de los puntos medidos y los balances de masa y energía.

Los balances se realizaron en base a las siguientes referencias, las cuales son especializadas en la producción de clinker [7, 10, 16, 23, 29, 30, 31, 32]. Las condiciones de operación del horno en el que se desarrollaron los ensayos presentaban estabilidad en un rango de 24 horas, y la alimentación de harina y carbón para las fechas analizadas se mantuvieron uniformes. La temperatura de referencia para todos los cálculos efectuados fue de 0°C.

El análisis de los resultados se basa en las referencias especializadas en el proceso de cemento. La primera se sustentó en la empresa de consultoría "Cement Performance Internacional Ltd." (CPI), que muestran valores normales y óptimos de los resultados másicos y térmicos del funcionamiento de un horno rotatorio con torre precalentadora [8, 16], la segunda de la empresa cementera Holcim [30] y la tercera de la empresa FLSmidht, que hizo un análisis calórico del sistema por medio de balances de masa y energía de la empresa en estudio para la producción de 4900 [t/d], equivalente a 56,71 [kg/s] de clinker [21, 22].

El consumo calórico promedio de la línea 3 (mostrado en el Anexo D) es de 787,5 kcal/kg<sub>clk</sub> (188,22 kJ/kg<sub>clk</sub>); donde la principal fuente de calor proviene de la combustión del combustible, con aproximadamente, 744,4 kcal/kg<sub>clk</sub> (177,92 kJ/kg<sub>clk</sub>), el cual representa 95% de la energía total que ingresa al sistema. Los otros 5% pertenecen, principalmente, al calor de la harina de alimentación, al carbón de alimentación y al aire para la combustión. Sin embargo, a pesar de encontrar un estado aceptable entre las entradas y salidas del sistema evaluado, se hayan otras pérdidas no contabilizadas en torno de 19,13 kcal/kg<sub>clk</sub> (4,57 kJ/kg<sub>clk</sub>), (representando 2,4% del balance de energía).

## 6.1 Distribución de los Flujos másicos en el Sistema

En la distribución de entradas y salidas de masa del sistema, mostradas en las Tabla 13 y Tabla 14 puede notarse que los flujos más representativos en la entrada del sistema provienen del aire de enfriamiento de los ventiladores, la harina de alimentación y del carbón de alimentación (calcinador y quemador). Del mismo modo, en la salida los mayores flujos provienen de los gases de salida de la torre precalentadora, el aire de exceso del enfriador, el Clinker y el polvo de los filtros.

**Tabla 13:** Distribución de entradas de flujos másicos.

<b>ENTRADAS</b>	<b>LÍNEA 3</b>	<b>REFERENCIA</b>	<b>DESVÍO</b>
AIRE DE ENFRIAMIENTO DE CLINKER	57,71%	<b>56,22%</b>	<b>-1,49%</b>
HARINA DE ALIMENTACIÓN	39,60%	<b>40,75%</b>	<b>+1,15%</b>
COMBUSTIBLE	2,71%	<b>2,81%</b>	<b>+0,10%</b>
TOTAL	100,0%	<b>100%</b>	

**Tabla 14:** Distribución de salidas de flujos másicos.

<b>SALIDAS</b>	<b>LÍNEA 3</b>	<b>REFERENCIA</b>	<b>DESVÍO</b>
GASES DE SALIDA TORRE	39,84%	<b>51,26%</b>	<b>+11,42%</b>
AIRE EXCESO ENFRIADOR	34,16%	<b>23,01%</b>	<b>-11,15%</b>
CLINKER	22,82%	<b>24,48%</b>	<b>+1,66%</b>
POLVO FILTRO	0,07%	<b>1,03%</b>	<b>+0,96%</b>
TOTAL	100,00%	<b>100,00%</b>	

De estos resultados puede deducirse los siguiente:

- La relación que mantiene la harina de alimentación al horno con la alimentación de combustible es próxima; la harina (39,60%) ingresa en una proporción inferior en comparación con la referencia (40,75%), mientras que la alimentación de combustible (2,71%) es próximo al valor de referencia (2,81%). Esta evaluación demuestra que el proceso no es lo suficientemente eficiente, pues para la cantidad de combustible consumido, la alimentación de la harina es inferior al valor esperado en un horno con precalentador y calcinador.
- La principal diferencia con la referencia, se encuentra en el aire de exceso. El porcentaje de aire de exceso del enfriador (34,16%) comparado con la referencia (23,01%) es extremadamente superior al valor esperado, lo cual indica que gran cantidad de aire enfriamiento sale como aire de exceso, en lugar de ser aprovechado en el horno como parte del aire secundario o terciario. Esto muestra la ineficiencia de proceso, pues el aire de escape representa una pérdida másica y calórica.
- En los procesos de cemento por vía seca, los gases de salida de la torre precalentadora representan una pérdida de gran impacto en el sistema. Sin embargo, en el sistema este valor representa un valor de 39,84% del total, por debajo del valor de referencia (51,26%). Esto indica que los ciclones trabajan eficientemente en la descarbonatación de la harina. Asimismo, el polvo de los filtros (0,07%) se encuentran por debajo del valor de referencia (1,03%), esto a consecuencia de la eficiencia de los ciclones y a la baja cantidad de los gases que salen de la torre.

## 6.2 Distribución de Flujos calóricos en el Sistema

En la distribución de entradas y salidas de energía del sistema, mostradas en las Tabla 15 y Tabla 16, se determinó que los flujos de calor más representativos, en cuestión de porcentajes, para las entradas calóricas pertenecen a la combustión generada por la quema de combustible, la harina de alimentación, el aire de enfriamiento y el carbón de alimentación; y para los flujos calóricos en la salida se distribuyen, principalmente, en el calor de formación de Clinker, el aire de exceso del enfriador y los gases de exceso de la torre

**Tabla 15:** Distribución de entradas calor.

<b>ENTRADAS DE ENERGÍA</b>	<b>LÍNEA 3</b>	<b>REFERENCIA</b>	<b>DESVÍO</b>
CALOR DE COMBUSTIÓN	94,53%	<b>95,46%</b>	<b>+0,93%</b>
HARINA	2,52%	<b>1,95%</b>	<b>-0,57%</b>
AIRE DE ENFRIAMIENTO DE CLINKER	2,42%	<b>1,87%</b>	<b>-0,55%</b>
AIRE FALSO	0,16%	-	-
CARBÓN DE ALIMENTACIÓN	0,18%	<b>0,19%</b>	<b>+0,01%</b>
AIRE DE TRANSPORTE DE CARBÓN	0,12%	-	-
AIRE PRIMARIO	0,06%	-	-
TOTAL	100,00%	<b>100,00%</b>	

**Tabla 16:** Distribución de salidas de calor.

<b>SALIDAS DE ENERGÍA</b>	<b>LÍNEA 3</b>	<b>REFERENCIA</b>	<b>DESVÍO</b>
FORMACIÓN DE CLINKER	52,61%	<b>48,70%</b>	<b>-3,91%</b>
AIRE EXCESO ENFRIADOR	16,58%	<b>5,62%</b>	<b>-10,96%</b>
GASES DE SALIDA TORRE	15,55%	<b>19,15%</b>	<b>+3,60%</b>
RADIACIÓN HORNO	4,24%	<b>10,77%</b>	<b>+6,53%</b>
OTRAS PÉRDIDAS	3,15%	<b>7,41%</b>	<b>+4,26%</b>
CONVECCIÓN FORZADA HORNO	2,18%	<b>5,02%</b>	<b>-2,84%</b>
CLINKER DESCARGA	2,82%	<b>2,33%</b>	<b>-0,49%</b>
POLVO FILTRO	0,07%	<b>0,30%</b>	<b>+0,23%</b>
TOTAL	100,00%	<b>100,00%</b>	

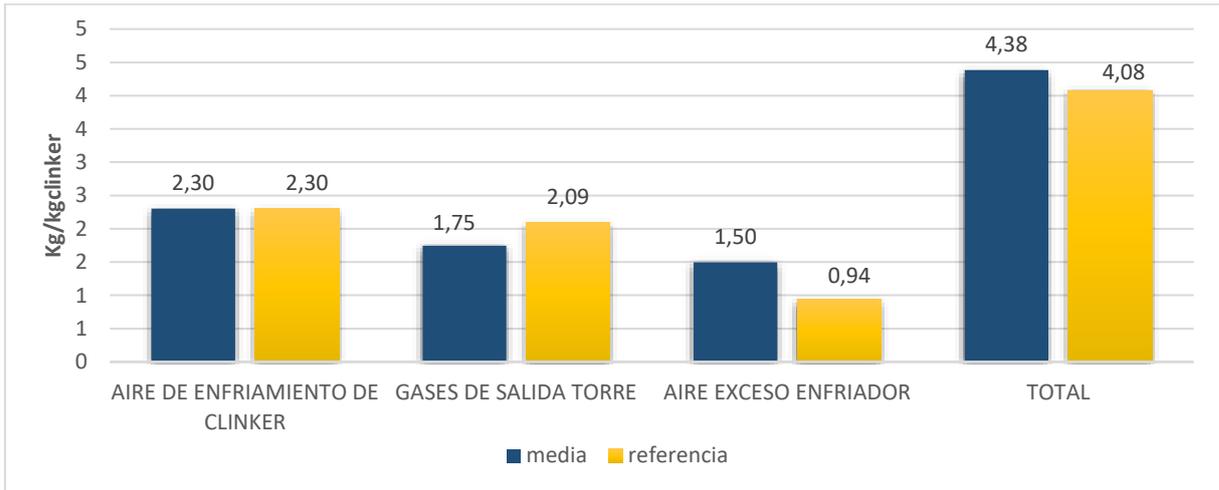
De los resultados se deduce lo siguiente:

- El calor que se pierde en la formación del Clinker (52,61%) está por encima del valor de referencia (48,70%), lo que indica que la composición química del clinker podría ser mejorada, a través de una redistribución de los porcentajes de la composición de la harina de alimentación.
- Los gases de salida de la torre (15,55%), comparado con el valor de referencia (19,15%), se encuentra con una cantidad de energía inferior, debido al menor flujo másico esperado de gases de salida. Esto indica eficiencia en el funcionamiento de los ciclones.
- La mayor diferencia se encuentra en el porcentaje de aire de exceso que sale del enfriador (16,58%), estando muy por encima del valor de referencia (5,62%). Esto indica la ineficiencia del enfriador, ya que gran parte del aire de enfriamiento que ingresa por los ventiladores se pierde en este aire y no es aprovechado en los aires secundario y/o terciario.

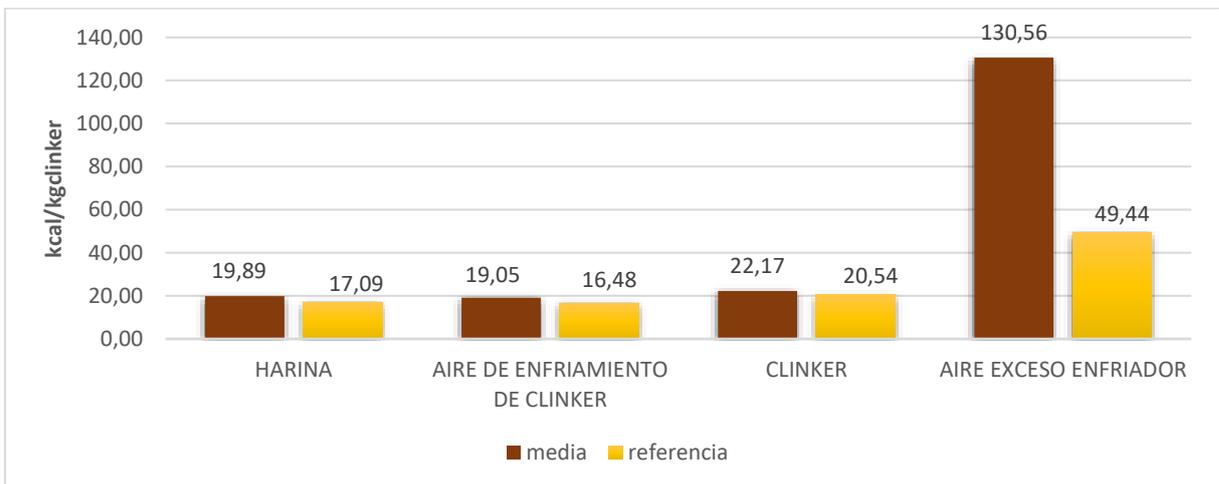
### 6.3 Flujos Específicos del Balance de Masa y Energía

En los Gráficos del 1 al 5, se muestran los flujos máscicos ( $\text{kg}/\text{kg}_{\text{clik}}$ ) y los flujos calóricos específicos ( $\text{kcal}/\text{kg}_{\text{clik}}$ ) para cada uno de los balances realizados, así como la comparación visual entre el promedio de los resultados y los valores de la referencia.

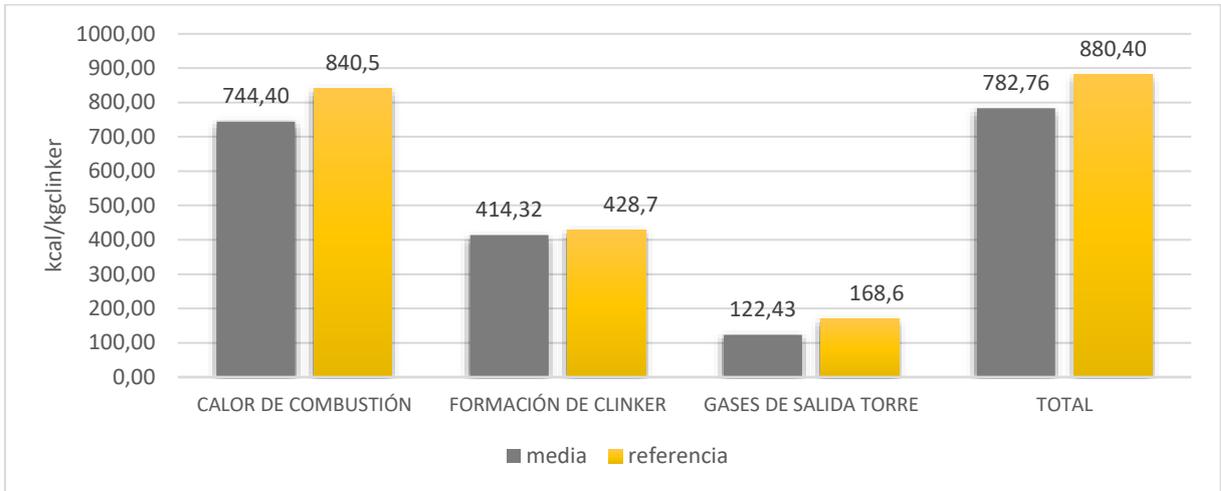
**Gráfico 1:** Flujos máscicos en la Línea de producción 3 (aire de enfriamiento, gases de salida torre, aire de exceso enfriador y flujo máscico total).



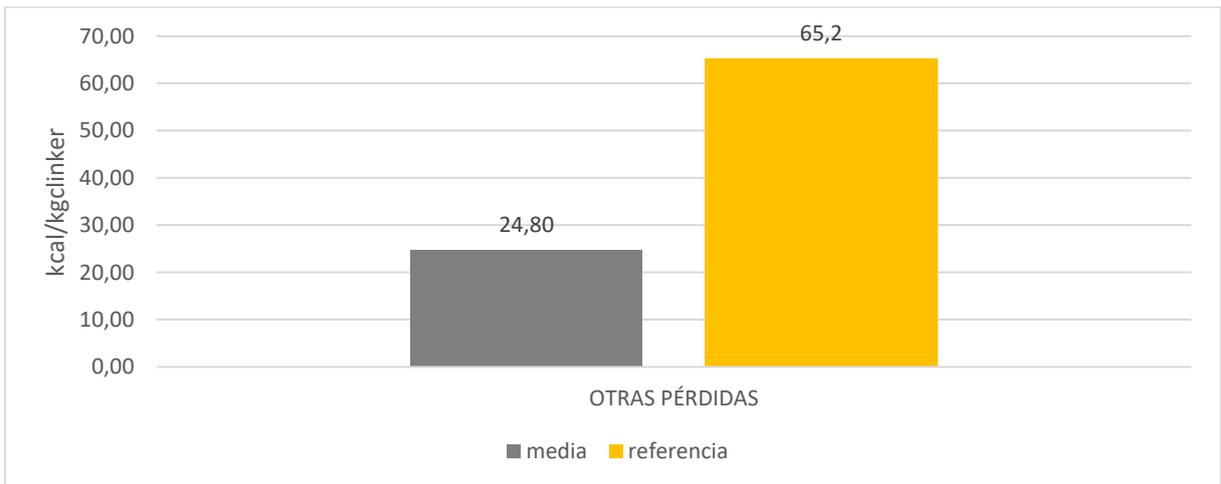
**Gráfico 2:** Flujos calóricos en la Línea de producción 3 (harina, aire de enfriamiento, clinker, aire de exceso en el enfriador).



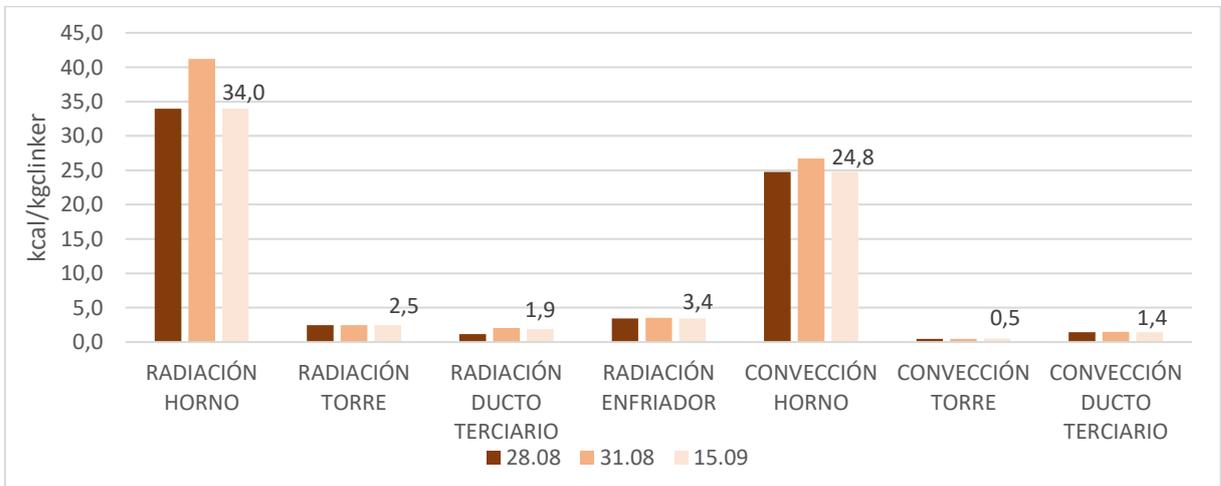
**Gráfico 3:** Flujos calóricos en la línea de producción 3 (Calor de Combustión, formación de clinker, Gases de salida torre, flujo de calor total).



**Gráfico 4:** Flujos calóricos específicos en la Línea de producción 3 (Otras pérdidas).



**Gráfico 5:** Flujos calóricos específicos en la Línea de producción 3 (Radiación y convección).



Para un mayor entendimiento, a continuación, se analizan los resultados mostrados en los gráficos anteriores:

### **Gases de salida de la torre precalentadora**

En el análisis másico, el resultado promedio de los gases de salida de la torre difieren en 0,34 kg/kg<sub>clik</sub>, por debajo de la referencia (2,09 kg/kg<sub>clik</sub>); de igual forma, el promedio del flujo calórico (122,43 kcal/kg<sub>clik</sub>) difiere en 46,17 kcal/kg<sub>clik</sub> (11,04 kJ/kg<sub>clik</sub>), por debajo de la referencia (168,63 kcal/kg<sub>clik</sub>). Esta información refleja que la cantidad de los gases de salida y/o la temperatura de la misma es mínima, por lo que se tiene una reducción de pérdidas. Ello conlleva a un aumento de la eficiencia del procesos, con un resultado de la eficiencia promedio de la línea 3, en torno de 52,6% en comparación a un rango de eficiencia esperado de 48% a 55%.

### **Aire de escape/exceso del enfriador**

El flujo másico específico del aire de exceso del enfriador se encuentra elevado, a 0,56 kg/kg<sub>clik</sub> por encima de la referencia (0,94 kg/kg<sub>clik</sub>). Por otra parte, el flujo calórico específico está 81,12 kcal/kg<sub>clik</sub> (19,40 kJ/kg<sub>clik</sub>), por encima de la referencia (49,44 kcal/kg<sub>clik</sub>).

La diferencia encontrada en los flujos de masa y calor del aire de exceso, pueden estar relacionados a la alta temperatura respecto al valor de referencia con que el aire es extraído del enfriado. Ello representa pérdidas másicas y energéticas significativas en el sistema, las cuales pueden ser controladas operacionalmente, mediante dos formas:

- La primera forma es a través de la modificación del aire de enfriamiento que ingresa al sistema, manteniendo las otras condiciones estables. Disminuyendo el aire de enfriamiento se logra una reducción de las pérdidas por el aire de escape; sin embargo, para mantener las propiedades físicas y químicas del Clinker en la descarga del enfriador, se necesita controlar el gradiente necesario de los flujos de aire en los doce ventiladores, a través de la temperatura del clinker para mantener sus propiedades físicas.
- La segunda forma es por medio de una redistribución del aire que ingresa al enfriador. El aire que ingresa al enfriador se distribuye en el aire de exceso que sale del enfriador, el aire secundario que ingresa al horno y el ducto de aire terciario que ingresa al calcinador. El aire secundario aprovecha el calor del clinker, de la descarga del horno a la entrada del enfriador y lo utiliza en el proceso de quema dentro del horno; es decir, para un mejor aprovechamiento la mayor parte del aire de enfriamiento debe pasar a ser aire secundario y no aire de escape. Esto es posible mediante una redistribución de los aires por medio de los ventiladores principales de tiro ubicados a la salida de los gases de exceso y a la salida de los gases de la torre precalentadora, de manera que la eficiencia en el enfriador mejore.

De esta forma se muestra que el aire de exceso que sale del enfriador es una oportunidad de mejora, siendo este un factor influyente en la eficiencia del enfriador y por consiguiente del proceso

## **Aire de enfriamiento**

El aire de enfriamiento es una variable importante en el proceso, ya que a través de su modificación es posible disminuir las pérdidas másicas y energéticas en diversas partes del sistema, así como el aumento de la eficiencia del mismo.

El aire de enfriamiento que ingresa por los ventiladores no presenta variaciones, en torno del valor de la referencia (2,3 kg/kg<sub>clik</sub>). Con esta información y los flujos másicos del aire de exceso y de los gases de salida, es posible afirmar que para una mejoraría en el proceso es recomendable una mejor redistribución en el enfriador; ya que el caudal del aire de enfriamiento presente se encuentra en condiciones normales de funcionamiento, por lo que una reducción del mismo podría afectar a calidad del clinker. Este cambio debe de estar monitoreado y acompañado de un control por medio de balances, para que se puedan observar los efectos de esta acción.

## **Calor de combustión**

El calor generado por la combustión del carbón y del petcoke es de 744,4 kcal/kg<sub>clik</sub>, el cuál está a 96,10 kcal/kg<sub>clik</sub> (22,9 kJ/kg<sub>clik</sub>), por debajo del valor de referencia (840,5 kcal/kg<sub>clik</sub>). Esto indica que menos energía está ingresando al horno debido a la variedad del poder calorífico del combustible, esto se refleja en una disminución de las pérdidas esperadas y una eficiencia relativamente mayor.

Una campaña de optimización, en el proceso, representa una disminución en el consumo calórico del horno. Por ello, las mejorías deben estar enfocadas en las oportunidades de mejoras y reducciones de los consumos calóricos, a partir del funcionamiento actual del proceso. Estas mejorías son llamadas de focos de optimización, donde se involucran el aire de enfriamiento, el aire de exceso del enfriador, los gases de salida de la torre y, principalmente, el enfriador.

Otra manera en la que se puede mejorar el consumo calórico del sistema, es a través del control adecuado de aires falsos en el sistema, el cual conllevaría a que se requiera menor cantidad de combustible, pues la cantidad de aire que alcanzaría altas temperaturas en el horno sería menor. Esto debido a que el aire tiene mayor capacidad calorífica que la harina, por lo que se necesita más combustible para calentarlo. En este sentido, el control de aires falsos en el sistema es otra oportunidad de mejora, convirtiéndose en otro foco de optimización.

## **Polvo de los filtros**

Con la actual relación másica polvo/Clinker (0,06 kg/kg<sub>clik</sub>) es visible que los ciclones presenten una alta eficiencia, ello es coherente con la cantidad de mínima de gases que pasan a través de ellos. Los ciclones realizan una separación eficiente entre los gases y el polvo, además de una alta descarbonatación. En el análisis se tiene que el polvo obtenido de los filtros se encuentra dentro del rango de operación establecido en el diseño de estos equipos.

Las pérdidas por polvo en la alimentación, disminuyen el rendimiento productivo del horno, pues provocan un consumo innecesario de energía por la descarbonatación parcial y el calentamiento del material a la temperatura de descarga.

## Otras pérdidas

En el balance de energía se encontró pérdidas no contabilizadas, en torno de 24,80 kcal/kg<sub>clik</sub> (5,93 kJ/kg<sub>clik</sub>). Estas pérdidas pueden ser atribuidas a la naturaleza variable del proceso en momentos puntuales, al error asociado en la calibración del instrumento utilizado para la medición (el cual conlleva a un error en las mediciones realizadas), a la dificultad de cocción del clinker y a la falta de contabilidad efectiva del proceso de carbón consumido (ocurrido temporalmente en la pesada física).

Es necesario, una contabilidad más precisa del carbón consumido; ya que el combustible representa 60% de los costos totales de producción de clinker (Información interna de la empresa), siendo una de las variables más críticas en el proceso.

## Radiación y convección

La mayor cantidad de la radiación y la convección proviene del horno rotatorio, la torre precalentadora y el enfriador, representando en total 67,90 kcal/kg<sub>clik</sub> (16,23 kJ/kg<sub>clik</sub>). Sin embargo, debido a la naturaleza del proceso es difícil pensar en estas pérdidas calóricas como una oportunidad de mejora, debido a las dificultades técnicas y económicas que implican cambios físicos en la espesura del refractario. Por consiguiente, la mejor manera de pensar en menores pérdidas por radiación y convección es una disminución del consumo calórico en la línea de producción.

## Flujos máxicos y calóricos totales

Por medio de la relación del total de entradas y salidas máxicas y calóricas del sistema se confirma todo lo anterior mencionado. En el balance total de masa el promedio de los flujos específicos es de 4,38 kg/kg<sub>clik</sub>, que varía 0,30 kg/kg<sub>clik</sub> por encima del valor de referencia (4,08 kcal/kg<sub>clik</sub>). De igual forma en el balance total de energía, el promedio del flujo calórico fue de 787,48 kcal/kg<sub>clik</sub> (188,22 kJ/kg<sub>clik</sub>), inferior al valor de referencia (880,40 kcal/kg<sub>clik</sub> o 210,42 kJ/kg<sub>clik</sub>),

Es importante resaltar que todas las variables analizadas en el balance de masa presentan poca variación respecto a su media en cada flujo, confirmando su confiabilidad. Además de verificar que los datos no varíen de los informes realizados en la planta por la empresa consultora FLSmidht.

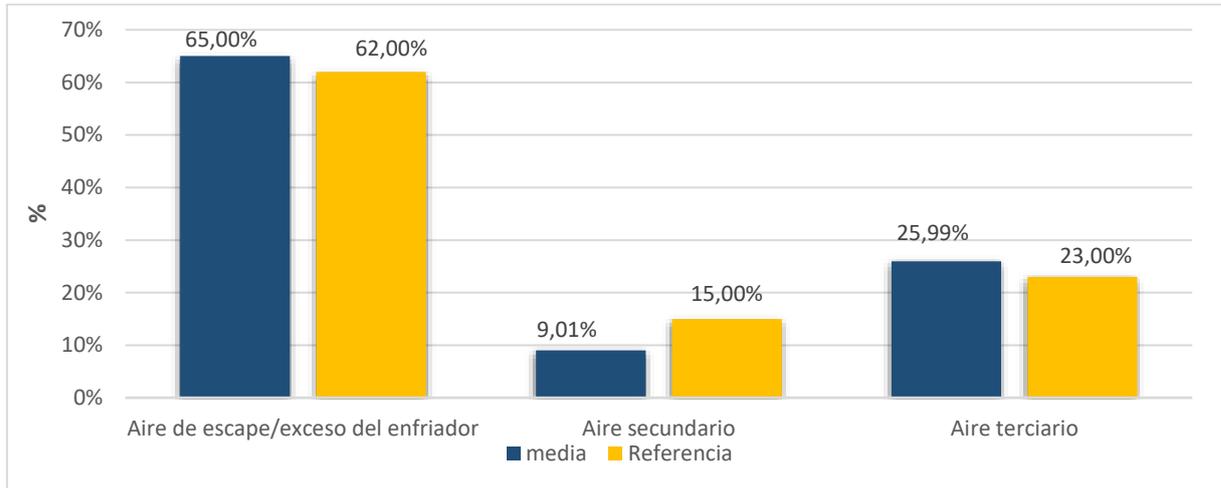
## 6.4 Enfriador

En el Gráfico 6 se muestra la distribución del aire de enfriamiento dentro del enfriador, es decir el porcentaje de aire que va como aire secundario hacia el horno, aire hacia el ducto terciario hasta el calcinador, y la cantidad de aire de exceso que sale del enfriador. En la Gráfico 7 se muestran, a través de puntos, las eficiencias halladas en el enfriador para cada balance, al mismo tiempo que se compara con la línea de eficiencia estándar por CPI, el cuál muestra cual debe ser la eficiencia en función del aire terciario, aprovechado del aire de enfriamiento.

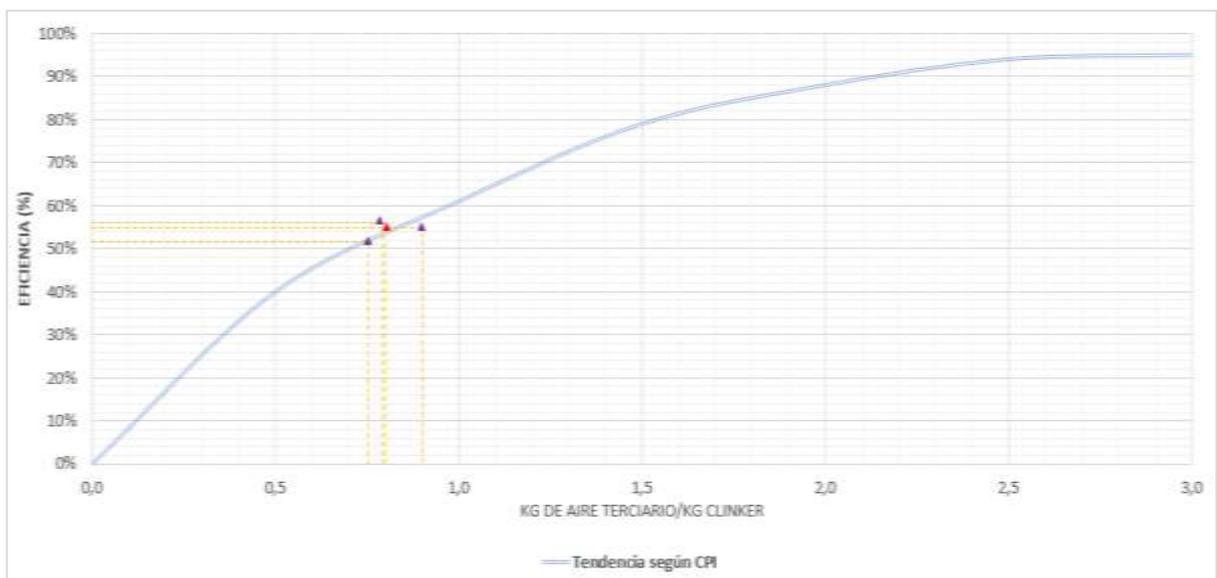
La eficiencia promedio del enfriador de la Línea 3 es 56,09%, con una alimentación de aire de enfriamiento e torno de 2,30 kg/kg<sub>clik</sub>, y manteniendo la temperatura del clinker en la descarga del enfriador en torno de 110°C. Al comparar estos valores con los de la referencia (aire de enfriamiento igual a 2,83 kg/kg<sub>clik</sub> con una eficiencia de 68%), se

deduce que el enfriador posee una eficiencia esperada para el flujo específico que maneja; ello puede verificarse en el Gráfico 7, donde se observa que la eficiencia del enfriador, para cada balance, se encuentra en valores cercanos y superiores para el flujo de aire específico que manejan, puede notarse que la eficiencia del enfriador para cada balance se encuentra en un valor superior al valor esperado para este tipo de equipo.

**Gráfico 6:** Distribución de aires en el enfriador.



**Gráfico 7:** Perfil de eficiencia del enfriador.



Este aumento de eficiencia en el equipo está relacionado a diversos factores, principalmente, al aumento de producción de clinker de 4900 [t/d] para 5000 [t/d], equivalente a 57,9 [kg/s]; el cuál superó la capacidad de diseño hasta la capacidad con la que fue sobredimensionada, obligando al enfriador a trabajar en su máxima capacidad. Esto último conllevó a un enfriamiento ineficiente del clinker, descargando un material con una temperatura superior a la esperada, y con un calor que no es aprovechado, sumando a la ineficiencia del equipo.

A pesar de poseer una eficiencia relativamente superior para el flujo de aire de alimentación que presenta, la distribución de aire al interior del enfriador no es la más

adecuada. De acuerdo a los resultados obtenidos en el balance, el porcentaje de aire de exceso es 65% del total del aire de enfriamiento, 26% representa el aire terciario y 9% el aire secundario; según los valores de referencia los aires deberían repartirse en 62%, 15% y 23%, respectivamente, esto puede observarse en el Gráfico 6. De esta forma puede observarse que parte del aire que ingresa, sale del enfriador como aire de exceso, en lugar de ser recuperado como aire secundario.

Con este análisis puede percibirse que este enfriador tiene un alto potencial de mejora, y que con una mejoría en la distribución de los aires al interior del equipo es posible alcanzar mayores eficiencias, en consecuencia, un aumento de la eficiencia en el proceso.

## 6.5 Variables que afectan el Consumo de Calor en el Sistema

### 6.5.1 Pérdidas de calor por exceso de aire

El aire de exceso y falso constituyen una pérdida de energía, pues ingresan al sistema a temperatura ambiente y deben ser calentados hasta la temperatura de los gases de salida de la torre, aumentando el consumo calórico del horno.

Según los datos obtenidos del analizador de gases, el porcentaje de oxígeno contenido en la salida de gases de la torre precalentadora se encuentra entre 9,7 y 9,8%, equivalente a 36,9- 37,4 [t/d] (0,43 kg/s) del aire total que sale con los gases. Esta cantidad comparada con el valor de referencia de CPI, igual 2%, es mucho mayor; por lo que ingresa al sistema mayor cantidad necesaria de aire para la quema. Esta cantidad puede ser disminuido de dos formas: La primera a través de la disminución del aire de enfriamiento alimentado al enfriador y la segunda a través del control de los aires falsos. Donde, la primera deja de ser una posibilidad, pues en el estudio térmico mostró que la cantidad de aire de enfriamiento se encuentra en condiciones favorables para el enfriamiento del clinker; por ello resulta más eficiente un mapeamiento térmico de todos los posibles ingresos de aire en el sistema y su registro por medio de un mantenimiento.

### 6.5.2 Pérdidas de calor por aire falso

En la Tabla 17 se muestra el ahorro másico del combustible y el ahorro económico, en base al costo del carbón molido (S/. 565,65 /Ton de carbón) y al poder calorífico del combustible, informado por la planta para una reducción del 50% del flujo calórico del aire falso.

**Tabla 17:** Pérdidas y ahorro por una reducción del 50% aire falso en el horno de la Línea 3.

<b>Pérdidas de calor por aire falso</b>	<b>28 Agosto</b>	<b>31 Agosto</b>	<b>15 Septiembre</b>	<b>Promedio</b>
Aire (t/h)	55,55	62,36	50,23	<b>56,05</b>
Aire (kg/kgclk)	0,27	0,30	0,24	<b>0,27</b>
Aire (kcal/kgclk)	1,27	1,43	1,15	<b>1,28</b>
Reducción 50% (kcal/kgclk)	0,64	0,71	0,57	<b>0,64</b>
Carbón (t/d)	0,462	0,519	0,418	<b>0,466</b>
Carbón (t/a)	168,65	189,33	152,50	<b>170,16</b>
Ahorro (S/. /AÑO)	95.159,14	106.826,60	86.047,01	<b>96.010,92</b>
Ahorro (US\$/AÑO)	29.499,33	33.116,25	26.674,57	<b>29.763,38</b>

### 6.5.3 Pérdidas de calor por radiación y convección

En la Tabla 18 se muestra el ahorro calórico, másico del carbón y económico, en base al costo del carbón molino; este análisis representaría una reducción del 15% de la pérdida de calor de radiación y convección en todo el proceso.

**Tabla 18:** Pérdidas y ahorro por una reducción del 15% de la radiación y convección en el horno de la Línea 3.

Pérdidas de calor por radiación y convección	28 Agosto	31 Agosto	15 Septiembre	Promedio
Pérdidas (kcal/kgclk)	55,64	77,88	68,46	<b>67,33</b>
Reducción 15% (kcal/kgclk)	8,35	11,68	10,27	<b>10,10</b>
Carbón (t/d)	6,07	8,49	7,46	<b>7,34</b>
Carbón (t/a)	2.213,93	3.098,48	2.724,00	<b>2.678,80</b>
Ahorro (S. /AÑO)	1.249.160,61	1.748.242,71	1.536.953,98	<b>1.511.452,43</b>
Ahorro (US\$/AÑO)	387.239,79	541.955,24	476.455,73	<b>468.550,25</b>

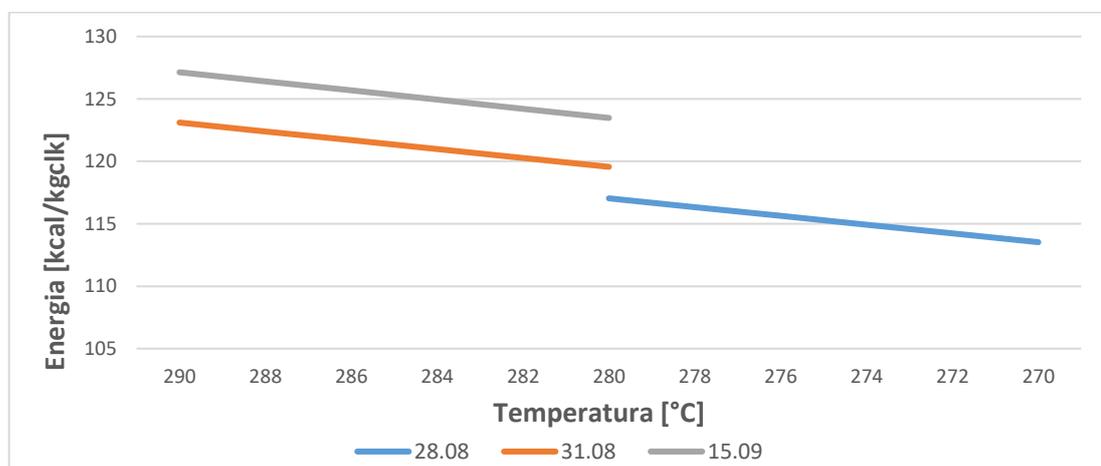
### 6.5.4 Pérdidas de calor en los gases de salida de la Torre precalentadora

La temperatura de los gases de salida de la torre es un factor que influencia directamente en la cantidad de calor que se le añade al proceso; es decir su aumento o disminución depende directamente con la cantidad de combustible alimentado al sistema. Asimismo, el flujo másico y la temperatura influyen en la cantidad de calor con que salen los gases; sin embargo, para cantidades similares de masa, la temperatura es una característica determinante para los incrementos energéticos importantes.

En este sentido, se encuentra que dos puntos de optimización significativos son: El manejo de aires y carbón al proceso para el control de los gases, y también el registro de las temperaturas para el control de la cantidad de carbón.

En el gráfico se muestra la variación del calor de los gases de la torre en función de la temperatura. Se observa que, con una mayor disminución de la temperatura actual del gas, se reduce que calor que sale con el mismo. En la Gráfico 8 se varía la temperatura en un rango de 10°C, disminuyendo cada 2°C de la temperatura actual medida.

**Gráfico 8:** Variación de calor de los gases de salida de la Torre precalentadora en función de la temperatura.



En la Tabla 19 se muestra el ahorro calórico, másico del carbón y económico en base al costo del carbón molido. Para una reducción de 10°C en los gases de salida de la torre precalentadora, analizado en la Gráfico 8.

**Tabla 19:** Perdidas y ahorro en los gases de salida de la torre para una reducción de 10°C.

<b>Balances</b>	<b>28 Agosto</b>	<b>31 Agosto</b>	<b>15 Septiembre</b>	<b>Promedio</b>
Consumo real (kcal/kgclk)	117,037	123,106	127,135	<b>122,43</b>
Reducción (kcal/kgclk)	113,525	119,562	123,476	<b>118,85</b>
Ahorro (kcal/kgclk)	3,512	3,544	3,659	<b>3,57</b>
Carbón (t/d)	2,552	2,575	2,659	<b>2,60</b>
Carbón (t/a)	931,42	940,01	970,42	<b>947,28</b>
Ahorro (S. /AÑO)	525.531,44	530.376,29	547.536,62	<b>534.481,45</b>
Ahorro (\$/AÑO)	162.914,75	164.416,65	169.736,35	<b>165.689,25</b>

### 6.5.5 Pérdidas de calor con el aire de exceso del enfriador

En la Tabla 20 se muestra el ahorro calórico, másico del carbón y económico en base al costo del carbón molido. Se representan los resultados para una reducción de 5% del flujo másico de los gases de exceso del enfriador y su respectivo aumento en la eficiencia del enfriador.

**Tabla 20:** Pérdidas y ahorro en el aire de escape del enfriador para una reducción del 5% del flujo másico.

<b>Pérdidas de calor con el aire de escape del enfriador</b>	<b>28 Agosto</b>	<b>31 Agosto</b>	<b>15 Septiembre</b>	<b>Promedio</b>
Reducción Flujo 5% (t/h)	15,83	15,98	15,11	<b>15,64</b>
Eficiencia Real en el enfriador (%)	55,35	56,82	56,11	<b>56,09</b>
Aumento de Eficiencia (%)	57,49	58,86	58,26	<b>58,20</b>
Diferencia (%)	2,14	2,04	2,15	<b>2,11</b>
Consumo calor (kcal/kgclk)	126,55	132,49	132,63	<b>130,56</b>
Ahorro (kcal/kgclk)	6,327	6,625	6,631	<b>6,53</b>
Carbón (t/d)	4,598	4,814	4,819	<b>4,74</b>
Carbón (t/a)	1.678,33	1.757,16	1.758,95	<b>1.731,48</b>
Ahorro (S. /AÑO)	946.958,61	991.438,96	992.448,03	<b>976.948,53</b>
Ahorro (\$/AÑO)	293.557,17	307.346,08	307.658,89	<b>302.854,05</b>

## 7 CONCLUSIONES

Se realizó un análisis termodinámico en la Línea de Producción 3 de la industria de cemento YURA.S.A. El estudio del sistema fue analizado a través de un modelamiento matemático de los balances de masa y energía, donde se identificaron los flujos de entradas y salidas a través del flujograma de la planta y el reconocimiento de procesos en planta. En el desenvolvimiento de la metodología se emplearon instrumentos, debidamente calibrados, para las mediciones de la presión, temperatura e identificación de los componentes y flujos que conformaron cada componente de modelamiento propuesto.

En el análisis de los resultados se identificó lo siguiente:

La metodología para el desarrollo del algoritmo y las mediciones arrojaron resultados aceptables y coherentes, lo cual que indica que el funcionamiento del sistema se encontraba con variaciones poco significativas, en un estado estable y permanente. En el resultado del balance de masa, el aire de enfriamiento y la harina representan, aproximadamente 53% y 36%, respectivamente, del flujo másico de entrada al sistema y 40% y 34% el flujo de los gases de salida de la torre y del aire de exceso, respectivamente. Del balance de energía el 94,5% corresponde al calor de entrada de la combustión y 52,6% es utilizado para formación del clinker; asimismo, 16,6% y 15,6% corresponden a los calores de salida del aire de exceso y de los gases de salida de la torre precalentadora.

El consumo calórico promedio del proceso fue de 787,5 kcal/kg<sub>clk</sub> (188,22 kJ/kg<sub>clk</sub>); donde los factores que influyeron en este consumo fueron la eficiencia térmica del enfriador, la pérdida en los gases de la torre, el aire de escape del enfriador y las pérdidas por radiación y convección en las superficies de los equipos.

El funcionamiento del enfriador influye directamente en la quema dentro horno, por consiguiente, en la calidad del clinker. Por ello, la cantidad de aire secundario fue de 9% de total de los aires que distribuyen en el enfriador (aire terciario 26% y aire de exceso del enfriador 65%), este debería ser mayor que la del aire de escape, de forma que se aproveche el calor adquirido del enfriamiento del clinker en la combustión, para aumentar la eficiencia del equipo y del proceso. La eficiencia del enfriador igual a 56% se encuentra en un rango aceptable, ello debido al aumento de su capacidad nominal de diseño; sin embargo, lo que le resta eficiencia es la temperatura del clinker en la descarga, en torno de 120°C, y la temperatura de los gases de exceso que son perdidos, alrededor de 350°C.

La relación entre el aire de enfriamiento/clinker debe ser mínima, pues ello posibilita que el aire secundario sea más energético, del análisis esta relación fue de 1,53 kg/kg<sub>clk</sub>, encontrándose 0,21 kg/kg<sub>clk</sub> por encima del valor de referencia. Este correcto manejo del aire de enfriamiento es un factor importante a llevar en cuenta en el proceso, ya que se ve reflejado en la combustión, en la cantidad de gases de salida de la torre y en el aire de escape del enfriador, conllevando a una dependencia del consumo calórico en el horno.

Los gases de salida de la torre precalentadora fue de 122,4 kcal/kg<sub>clk</sub> (31,21 kJ/kg<sub>clk</sub>), encontrándose 46,1 kcal/kg<sub>clk</sub> (11,02 kJ/kg<sub>clk</sub>), de lo esperado, y con calores relativamente normales acorde al funcionamiento de este tipo de horno; ello es muestra de la eficiencia que poseen los ciclones y de la eficiencia del proceso.

Las pérdidas por el polvo, son un reflejo del buen funcionamiento de la torre precalentadora, en torno de 0,3 kcal/kg<sub>clk</sub> (0,07 kJ/kg<sub>clk</sub>), pues el flujo másico de gases que salen de la torre se encuentran en un rango aceptable de funcionamiento, al igual que el flujo calórico. Por ende, la cantidad de polvo, no representa pérdidas significativas; sin embargo, puede mejorarse a través del control adecuado de los aires falsos.

Las variaciones más significativas en todo el proceso fueron en el aire de exceso del enfriador. El calor contenido en los gases de exceso fue de 130,6 kcal/kg<sub>clk</sub> (31,21 kJ/kg<sub>clk</sub>), este superó en 81,1 kcal/kg<sub>clk</sub> (19,38 kJ/kg<sub>clk</sub>), al valor de referencia; esto se debe principalmente a dos factores, la temperatura y la masa de salida de los gases. El flujo másico se encontró en 1,50 kg/kg<sub>clk</sub>, este valor superó 0,56kg/kg<sub>clk</sub> del valor de referencia y la temperatura se encontró en 100°C por encima del valor esperado.

En general, una disminución del consumo de calor en el sistema sería resuelto por medio de una intensa campaña de optimización, enfocada en el aumento de la eficiencia del enfriador, la disminución de los aires falsos y de exceso, y la redistribución del aire de enfriamiento en el interior del enfriador. Ello se vería reflejado en una menor necesidad de combustible, que conllevaría a una disminución de la temperatura y de la cantidad de gases de salida de la torre, una disminución de pérdidas en el aire de escape en el enfriador, y una reducción de las pérdidas por radiación y convección; todo ello conllevaría a un aumento de las eficiencias en los equipos y en el proceso en general.

## **8 RECOMENDACIONES**

Para comenzar el estudio termodinámico del sistema es necesario conocer todo el proceso e identificar los equipos que lo conforman, mediante un flujograma y visitas guiadas en toda la planta por los especialistas. Asimismo, es importante conocer la operación de cada etapa del proceso mediante el SCADA, ubicado en la sala de control, pues esta es una herramienta importante para observar las condiciones de estabilidad del proceso antes de cualquier estudio.

Después hacer un reconocimiento al proceso y de delimitar las fronteras el volumen de control es importante ubicar los puntos de muestreo y su accesibilidad a estos, pues de ser el caso se programa una abertura de alguna zona que no disponga de medición. Asimismo, ello sirve para gerenciar al personal que acompañará cada medición y los instrumentos de medida que conforman los resultados.

Durante la realización de las mediciones, los datos que se obtienen deberán ser confrontados con los datos arrojados de la sala de control para verificar su confiabilidad, y en caso se encuentren grandes variaciones se repite la medición, verificando la calibración y estado del instrumento empleado. Del estudio realizado, se percibió que los ventiladores del aire enfriamiento necesitan de una calibración en las lecturas de los flujos, que son vistos en la sala de control, pues esto representa una mejora en el control del proceso. Se recomienda una sintonización de los ventiladores. Así como en las mediciones realizadas en los ciclones de la torre precalentadora se requiere de fuerza física para abrir las llaves tipo rosca del ciclón, ello representa un alto riesgo de accidente por quema o caída; por ello se recomienda tomar las medidas de seguridad necesarias para este equipo.

La relación del aire de enfriamiento/clinker es de suma importancia en el proceso, como fue mencionado anteriormente; por ello las mediciones efectuadas con el Tubo Pitot, fueron también confrontadas con las mediciones realizadas con el anemómetro; de manera que se disminuía a la imprecisión de los resultados. Se recomienda que posterior a una sintonización de los ventiladores se proceda a realizar nuevos ensayos, en los que se busque un punto mínimo de alimentación de este aire, y que pueda satisfacer las necesidades del proceso y reducir las pérdidas calóricas del sistema.

El reconocimiento de los Aires falsos en el proceso, podría resultar de gran beneficio en la reducción de las pérdidas calóricas en el sistema. Reduciendo la cantidad de aire falso, se reduciría la cantidad de gases de salida de la torre y posiblemente el polvo de recirculación, así como una reducción notable en el consumo de carbón. Se recomienda un mapeamiento térmico y físico de los equipos para identificar las posibles aberturas que permitan su ingreso.

Se recomienda realizar pruebas de pesaje físico de clinker y polvo con más continuidad. Pues ellos actualizan el factor de corrección de la producción de clinker, con el cual se indica la eficiencia del proceso en general, así con las pruebas de pesada física de polvo se confirma lo encontrado en la pesada física del clinker y se determina la eficiencia de los ciclones.

En general, el estudio de enfatizó en la distribución del consumo calórico del combustible, por lo que las conclusiones y sugerencias principales se refieren a un manejo y aprovechamiento más adecuado del carbón. Por ello es de vital importancia el reconocimiento de su consumo específico en relación al clinker producido, por esto se requiere que el equipo que mide el flujo de alimentación de carbón tenga la mayor precisión posible. El consumo de carbón no puede ser disminuido de manera drástica; sin embargo, con los resultados de un balance pueden ensayarse pequeñas disminuciones acompañado de un seguimiento térmico, desarrollado en el presente trabajo, que permita conocer el punto de operación más eficiente y las implicaciones reales que puede producir en el proceso.

## REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- [1] HENDRICKS,C. **Emission Reduction of Greenhouse Gases from Cement Industry**, 2004. Disponible en: <<http://www.wbcsd.org/web/projects/cement/tf1/prghgt42.pdf>>. Acceso en: 20 de noviembre. 2017.
- [2] WORLD AND COAL INSTITUE. **The Coal Resource: A Comprehensive Overview of Coal**, 2005. Disponible en:<[http://www.worldcoal.org/assets\\_c/files/PDF/thecoalresourcef](http://www.worldcoal.org/assets_c/files/PDF/thecoalresourcef)>. Acceso en: 20 de noviembre. 2017.
- [3] WORLD BUSSINESS. Council For Sustainable Development. **Making Cement Sustainable: Carbon and Other Emissions**, 2007. Disponible en: <<http://www.wbcsd.org/DocRoot/CgQLxwjL4ugeicXKUMmx/making-cementsustainable.pdf>>. Acceso en: 25 de noviembre. 2017.
- [4] CEMENTO YURA S.A. **Sistema de Gestión Integrado Guía de Operación Línea de Cemento 3. Operador de Campo/Mantenimiento Materias Primas**. Perú, 2012.
- [5] CEMENTO YURA S.A. **Sistema de Gestión Integrado Guía de Operación Línea de Cemento 3. Especialista Operacional Materias Primas y Crudos Sala de Control**. Perú, 2012.
- [6] CEMENTO YURA S.A. **Sistema de Gestión Integrado Guía de Operación Línea de Cemento 3. Especialista Operacional de Cemento Sala de Control**. 1ra Edición. Arequipa, Perú, 2012.
- [7] HOLDERBANK MANAGMENT & CONSULTING LTD . **The heat balance as a useful tool in evaluation of kiln economy**. Seminario de cemento. Tecnología del proceso, 1984.
- [8] FLSMIDTH. **Manual de Teoría de Química del clinker**, Cemento Yura. Perú, 2002
- [9] CPI “Cement Performance Internacional”. **Curso avanzado de clinkerización y cemento. Balances de calor; Hornos con precalentador; Combustibles y llamas**. Cementos Argos planta Río Claro. Colombia, 2012.
- [10] CPI “Cement Performance Internacional Ltd”. **Curso avanzado de clinkerización y cemento. Principios del control de calidad**, 2003
- [11] BLANCO, Teresa. ASOCEM “Asociación de Productores de Cemento”. **Curso avanzado dirigido a Profesionales e investigadores de la industria de la construcción**. Curso Química del Cemento. Perú, 2016.
- [12] CPI “Cement Performance Internacional Ltd”. **Curso avanzado de clinkerización y cemento. Composición química del clinker de cemento Portland**. Cementos Argos planta Río Claro. Colombia, 2003
- [13] FLSMIDTH. **Manual de Teoría del Enfriador y la Filosofía de control en el Enfriador**. Perú, 2012.
- [14] SALINAS, Elkin. **Programa de capacitación en el proceso de producción de cemento**, Cemento Argos planta Río Claro, 1995.
- [15] FLSMIDTH. **Curso de Teoría de Pyro Process y diseño de Sistemas Horno**. Cemento Yura. Perú, 2002

- [16] CEMENTO YURA S.A. **Sistema de Gestión Integrado Guía de Operación Línea de Cemento 3. Especialista Operacional Piroproceso Sala de Control**. 1ra Edición. Arequipa, Perú, 2012.
- [17] CPI“Cement Performance Internacional Ltd”. **Curso avanzado de clinkerización y cemento. Composición química del clinker de cemento Portland**. Cementos Argos planta Río Claro. Colombia, 2003
- [18] NTP. **Norma Técnica Peruana – 334090**. 2002 Disponible em: <<https://norma-tecnica-peruana-cementos-334090>>. Acceso en: 15 de julio, 2017.
- [19] BUMP. Jeffrey. Master of Sience in Communications Engineering. **Specific Heats**. 2002.
- [20] RINCÓN. Jenny. **Evaluación del Consumo calórico en la producción de clinker en un horno rotatorio vía seca a partir de un análisis basado en balances de masa y energía**. Río Plata. Colombia, 2009.
- [21] LAFARGE. **Cement Process Engineering Vade-Mecum**. México, 2010.
- [22] FLSMIDHT. **Manual de Teoría de la Combustión**. Perú. 2012
- [23] HOLDERBANK MANAGMENT & CONSULTING LTD. **Combustión, flujo de gases y composición de gases. Seminario de cemento**. Maracay, Venezuela. 1998.
- [24] KIMO Intruments. Ficha de Datos Técnicos. **Ventilación industrial, Manual de recomendaciones prácticas para la prevención de riesgos profesionales**, 2012.
- [25]: IUPAC. International Union of Pure Applied Chemistry. Disponible en: <[https://old.iupac.org/publications/cd/medicinal\\_chemistry/](https://old.iupac.org/publications/cd/medicinal_chemistry/)> . Acceso en 15 de agosto, 2017.
- [26] BAZZO. Edson. **Generación de Vapor**. 2.ed. Florianopolis: Ed. Da UFSC, 1995.
- [27] HOLDERBANK. Cement Seminar Process Technology. **Practical Work in Gas Flow Measurement**, 1998
- [28] PERRY, Robert. H. **Chemical Engineers Handbook. Mc Graw Hill**. United States of America. Pgs 2-7 a 2-28; 2-161 a 2-183, 1997.
- [29] HOLDERBANK MANAGMENT & CONSULTING LTD. **Balances térmicos de hornos y enfriadores así como temas relacionados con ellos**. Seminario de cemento. Maracay, Venezuela, 1998.
- [30] HOLCIM. **Cement Manufacturing Course, Technical documentation. Volumen 4. Process Technology**. Versión 2006-1. Pgs 2-172, 327-366, 607-671, 2006
- [31] BRULHART. Cement Holcim Manufacturing. **Balances térmicos**. San José de Costa Ric, 2011
- [32] DUDA, Walter. H. **Cement Data Book. Volumen 1: International Process Engineering in the Cement Industry**. 3ra Edition. Bouverlag. Alemania. Capítulos 20 y 22, 1985.
- [33]: CENGEL, Yunus A.; BOLES, Michael A. **Transferencia de calor y masa**. 3.ed. Porto Alegre: McGraw-Hill, 2007.
- [35] BRACHO, Jose. **Cement Manufacturing, refractories.Análisis Químico térmico**. Cementos Holcim planta Puesto Viejo, 2011.
- [36] HANLE, Lisa; JAYAMARAN, Kamala; SMITH, Joshua. **CO2 Emissions Profile of the U.S. Cement Industry**, 2004. Disponible en:

<<http://www.epa.gov/ttn/chief/conference/ei13/ghg/hanle.pdf>>. Acceso en 15 de noviembre, 2017.

[36] MATAIX, Claudio. Mecanica de Fluidos y Máquinas Hidráulicas. 2 ed. Madrid. España: Ediciones del Castilla S.A, 1986.

## **ANEXOS**

## Anexo A: Localización

La empresa de cemento YURA S.A. está ubicada en Perú, al noreste del departamento de Arequipa, en el distrito Yura, que dista 30 km de distancia desde el centro de la ciudad.

Yura se encuentra a 2590 m.s.n.m. ubicado entre la latitud Sur  $16^{\circ}15'05''$  y la longitud Oeste  $71^{\circ}40'50''$ . La temperatura está relacionada a las estaciones y la altitud, el frío es intenso en invierno, durante el resto del año la temperatura oscila entre  $15^{\circ}\text{C}$  a  $17^{\circ}\text{C}$ , con una máxima de  $25^{\circ}\text{C}$  y una mínima de  $7,4^{\circ}\text{C}$ . La humedad relativa se ubica en el promedio anual de 44%.

El distrito cuenta con un potencial minero no metálico, es centro de explotación, pues cuenta con un potencial incalculable de materias primas para la fabricación de cemento Portland, especialmente la disponibilidad de puzolana y caliza, las cuales son consideradas a nivel internacional como la más adecuada y de mejor calidad para la elaboración del cemento portland.

**Figura 9:** Localización de la Planta de Cemento Yura. S.A.



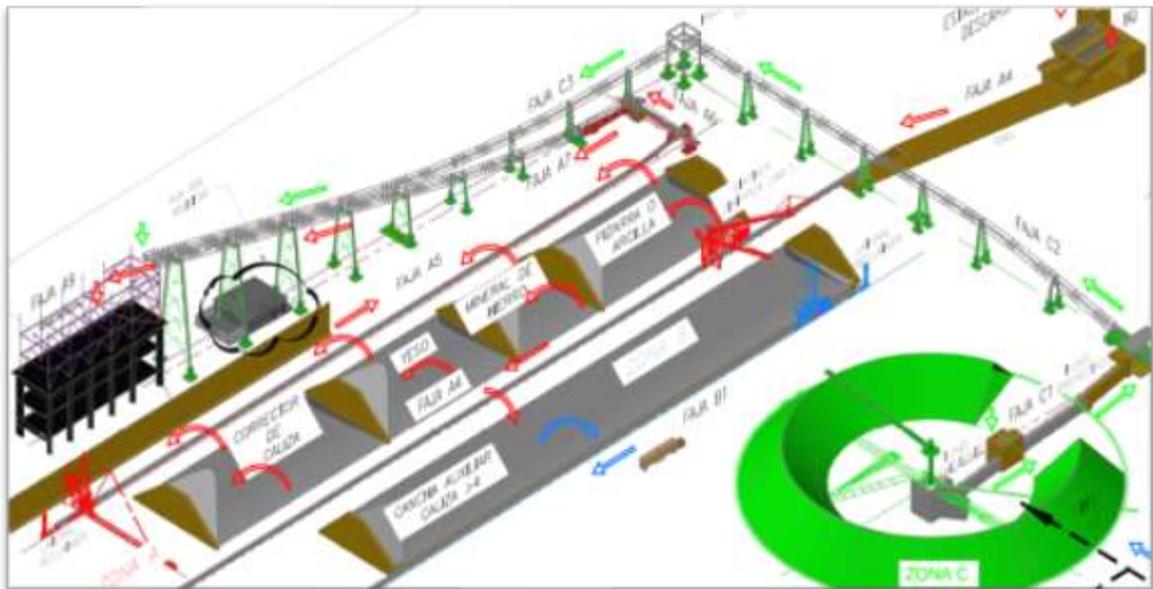
Fuente: Adaptado de Wikimedia, 2017.

## Anexo B: Sub-etapas del Proceso productivo de Cemento

**1. Recepción y almacenamiento:** En las materias primas de la Zona A se encuentran los materiales correctivos; caliza de alta ley, arcilla, hierro, yeso o pizarra, que representan el 10% de la mezcla. Estos materiales son traídos por medio de camiones Dumper, los cuales descargan el material en dos tolvas (bajo el suelo) de 150 toneladas de capacidad cada una; posteriormente el material es recibido por cuatro alimentadores vibratorios, que transportan este material a una faja ascendente hacia un sistema de apilamiento lineal formando pilas de manera uniforme, utilizando el método Chevron. La cancha tiene una capacidad de almacenamiento de 5000 TM para cada correctivo, con un total de 20000 TM de capacidad. Este método de apilamiento consiste en un carril con movimiento Horizontal-Lineal, accionado por motores, el brazo apilador tiene una rotación de 180° para dosificar correctivos y caliza, el cual posee un mecanismo compuesto por un actuador (Pistón) que mueve el ángulo de inclinación del brazo apilador.

En las materias primas de la Zona B se encuentra la caliza, que representa el 90% de la mezcla, proveniente de las canteras y traídas por los camiones Dumper, que descargan a dos tolvas. Posteriormente este material es transportado por una faja hasta el sistema de apilamiento lineal, utilizando el método Coneshell, donde se forman dos pilas largas y uniformes de caliza de 22400 TM de capacidad de almacenamiento total.

**Figura 10:** Vista Aérea de la Zona de Materias Primas.



Fuente: Planos de la planta de cemento Yura. S.A.

**2. Transporte de materias primas a chancadora:** Después de ser formadas las pilas en la cancha de la zona A, se extrae el material, según la necesidad, por medio de dos mecanismos. El primero es el mecanismo de avance Horizontal-Lineal accionado por motores con capacidad máxima de 400 TM/h, el segundo es por medio de un cargador frontal, que sirve para casos de mantenimiento y toma de la muestra para su análisis

químico. En seguida, el material es descargado a la faja y transportado hacia las tolvas de almacenamiento para su pesaje por las balanzas y llevado a la zona de molienda.

El reclamo de la caliza de la zona B se da por un reclamo tipo portal, con movimiento Horizontal-Lineal accionado por motores. La capacidad máxima del equipo es 900 TM/h. El relamo de la caliza es transportado por una faja subterránea, la cual contiene un separador magnético, que atrapa los materiales metálicos contenido en la caliza y lo descarga a un contenedor. El destino de este material dependerá de la granulometría, ya que si es mayor a 2" este deberá pasar por un proceso de chancado. Posteriormente el material es enviado hacia las estaciones de chancado KRUPP y O&K.

**3. Chancado de materias primas:** En la zona C, visto en la Figura 9, se encuentran dos estaciones de chancado. La primera es la Estación Chancado O&K, donde la caliza es separada por una zaranda de 2" y conducida hacia la chancadora de impacto O&K de 550 TM/h de capacidad de operación. La segunda es la Estación de Chancado KRUPP, donde la caliza es descargada por medio de los camiones Dumper y alimentado a la chancadora de martillos KRUPP, cuya capacidad máxima es 250 TM/h. Posteriormente, cuando la granulometría es menor a 2" el material es transportado por fajas hacia la cancha de pre homogenización.

**4. Pre homogenización de caliza:** Después del chancado, la caliza es transportada hacia el sistema de pre homogeneización PHB, donde se forma una pila circular según los métodos Chevron o Coneshell. Después la caliza es transportada mediante fajas hacia la tolva de alimentación del molino de crudos UBE, que tiene capacidad máxima de reclamo de 800 TM/h. El resto de las materias primas, como los correctores (arcilla, caliza correctora, mineral de hierro y yeso) también son recibidas y apiladas mediante el método Chevron.

**5. Operación de Crudos:** En esta etapa, el proceso de Reclamo de Materiales se realiza mediante un reclamador que puede operar manual o automáticamente; el material es tomado de las pilas y mediante bandas transportadoras es llevado a las tolvas de materias prima. Donde cada tolva posee un sistema de extracción que dosifica los materiales que serán llevados al molino de crudo. En el molino de crudo ocurren tres etapas del proceso: molienda, clasificación, transporte y secado del material. La caliza y los correctores se transportan mediante una banda transportadora hasta el interior del molino, donde un sistema de rodillo efectúa la molienda por medio de la presión hidráulica que ejerce sobre el material. El resultado de esta mezcla es conocido como "crudo", el cual se seca por acción de los gases calientes que provienen del horno de Clinker y se clasifica, por medio de un rotor giratorio o separador. Este clasificador separa el material fino del material grueso (Material fino: 15%, retenido en malla 170), donde el material molido y clasificado, es conocido como "harina", que es llevado al silo CF o de homogenización.

**6. Transporte y alimentación de harina cruda:** La harina cruda es extraída del Silo de Homogenización, a través de 7 compuertas de actuación neumáticas, ubicadas en diferentes puntos en la base del silo, una abertura variable para garantizar su homogenización, de forma que cumpla los estándares de variabilidad en su composición química. El material extraído es transportado por una canaleta hasta la balanza de rotor

PFISTER, donde se dosifica y descarga hacia el elevador de cangilones, donde finalmente esta harina alimenta a los ciclones de la torre del intercambiador.

**7. Precalentamiento:** La harina cruda ingresa por el ducto de gases de salida del Ciclón 2 y es llevada por este medio hacia el ducto de alimentación de los Ciclones 1A Y 1B, el material descargado de estos ciclones es conducido hacia el ducto de gases de salida del Ciclón 3 y llevado por este medio hacia el ducto de alimentación del Ciclón 2, el material de descarga de este es llevado hacia el ducto de gases de salida del Ciclón 4 y llevado por este medio hacia el ducto de gases de salida del Ciclón 5 y llevado por este medio hacia el ducto de alimentación del Ciclón 4, el material de descarga del Ciclón 4 puede dividirse de manera controlada hacia el RISER y/o hacia el Calcinador, mediante una compuerta de división. Después de la etapa de calcinación el material pasa hacia el ducto de alimentación del Ciclón 5 y la descarga de este pasa a alimentar el horno 3 (ver Figura 11).

Los gases calientes de escape provenientes del horno, que atraviesan en contracorriente el crudo, el cual desciende por la torre del intercambiador antes de ingresar al Horno. El calcinador recibe aire a una alta temperatura (950°C), proveniente del enfriador de Clinker, llamado aire terciario, el flujo de este aire es controlado por una compuerta que gradúa su abertura. Asimismo, los gases de salida de los ciclones 1A y 1B son monitoreados por un analizador de gases, que registra los contenidos de monóxido de carbono (CO), oxígeno ( $O_2$ ), dióxido de azufre ( $SO_2$ ) y óxido nítrico (NO). Los gases de salida de los ciclones (Aprox. 300°C) son llevados mediante el tiro del ventilador al proceso de molienda de crudos para aprovechar el contenido en este, descritos en la materia prima.

**8. Reclamo, transporte y almacenamiento de Materias primas:** La primera sub etapa consiste en el reclamo de Puzolana y Yeso, a través de Dumper de 30 TM de capacidad que descargan en una tolva de recepción. Luego, según el requerimiento estos materiales son transportados por una faja que alimenta la tolva de puzolana o yeso del molino. La segunda sub etapa consiste en el reclamo de Clinker, a través la tolva con 140 TM de capacidad.

**9. Dosificación de Materiales y transporte hacia el Molino:** La tolva del Clinker descarga el material en una compuerta de pines que dosifica el material en un porcentaje determinado, de acuerdo al tipo de cemento a producir.

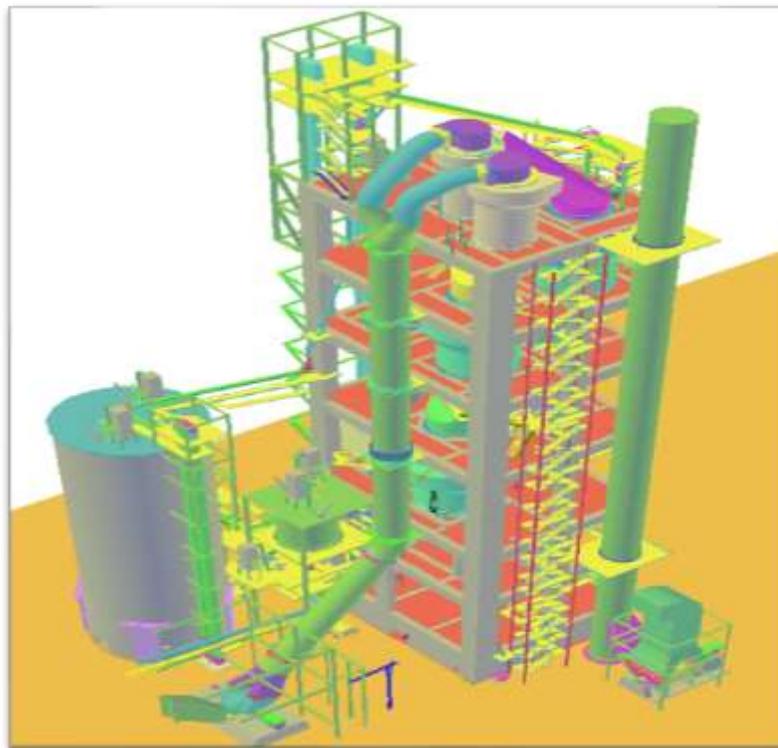
**10. Molienda de Cemento:** Se reclama Clinker, Yeso y Puzolana, para ser molidos en el interior del molino vertical Loechle o en los molinos de bolas PENG FEI. En los molinos Loechle los rodillos presionan el material contra la mesa moledora mediante su propio peso y por fuerza centrífuga. Durante este proceso de molienda se utiliza un aditivo de molienda que se dosifica sobre el Clinker alimentado dentro del molino, de modo que esta sustancia química ayude a la separación de las partículas finas, que cumplan con la finura deseada en el separador. Para obtener cemento Portland Tipo I y V se adiciona yeso y para la producción del cemento Portland Tipo IP o HS se dosifica el clinker con puzolana y yeso. El yeso se adiciona para controlar las propiedades de fraguado del cemento, este exige una temperatura mínima de salida del cemento de 80°C, que es

obtenida de la corriente de gases provenientes del horno, que recirculan como entrada de gases al molino.

**11. Transporte e Cemento a Silos:** El producto final del molino es llevado al filtro de mangas, el cual tiene mangas distribuidas, con el filtro que atrapa el cemento y lo descarga en la canaleta para llevarlos al silo.

El producto terminado "Cemento Portland" recibe un control de análisis químicos y ensayos para garantizar la calidad del producto final y ser transportado por medios neumáticos a los silos de almacenamiento para su despacho en bolsas y/o granel. El producto listo para el despacho, se carga mediante un sistema semi-automático o automático de paletizar las bolsas para facilitar las cargas.

**Figura 11:** Esquema de la Torre Precalentadora.



Fuente: Planos de la planta de cemento Yura. S.A.

**12. Clinkerización:** El material proveniente del intercambiador ingresa al horno, el cual funciona con una configuración de contracorriente, los gases y sólidos fluyen en direcciones opuestas a través del horno, proporcionando una transferencia de calor más eficiente. El crudo es alimentado por el extremo superior del horno rotatorio (Rotary kiln), donde la inclinación y rotación de este hacen que se desplace hacia el extremo inferior o caliente. A medida que el crudo desciende a lo largo del horno y se calienta, se producen las reacciones de piro procesamiento para formar el Clinker, que consiste en gránulos de material fundido incombustible.

Existen tres zonas importantes en el interior del horno:

- **Zona de transición:** Temperatura promedio de 1200°C, en esta zona comienza a producirse la fase líquida, con presencia de  $\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 3\text{CaO}$  y  $\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot \text{Fe}_2\text{O}_3 \cdot 4\text{CaO}$ , como

medios para que la cal en exceso reaccione a los 1350°C con el  $\text{SiO}_2 \cdot 2\text{CaO}$  ( $\text{C}_2\text{S}$ ) hasta alcanzar formaciones de cristales de  $\text{SiO}_2 \cdot 3\text{CaO}$  ( $\text{C}_3\text{S}$ ) a su máximo nivel de temperatura 1450-1500°C.

- **Zona de Clinkerización:** La temperatura promedio es 1500°C. En esta fase se logra alcanzar la máxima combinabilidad entre la cal libre o en exceso con el  $\text{SiO}_2 \cdot 2\text{CaO}$  ( $\text{C}_2\text{S}$ ) hasta alcanzar mayores formaciones de cristales de  $\text{SiO}_2 \cdot 3\text{CaO}$  ( $\text{C}_3\text{S}$ ).

**Zona de enfriamiento:** Con una temperatura promedio de 1200°C, el Clinker formado tiene un proceso de enfriamiento conforme avanza hacia la descarga del horno.

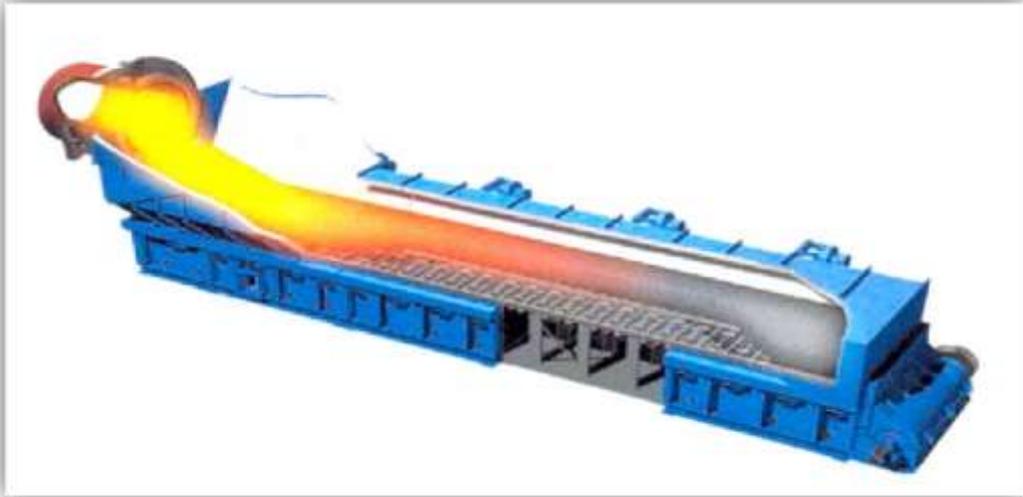
**Figura 12:** Esquema del Horno Rotatorio.



Fuente: Planos de la planta de cemento Yura. S.A.

**13. Enfriamiento y trituración:** La etapa final es el enfriamiento del Clinker, que se efectúa en la parte final del horno y en el enfriador. En el enfriador la temperatura del Clinker desciende hasta, aproximadamente, 100°C. En la cámara del cabezal del horno, el enfriador recibe el Clinker caliente del horno sobre una cama de parrillas, el material se desplaza por acción de la inclinación e inyección de aire de la cámara de aire, y por acción de las barras móviles (Cross Bar). El enfriador de Clinker posee 7 cámaras, con un total de 12 ventiladores de marca Robinson Fans y Ebara, que cumplen la función de inyectar el aire de enfriamiento. El Clinker continúa su enfriamiento hasta una chancadora de martillos. La línea 3 cuenta con una producción de 4900 toneladas por día [t/d].

**Figura 13:** Esquema del Enfriador con el clinker caliente.



Fuente: Planos de la planta de cemento Yura. S.A.

**14. Transporte de Clinker a cancha:** En la chancadora de martillos, la granulometría del Clinker se reduce hasta, aproximadamente, 2", para ser trasladado a la cancha de Clinker. El sistema de transporte de Clinker tiene una capacidad total de 265 TM/h. El aire de exceso que sale del ventilador junto con el polvo de Clinker es recuperado por los filtros y los gases calientes son conducido hacia los Molino Verticales Loechle.

**15. Alimentación de combustible:** Para suministrar la energía requerida en el proceso se utiliza una combustión indirecta por quemadores alimentados de carbón fino, este carbón representa una mezcla de petcoke y carbón bituminoso. El carbón debe molerse a finura controlada y secarse en el molino de carbón Raymond con los gases calientes del horno. Posteriormente, es almacenado en las tolvas para la alimentación al horno; donde su consumo en el quemador principal del horno, está torno de 45 % de la carga térmica necesaria, y el resto alimentado en el calcinador (55% de la carga térmica).

## Anexo C: Inspección del estado de los Equipos de Medición

Instrumento	Descripción del funcionamiento del equipo	Equipo utilizado
<p style="text-align: center;"><b>TESTO 526 Y TERMOCUPLA K</b></p>	<p>Este tipo de medidor se utiliza para obtener la temperatura de diferentes fluidos en contacto directo con el material; consta de una termocupla, que es la parte del equipo que entra en contacto con el fluido a medir, y de un memocal (TESTO 526) o unidad lectora, que consiste en captar la señal proporcionada por el termopar y transmitirla como dato de temperatura.</p> <p>La termocupla K se usa típicamente en fundición y hornos a temperaturas entre -250 a 1300 °C.</p> <p>Están hechas con cromel (cromo-aluminio) y alumel (aluminio-nickel), ambos de color plateado.</p> <p>Debe encontrarse lo menos corroída y limpia para detectar buenas señales.</p>	
<p style="text-align: center;"><b>Pirómetro Fluke 62 MAX</b></p>	<p>Es usado para medir la temperatura de la pared, sin contacto con las superficies. Funciona por medio de un láser, el cual al ser posado en la superficie a medir le provee una señal al dispositivo indicándole la temperatura superficial medida, y este por medio del display muestra al igual que la termocupla la temperatura medida.</p> <p>Realiza mediciones entre -30 y 650 °C y posee un <math>\pm 1\%</math> de precisión en la medición.</p> <p>Posee un láser que debe funcionar adecuadamente, al igual que el panel de lectura debe estar visible.</p>	

<p><b>Tubo Pitot L, S</b></p>	<p>Debe introducirse perpendicular al conducto y conectado a un memocal, donde los agujeros deben estar alineados al flujo de aire o gas. Es usado para medir la presión dinámica, el cual debe medirse en un tramo recto del conducto; requiere de varias mediciones en una misma sección.</p> <p>Mide la presión estática y absoluta, es adecuado para cualquier rango de caudales;</p> <p>No requiere calibración, pero no debe presentar deformaciones, ni obstrucciones ya que de su forma depende la constante de operación del mismo, que a su vez influye en la información brindada por la unidad de análisis del medidor de gases</p>	
<p><b>Analizador de Gases testo 350MXL</b></p>	<p>El equipo utilizado para realizar este tipo de análisis consta de una caja analizador testo 350 XL, una unidad de control, una sonda que posee un filtro y de un tubo Pitot. El análisis de los gases de medición se denomina análisis Orsat, que consiste en determinar todas las variables principales en un flujo de gases de combustión; como son la velocidad del fluido, la temperatura, las presiones dinámicas, la presión estática y la composición.</p> <p>Equipado con celdas electroquímicas para la determinación de las composiciones de O<sub>2</sub>, CO, NO, NO<sub>2</sub> y SO<sub>2</sub> en los gases, y con sistemas de medición de presiones diferenciales, presiones estáticas y velocidad de fluido, entre otras; incluso cuenta con memoria de datos e impresora para los mismos.</p> <p>Antes de iniciar cualquier medición, deberá revisarse la bomba, las celdas electroquímicas y la unidad de control</p>	

<p><b>Termómetro FLUKE 50S</b></p>	<p>Los termómetros de contacto FLUKE 50S funcionan como termopares tipo K o J, miden las temperaturas en un rango de -200°C a 1370°C y con una precisión de <math>\pm 0,7^{\circ}\text{C}</math>.</p> <p>Es usado para medir la temperatura de la harina de alimentación, los polvos del filtro y el carbón de alimentación.</p>	
<p><b>Professional Telescopic Handle</b></p>	<p>Instrumento multifuncional Testo 0430 0941 – Medidor para climatización.</p> <p>Puede determinar los siguientes parámetros:</p> <p>Velocidad del aire (en el conducto de ventilación, en la salida de canales y en sistemas de aspiración), Caudal volumétrico, Calidad del aire ambiente (CO<sub>2</sub>), Temperatura, Humedad ambiente relativa, Punto de rocío, Humedad absoluta, Grado de humedad, Entalpía, Presión y CO en el aire ambiente.</p> <p>Es especialmente útil, se adapta a la selección automática de la sección del conducto.</p>	

## Anexo D: Empleo del Tubo Pitot y Anemómetro para cálculo del flujo másico del fluido

### D.1 Tubo Pitot

Tubo Pitot S	Tubo Pitot L
<p>El tubo de Pitot debe introducirse perpendicular al conducto para tomar varias medidas en puntos determinados. Los agujeros de medida deben estar alineados perfectamente con el flujo de aire o gas a medir. Comparado con los tubos de Pitot tipo L, el tubo de Pitot tipo S es más sensible a una alineación incorrecta. Considerando que el tubo de Pitot es simétrico, no tiene sentido distinguir entre las dos patas. Sin embargo, es importante conectar el equipo de la forma siguiente:</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>- la pata orientada al sentido del aire debe conectarse al + del micro manómetro;</li> <li>- la pata opuesta al sentido del aire debe conectarse al – del micro manómetro.</li> </ul>	<p>El tubo de Pitot debe introducirse perpendicular en el conducto, y tomar varios puntos de medida predeterminados (ver tabla “Puntos de medida” Tabla 21). La punta (extremo con cabeza elipsoidal) debe mantenerse paralelo apuntando al flujo. La presión total (+) tomada en la punta, debe conectarse al + del manómetro La presión estática (-) tomada por los puntos de la cabeza, debe conectarse al – del manómetro. El cable de conexión del termopar K debe conectarse a la entrada para sonda termopares K de los termómetros (solo en tubos de Pitot tipo L con TC K).</p>
<p style="text-align: center;"> <math>\rightarrow</math> Presión total (Pt)  <math>\rightarrow</math> Presión estática (Ps)              Presión dinámica =  <math>P_t - P_s</math> </p> <p style="text-align: center;"><i>Ej. El micromanómetro modelo MP200 muestra directamente presión diferencial.</i></p>	<p style="text-align: center;"> <math>\rightarrow</math> Presión Total (Pt)  <math>\rightarrow</math> Presión estática (Ps)              Presión dinámica =  <math>P_t - P_s</math> </p> <p style="text-align: center;"><i>Ej. El micromanómetro modelo MP200 muestra directamente la velocidad en m/s.</i></p>

La velocidad en el tubo o ducto dado no es constante en la sección transversal, pues aparece un cierto perfil de velocidad. Por esta razón, se debe encontrar la velocidad promedia. Esto se hace mediante una integración de las velocidades locales en el área de la cruz seccional.

Para dividir la integración en valores discretos, el área de la sección transversal se cortó en una sección concéntrica de igual tamaño, cada una con 4 puntos de medición (2 en cada eje de medición). Las ubicaciones donde se realiza la presión total de puntos de medición en cada eje de medición (consulte la Tabla 21 y Figura 14).

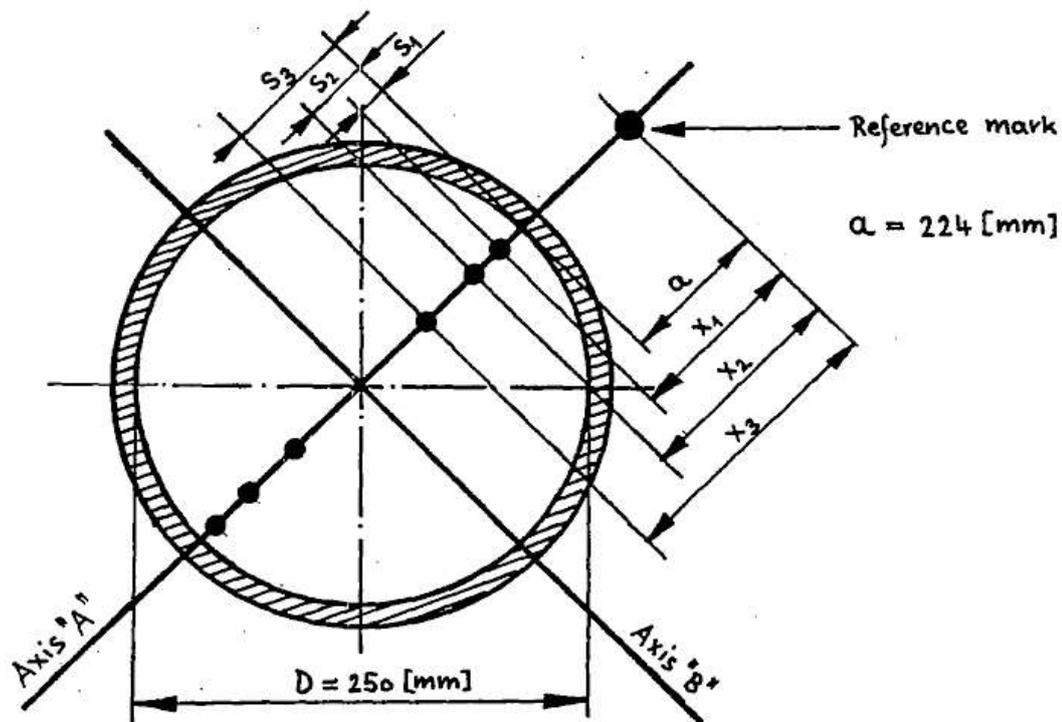
**Tabla 21:** Distancia desde la pared de un ducto hasta los puntos de medida para 6,8,10 y 12 puntos de medida [mm].

	12 puntos de medición	10 puntos de medición	8 puntos de medición	6 puntos de medición
1	0,022 x D	0,025 x D	0,032 x D	0,043 x D
2	0,067 x D	0,080 x D	0,105 x D	0,146 x D
3	0,118 x D	0,145 x D	0,194 x D	0,296 x D
4	0,177 x D	0,225 x D	0,323 x D	0,704 x D
5	0,250 x D	0,340 x D	0,677 x D	0,853 x D
6	0,356 x D	0,660 x D	0,806 x D	0,957 x D
7	0,644 x D	0,775 x D	0,895 x D	
8	0,750 x D	0,855 x D	0,968 x D	
9	0,823 x D	0,920 x D		
10	0,882 x D	0,975 x D		
11	0,933 x D			
12	0,979 x D			

Fuente: Holderbank "Gas Flow Measurement".

En la Figura 14 se muestra el modelo de las mediciones para 6 puntos de medición. Donde S es la distancia de la pared interna al punto de medición. Por otra parte, cuando existe un punto de referencia la distancia entre la pared del ducto y el punto es "a",

**Figura 14:** Estructura para las mediciones con el Tubo Pitot



Fuente: Holderbank, 1988.

El modelo del formato para el registro de las mediciones es el siguiente:

	Punto	Distancia desde el interior de la pared [cm]	Presión dinámica (diferencial) $\Delta P$ [mbar]	Velocidad $v = \sqrt{2 \cdot g \cdot (10,2) \cdot \frac{\Delta P}{\rho_{\text{real}}}}$ [m/s]
Eje "A"	1			
	2			
	3			
	4			
	5			
	6			
Eje "B"	1			
	2			
	3			
	4			
	5			
	6			
$\bar{V} = \frac{\Sigma V}{12} =$				

## D.2 Anemómetro

En el anemómetro TESTO 0430 utilizado (Anexo C) las revoluciones de la paleta son proporcionales a la velocidad del gas, por lo que se miden directamente en la célula fotoeléctrica del instrumento e indican la velocidad en [m/s]. Es un instrumento sofisticado para la medición de la climatización de los ventiladores industriales.

## Anexo E: Resultados del Análisis Termodinámico

### E.1 Características de los flujos

FLUJOS VOLUMÉTRICOS [m <sup>3</sup> /h]	28 Agosto	31 Agosto	15 Octubre	PROMEDIO
AIRE PRIMARIO	11316,00	11316,00	11269,08	<b>11300,36</b>
AIRE DE TRANSPORTE DE CARBÓN AL HORNO	4540,00	4540,00	4540,00	<b>4540,00</b>
AIRE DE TRANSPORTE DE CARBÓN A LA TORRE	4540,00	4540,00	4540,00	<b>4540,00</b>
AIRE DE EXCESO DEL ENFRIADOR	767669,28	790861,46	772217,96	<b>776916,23</b>
AIRE TERCARIO	464927,88	492760,14	599561,08	<b>519083,03</b>
AIRE VETILADOR BYPASS	27,90	27,90	27,90	<b>27,90</b>
GASES SALIDA TORRE	752259,74	774718,27	808915,92	<b>778631,31</b>
GASES SALIDA BYPASS	48219,73	45705,45	42258,26	<b>45394,48</b>

FLUJOS MÁSICOS [t/h]		28 Agosto	31 Agosto	15 Octubre	PROMEDIO
<b>ENTRADAS</b>	HARINA	330,00	330,00	330,00	<b>330,00</b>
	CARBÓN DE ALIMENTACIÓN AL CALCINADOR	12,44	12,44	12,44	<b>12,44</b>
	CARBÓN DE ALIMENTACIÓN AL HORNO	10,10	10,10	10,10	<b>10,10</b>
	AIRE DE ENFRIAMIENTO DE CLINKER	484,99	489,76	468,85	<b>481,20</b>
	AIRE DE TRANSPORTE DE CARBÓN AL CALCINADOR	6,90	6,90	6,90	<b>6,90</b>
	AIRE DE TRANSPORTE DE CARBÓN AL HORNO	5,68	5,68	5,68	<b>5,68</b>
	AIRE PRIMARIO	13,13	13,13	12,65	<b>12,97</b>
	AGUA DE CARBÓN	0,10	0,10	0,10	<b>0,10</b>
	AIRE DEL BYPASS	0,03	0,03	0,03	<b>0,03</b>
	AGUA DE HARINA	0,10	0,10	0,10	<b>0,10</b>
	AIRE FALSO	55,55	62,36	50,23	<b>56,05</b>
	<b>TOTAL</b>	<b>919,02</b>	<b>930,60</b>	<b>897,08</b>	<b>915,57</b>
<b>SALIDAS</b>	CLINKER	208,86	208,86	208,86	<b>208,86</b>
	POLVO FILTRO	11,50	11,50	11,50	<b>11,50</b>
	AIRE EXCESO ENFRIADOR	316,63	319,64	302,17	<b>312,81</b>
	GASES DE SALIDA TORRE	357,48	362,21	373,94	<b>364,55</b>
	VAPOR AGUA EN LA HARINA	0,10	0,10	0,10	<b>0,10</b>
	VAPOR DE AGUA EN EL CARBÓN	0,10	0,10	0,10	<b>0,10</b>
	GASES DEL BYPASS	23,96	27,80	0,01	<b>17,26</b>
	HARINA DEL BYPASS	0,39	0,39	0,39	<b>0,39</b>
<b>TOTAL</b>	<b>919,02</b>	<b>930,60</b>	<b>897,08</b>	<b>915,57</b>	

<b>TEMPERATURAS [°C]</b>		<b>28 Agosto</b>	<b>31 Agosto</b>	<b>15 Octubre</b>	<b>PROMEDIO</b>
AMBIENTE		20,00	20,00	20,00	<b>20,00</b>
CLINKER A LA ENTRADAS DEL ENFRIADOR		1200,00	1290,00	1240,00	<b>1243,33</b>
CLIKER A LA DESCARGA DEL ENFRIADOR		120,00	125,00	105,00	<b>116,67</b>
HARINA		65,00	65,00	55,00	<b>61,67</b>
CARBÓN DE ALIMENTACIÓN		55,00	45,00	51,00	<b>50,33</b>
POLVO FILTRO		54,00	50,00	52,00	<b>52,00</b>
AIRE DE TRANSPORTE DE CARBÓN AL CALCINADOR		63,00	63,00	74,00	<b>66,67</b>
AIRE DE TRANSPORTE DE CARBÓN AL HORNO		60,00	60,00	61,00	<b>60,33</b>
AIRE DE ENFRIAMIENTO DE CLINKER	3720	35,50	35,50	38,50	<b>36,50</b>
AIRE DE ENFRIAMIENTO DE CLINKER	3721	34,70	34,30	39,00	<b>36,00</b>
AIRE DE ENFRIAMIENTO DE CLINKER	3722	37,70	36,00	40,20	<b>37,97</b>
AIRE DE ENFRIAMIENTO DE CLINKER	3723	34,50	35,30	38,00	<b>35,93</b>
AIRE DE ENFRIAMIENTO DE CLINKER	3724	40,90	34,20	34,40	<b>36,50</b>
AIRE DE ENFRIAMIENTO DE CLINKER	3725	32,00	32,20	35,50	<b>33,23</b>
AIRE DE ENFRIAMIENTO DE CLINKER	3726	38,10	37,60	38,80	<b>38,17</b>
AIRE DE ENFRIAMIENTO DE CLINKER	3727	32,50	30,50	35,50	<b>32,83</b>
AIRE DE ENFRIAMIENTO DE CLINKER	3728	33,80	32,40	37,30	<b>34,50</b>
AIRE DE ENFRIAMIENTO DE CLINKER	3729	29,10	28,50	31,00	<b>29,53</b>
AIRE DE ENFRIAMIENTO DE CLINKER	3730	31,60	31,40	34,50	<b>32,50</b>
AIRE DE ENFRIAMIENTO DE CLINKER	3731	30,50	30,50	34,00	<b>31,67</b>
AIRE TERCARIO		700,00	820,00	820,00	<b>780,00</b>
AIRE PRIMARIO		33,00	30,00	31,00	<b>31,33</b>
AIRE EXCESO ENFRIADOR		345,00	357,50	378,00	<b>360,17</b>
AIRE VENTILADOR BYPASS		30,00	30,00	30,00	<b>30,00</b>
GASES DE SALIDA TORRE		280,00	290,00	290,00	<b>286,67</b>
GASES DEL BYPASS		249,00	154,00	248,00	<b>217,00</b>

<b>CALORES ESPECÍFICOS [kcal/kg.K]</b>		<b>28 Agosto</b>	<b>31 Agosto</b>	<b>15 Octubre</b>	<b>PROMEDIO</b>
CLINKER A LA ENTRADAS DEL ENFRIADOR		0,25	0,25	0,25	<b>0,25</b>
CLIKER A LA DESCARGA DEL ENFRIADOR		0,19	0,19	0,19	<b>0,19</b>
HARINA		0,20	0,20	0,20	<b>0,20</b>
CARBÓN DE ALIMENTACIÓN		0,29	0,29	0,29	<b>0,29</b>
POLVO FILTRO		0,20	0,20	0,20	<b>0,20</b>
POLVO BYPASS		0,16	0,17	0,20	<b>0,18</b>

AIRE DE TRANSPORTE DE CARBÓN	0,24	0,24	0,24	<b>0,24</b>
AIRE PRIMARIO	0,24	0,24	0,24	<b>0,24</b>
AIRE DE ENFRIAMIENTO DE CLINKER	0,24	0,24	0,24	<b>0,24</b>
AIRE EXCESO ENFRIADOR	0,24	0,24	0,24	<b>0,24</b>
AIRE TERCIARIO	0,25	0,25	0,25	<b>0,25</b>
AIRE VENTILADOR BYPASS	0,24	0,24	0,24	<b>0,24</b>
GASES DE SALIDA TORRE	0,24	0,24	0,24	<b>0,24</b>
GASES DE BYPASS	0,24	0,23	0,24	<b>0,24</b>
AGUA DE HARINA	1,00	1,00	1,00	<b>1,00</b>
AGUA DE CARBÓN	1,00	1,00	1,00	<b>1,00</b>
VAPOR DE AGUA	0,45	0,45	0,45	<b>0,45</b>

COMPOSICIÓN [%]		28 Agosto	31 Agosto	15 Octubre	PROMEDIO
<b>CLINKER</b>	CaO	65,56	64,82	66,39	<b>65,59</b>
	SiO2	22,65	21,63	22,35	<b>22,21</b>
	Al2O3	4,12	3,67	3,65	<b>3,81</b>
	Fe2O3	3,59	4,44	3,90	<b>3,98</b>
	MgO	2,26	3,34	3,41	<b>3,00</b>
<b>HARINA</b>	CaO	42,75	42,30	42,90	<b>42,65</b>
	SiO2	14,35	14,85	13,70	<b>14,30</b>
	Al2O3	2,44	2,59	2,17	<b>2,40</b>
	Fe2O3	2,13	2,20	2,40	<b>2,24</b>
	MgO	1,54	1,57	2,33	<b>1,81</b>
<b>CARBÓN</b>	C	85,00	84,30	86,20	<b>85,17</b>
	O2	5,35	6,40	5,07	<b>5,61</b>
	N2	1,24	1,36	1,49	<b>1,36</b>
	H	5,00	5,35	5,00	<b>5,12</b>
	Ceniza	0,99	0,99	0,98	<b>0,99</b>
<b>AIRE</b>	O2	0,20	0,20	0,2	<b>0,20</b>
	N2	29,00	29,00	29,00	<b>29,00</b>
<b>GASES TORRE</b>	O2	71,00	71,00	71,00	<b>71,00</b>
	CO2	0,966	0,98	0,973	<b>0,97</b>
	N2	0,021	0,01	0,01	<b>0,01</b>
	H2O	0,013	0,02	0,01	<b>0,01</b>

CARACTERÍSTICAS DE FLUJO		28 Agosto	31 Agosto	15 Octubre	PROMEDIO
<b>CARBÓN</b>	CARBÓN HÚMEDO [kcal/kg]	7325,36	6998,77	7451,29	<b>7258,47</b>
	FACTOR DE PÉRDIDAS [%]	5,6	5,58	5,58	<b>5,59</b>
	HUMEDAD [%]	1,26	1,4	1,06	<b>1,24</b>
	PCI [kcal/kg]	7124,23	6698,77	6897,79	<b>6906,93</b>
<b>HARINA</b>	HUMEDAD [%]	0,1	0,1	0,1	<b>0,10</b>

DENSIDAD REAL [kg/m3]	28 Agosto	31 Agosto	15 Octubre	PROMEDIO	REFERENCIA
AIRE DE TRANSPORTE DE CARBÓN QUEMADOR	1,25	1,52	1,52	<b>1,43</b>	<b>1,33</b>
AIRE DE TRANSPORTE DE CARBÓN TORRE	1,25	1,25	1,25	<b>1,25</b>	<b>1,31</b>
AIRE TERCIARIO	0,26	0,26	0,23	<b>0,25</b>	<b>0,28</b>
AIRE PRIMARIO	1,16	1,16	1,16	<b>1,16</b>	<b>1,11</b>
AIRE EXCESO ENFRIADOR	0,41	0,41	0,40	<b>0,41</b>	<b>0,54</b>
AIRE VENTILADOR BYPASS	1,11	1,11	1,11	<b>1,11</b>	-
GASES DE SALIDA TORRE	0,48	0,48	0,47	<b>0,47</b>	<b>0,66</b>
GASES DEL BYPASS	0,50	0,50	0,61	<b>0,53</b>	-

## E.2 Resultado de los balances de masa y energía del sistema

BALANCE DE MASA [kg/kgclk]		28 Agosto	31 Agosto	15 Octubre	PROMEDIO	REFERENCIA
ENTRADAS	HARINA	1,58	1,58	1,58	<b>1,58</b>	1,7
	CARBÓN DE ALIMENTACIÓN CALCINADOR	0,06	0,06	0,06	<b>0,06</b>	0,1
	CARBÓN DE ALIMENTACIÓN HORNO	0,05	0,05	0,05	<b>0,05</b>	
	AIRE DE ENFRIAMIENTO DE CLINKER	2,32	2,34	2,24	<b>2,30</b>	2,3
	AIRE DE TRANSPORTE DE CARBÓN CALCINADOR	0,03	0,03	0,03	<b>0,03</b>	-
	AIRE DE TRANSPORTE DE CARBÓN HORNO	0,03	0,03	0,03	<b>0,03</b>	-
	AIRE PRIMARIO	0,06	0,06	0,06	<b>0,06</b>	-
	AGUA DE CARBÓN	0,00	0,00	0,00	<b>0,00</b>	0,0
	AIRE DEL BYPASS	0,00	0,00	0,00	<b>0,00</b>	-
	AGUA DE HARINA	0,00	0,00	0,00	<b>0,00</b>	0,0
	AIRE FALSO	0,27	0,30	0,24	<b>0,27</b>	-
	<b>TOTAL</b>	<b>4,40</b>	<b>4,46</b>	<b>4,30</b>	<b>4,38</b>	4,1
SALIDAS	CLINKER	1,00	1,00	1,00	<b>1,00</b>	1,0
	POLVO FILTRO	0,06	0,06	0,06	<b>0,06</b>	0,0
	AIRE EXCESO ENFRIADOR	1,52	1,53	1,45	<b>1,50</b>	0,9
	GASES DE SALIDA TORRE	1,71	1,73	1,79	<b>1,75</b>	2,1
	VAPOR AGUA EN LA HARINA	0,00	0,00	0,00	<b>0,00</b>	0,0
	VAPOR DE AGUA EN EL CARBÓN	0,00	0,00	0,00	<b>0,00</b>	0,0
	GASES DEL BYPASS	0,11	0,13	0,00	<b>0,08</b>	-
	HARINA DEL BYPASS	0,00	0,00	0,00	<b>0,00</b>	-
	<b>TOTAL</b>	<b>4,40</b>	<b>4,46</b>	<b>4,30</b>	<b>4,38</b>	4,1

BALANCE DE MASA (%)		28 Agosto	31 Agosto	15 Octubre	PROMEDIO	REFERENCIA
ENTRADAS	HARINA	35,91%	35,46%	36,79%	<b>36,05%</b>	40,70%
	CARBÓN DE ALIMENTACIÓN CALCINADOR	1,35%	1,34%	1,39%	<b>1,36%</b>	2,8%
	CARBÓN DE ALIMENTACIÓN HORNO	1,10%	1,09%	1,13%	<b>1,10%</b>	
	AIRE DE ENFRIAMIENTO DE CLINKER	52,77%	52,63%	52,26%	<b>52,56%</b>	56,2%
	AIRE DE TRANSPORTE DE CARBÓN CALCINADOR	0,75%	0,74%	0,77%	<b>0,75%</b>	-
	AIRE DE TRANSPORTE DE CARBÓN HORNO	0,62%	0,61%	0,63%	<b>0,62%</b>	-

	AIRE PRIMARIO	1,43%	1,41%	1,41%	<b>1,42%</b>	-
	AGUA DE CARBÓN	0,01%	0,01%	0,01%	<b>0,01%</b>	0,10%
	AIRE DEL BYPASS	0,00%	0,00%	0,00%	<b>0,00%</b>	-
	AGUA DE HARINA	0,01%	0,01%	0,01%	<b>0,01%</b>	0,10%
	AIRE FALSO	6,04%	6,70%	5,60%	<b>6,12%</b>	-
	<b>TOTAL</b>	<b>100,00%</b>	<b>100,00%</b>	<b>100,00%</b>	<b>100,00%</b>	<b>100,00</b>
<b>SALIDAS</b>	CLINKER	22,73%	22,44%	23,28%	<b>22,82%</b>	24,5%
	POLVO FILTRO	1,25%	1,24%	1,28%	<b>1,26%</b>	1,0%
	AIRE EXCESO ENFRIADOR	34,45%	34,35%	33,68%	<b>34,16%</b>	23,0%
	GASES DE SALIDA TORRE	38,90%	38,92%	41,68%	<b>39,84%</b>	51,3%
	VAPOR AGUA EN LA HARINA	0,01%	0,01%	0,01%	<b>0,01%</b>	23,0%
	VAPOR DE AGUA EN EL CARBÓN	0,01%	0,01%	0,01%	<b>0,01%</b>	0,1%
	GASES DEL BYPASS	2,61%	2,99%	0,00%	<b>1,87%</b>	0,1%
	HARINA DEL BYPASS	0,04%	0,04%	0,04%	<b>0,04%</b>	-
	<b>TOTAL</b>	<b>100,00%</b>	<b>100,00%</b>	<b>100,00%</b>	<b>100,00%</b>	<b>100,0</b>

<b>BALANCE DE ENERGÍA (kcal/kgclk)</b>			<b>28 Agosto</b>	<b>31 Agosto</b>	<b>15 Octubre</b>	<b>PROMEDIO</b>	<b>REFERENCIA</b>
<b>ENTRADAS</b>	HARINA		21,05	21,05	17,56	<b>19,89</b>	<b>17,2</b>
	CARBÓN DE ALIMENTACIÓN CALCINADOR	CALCINADOR	0,96	0,77	0,68	<b>0,80</b>	<b>1,7</b>
		HORNO	0,78	0,63	0,55	<b>0,65</b>	
	AIRE DE ENFRIAMIENTO DE CLINKER		19,01	18,61	19,53	<b>19,05</b>	<b>16,5</b>
	AIRE DE TRANSPORTE DE CARBÓN	CALCINADOR	0,50	0,50	0,58	<b>0,53</b>	-
		HORNO	0,39	0,39	0,40	<b>0,39</b>	-
	AIRE PRIMARIO		0,50	0,45	0,48	<b>0,47</b>	-
	AGUA DE CARBÓN		0,01	0,01	0,01	<b>0,01</b>	-
	AIRE DEL BYPASS		0,00	0,00	0,00	<b>0,00</b>	<b>2,3</b>
	AGUA DE HARINA		0,01	0,01	0,01	<b>0,01</b>	<b>2,3</b>
	AIRE FALSO		1,27	1,43	1,15	<b>1,28</b>	-
COMBUSTIÓN DE CALOR		744,40	744,40	744,40	<b>744,40</b>	<b>840,5</b>	
<b>TOTAL</b>		<b>788,86</b>	<b>788,24</b>	<b>785,35</b>	<b>787,48</b>	<b>880,4</b>	
<b>SALIDAS</b>	FORMACIÓN DE CLINKER		414,32	414,32	414,32	<b>414,32</b>	<b>428,7</b>
	CLINKER DESCARGA		22,84	23,86	19,81	<b>22,17</b>	<b>20,5</b>
	POLVO FILTRO		0,60	0,55	0,56	<b>0,57</b>	<b>2,6</b>
	POLVO BYPASS		0,03	0,03	0,04	<b>0,03</b>	-
	GASES DE SALIDA TORRE		117,04	123,11	127,13	<b>122,43</b>	<b>168,6</b>
	GASES DEL BYPASS		6,90	4,72	0,00	<b>3,87</b>	-
	AIRE EXCESO ENFRIADOR		126,55	132,49	132,63	<b>130,56</b>	<b>49,4</b>
	VAPOR AGUA EN LA HARINA		0,41	0,41	0,41	<b>0,41</b>	<b>3,1</b>
	VAPOR DE AGUA EN EL CARBÓN		0,41	0,41	0,41	<b>0,41</b>	<b>3,1</b>
	RADIACIÓN HORNO		24,87	41,21	33,96	<b>33,35</b>	<b>92,2</b>
	RADIACIÓN TORRE PRECALENTADORA		2,46	2,46	2,46	<b>2,46</b>	<b>1,7</b>

	RADIACIÓN ENFRIADOR	1,17	2,05	1,88	<b>1,70</b>	<b>1,0</b>
	RADIACIÓN DUCTO TERCIARIO	3,43	3,51	3,43	<b>3,46</b>	-
	CONVECCIÓN FORZADA HORNO	15,57	18,53	17,36	<b>17,16</b>	<b>40,8</b>
	CONVECCIÓN NATURAL HORNO	6,23	8,19	7,39	<b>7,27</b>	
	CONVECCIÓN NATURAL TORRE PRECALENTADORA	0,47	0,47	0,53	<b>0,49</b>	<b>1,2</b>
	CONVECCIÓN NATURAL ENFRIADOR	0,44	0,65	0,61	<b>0,57</b>	<b>2,1</b>
	CONVECCIÓN NATURAL DUCTO TERCIARIO	1,44	1,46	1,44	<b>1,45</b>	
	OTRAS PÉRDIDAS	43,66	9,80	20,94	<b>24,80</b>	<b>65,2</b>
	<b>TOTAL</b>	<b>788,86</b>	<b>788,24</b>	<b>785,35</b>	<b>787,48</b>	<b>880,4</b>

<b>BALANCE DE ENERGÍA (%)</b>		<b>28 Agosto</b>	<b>31 Agosto</b>	<b>15 Octubre</b>	<b>PROMEDIO</b>	<b>REFERENCIA</b>	
<b>ENTRADAS</b>	HARINA	2,67%	2,67%	2,24%	<b>2,52%</b>	<b>2,0%</b>	
	CARBÓN DE ALIMENTACIÓN	CALCINADOR	0,12%	0,10%	0,09%	<b>0,10%</b>	<b>0,2%</b>
		HORNO	0,10%	0,08%	0,07%	<b>0,08%</b>	
	AIRE DE ENFRIAMIENTO DE CLINKER	2,41%	2,36%	2,49%	<b>2,42%</b>	<b>1,9%</b>	
	AIRE DE TRANSPORTE DE CARBÓN	CALCINADOR	0,06%	0,06%	0,07%	<b>0,07%</b>	-
		HORNO	0,05%	0,05%	0,05%	<b>0,05%</b>	-
	AIRE PRIMARIO	0,06%	0,06%	0,06%	<b>0,06%</b>	-	
	AGUA DE CARBÓN	0,00%	0,00%	0,00%	<b>0,00%</b>	-	
	AIRE DEL BYPASS	0,00%	0,00%	0,00%	<b>0,00%</b>	<b>0,3%</b>	
	AGUA DE HARINA	0,00%	0,00%	0,00%	<b>0,00%</b>	<b>0,3%</b>	
	AIRE FALSO	0,16%	0,18%	0,15%	<b>0,16%</b>	-	
	COMBUSTIÓN DE CALOR	94,36%	94,44%	94,79%	<b>94,53%</b>	<b>95,5%</b>	
<b>TOTAL</b>	<b>100,00%</b>	<b>100,00%</b>	<b>100,00%</b>	<b>100,00%</b>	<b>100,00%</b>		
<b>SALIDAS</b>	FORMACIÓN DE CLINKER	52,52%	52,56%	52,76%	<b>52,61%</b>	<b>48,7</b>	
	CLINKER DESCARGA	2,90%	3,03%	2,52%	<b>2,82%</b>	<b>2,3%</b>	
	POLVO FILTRO	0,08%	0,07%	0,07%	<b>0,07%</b>	<b>0,3%</b>	
	POLVO BYPASS	0,00%	0,00%	0,00%	<b>0,00%</b>	-	
	GASES DE SALIDA TORRE	14,84%	15,62%	16,19%	<b>15,55%</b>	<b>19,2%</b>	
	GASES DEL BYPASS	0,87%	0,60%	0,00%	<b>0,49%</b>	-	
	AIRE EXCESO ENFRIADOR	16,04%	16,81%	16,89%	<b>16,58%</b>	<b>5,6%</b>	
	VAPOR AGUA EN LA HARINA	0,05%	0,05%	0,05%	<b>0,05%</b>	<b>0,4%</b>	
	VAPOR DE AGUA EN EL CARBÓN	0,05%	0,05%	0,05%	<b>0,05%</b>	<b>0,4%</b>	
	RADIACIÓN HORNO	3,15%	5,23%	4,32%	<b>4,24%</b>	<b>10,5%</b>	
	RADIACIÓN TORRE PRECALENTADORA	0,31%	0,31%	0,31%	<b>0,31%</b>	<b>0,2%</b>	
	RADIACIÓN ENFRIADOR	0,15%	0,26%	0,24%	<b>0,22%</b>	<b>0,1%</b>	

	RADIACIÓN DUCTO TERCIARIO	0,44%	0,45%	0,44%	<b>0,44%</b>	-
	CONVECCIÓN FORZADA HORNO	1,97%	2,35%	2,21%	<b>2,18%</b>	<b>4,6%</b>
	CONVECCIÓN NATURAL HORNO	0,79%	1,04%	0,94%	<b>0,92%</b>	-
	CONVECCIÓN NATURAL TORRE PRECALENTADORA	0,06%	0,06%	0,07%	<b>0,06%</b>	<b>0,1%</b>
	CONVECCIÓN NATURAL ENFRIADOR	0,06%	0,08%	0,08%	<b>0,07%</b>	<b>0,2%</b>
	CONVECCIÓN NATURAL DUCTO TERCIARIO	0,18%	0,19%	0,18%	<b>0,18%</b>	-
	OTRAS PÉRDIDAS	5,54%	1,24%	2,67%	<b>3,15%</b>	<b>7,4%</b>
	<b>TOTAL</b>	<b>100,00%</b>	<b>100,00%</b>	<b>100,00%</b>	<b>100,00%</b>	<b>100,00%</b>

### E.3 Balance de masa y energía en el enfriador

BALANCE DE MASA [t/h]		28 Agosto	31 Agosto	15 Octubre	PROMEDIO
Entradas	CLINKER ENTRADA	208,86	208,86	208,86	<b>208,86</b>
	AIRE DE ENFRIMIAENTO	484,99	489,76	468,85	<b>481,20</b>
	<b>TOTAL</b>	<b>693,85</b>	<b>698,62</b>	<b>677,71</b>	<b>690,06</b>
Salidas	CLINKER SALIDA	208,86	208,86	208,86	<b>208,86</b>
	AIRE DE EXCESO EN EL ENFRIADOR	316,63	319,64	302,17	<b>312,81</b>
	AIRE SECUNDARIO	47,17	55,78	27,75	<b>43,57</b>
	AIRE TERCIARIO	121,19	114,35	138,92	<b>124,82</b>
	<b>TOTAL</b>	<b>693,85</b>	<b>698,62</b>	<b>677,71</b>	<b>690,06</b>

BALANCE DE MASA [kg/kgclk]		28 Agosto	31 Agosto	15 Octubre	PROMEDIO	REFERENCIA
Entradas	CLINKER ENTRADA	1,00	1,00	1,000	<b>1,00</b>	<b>1,00</b>
	AIRE DE ENFRIMIAENTO	2,32	2,34	2,245	<b>2,30</b>	<b>2,83</b>
	<b>TOTAL</b>	<b>3,32</b>	<b>3,34</b>	<b>3,245</b>	<b>3,30</b>	<b>3,83</b>
Salidas	CLINKER SALIDA	1,00	1,00	1,000	<b>1,00</b>	<b>1,00</b>
	AIRE DE EXCESO EN EL ENFRIADOR	1,52	1,53	1,447	<b>1,50</b>	<b>1,44</b>
	AIRE SECUNDARIO	0,23	0,27	0,133	<b>0,21</b>	<b>0,46</b>
	AIRE TERCIARIO	0,58	0,55	0,665	<b>0,60</b>	<b>0,93</b>
	<b>TOTAL</b>	<b>3,32</b>	<b>3,34</b>	<b>3,245</b>	<b>3,30</b>	<b>3,83</b>

BALANCE DE ENERGÍA [kcal/kgclk]		28 Agosto	31 Agosto	15 Octubre	PROMEDIO	REFERENCIA
Entradas	CLINKER ENTRADA	295,65	325,26	308,50	<b>309,80</b>	<b>317,50</b>
	AIRE DE ENFRIMIAENTO	19,01	18,61	19,53	<b>19,05</b>	<b>10,20</b>
	<b>TOTAL</b>	<b>314,65</b>	<b>343,88</b>	<b>328,03</b>	<b>328,85</b>	<b>327,80</b>
Salidas	CLINKER SALIDA	22,84	23,86	19,81	<b>22,17</b>	<b>31,20</b>

RADIACIÓN ENFRIADOR	1,17	2,05	1,88	<b>1,70</b>	<b>3,00</b>
CONVECCIÓN NATURAL ENFRIADOR	0,44	0,65	0,61	<b>0,57</b>	
AIRE TERCIARIO	101,23	113,11	137,42	<b>117,25</b>	<b>144,40</b>
AIRE DE ESCAPE/EXCESO DEL ENFRIADOR	126,55	132,49	132,63	<b>130,56</b>	<b>78,10</b>
AIRE SECUNDARIO	62,42	71,72	35,68	<b>56,61</b>	<b>71,10</b>
<b>TOTAL</b>	<b>314,65</b>	<b>343,88</b>	<b>328,03</b>	<b>328,85</b>	<b>327,80</b>

<b>DISTRIBUCIÓN DE AIRE EN EL ENFRIADOR [%]</b>	<b>28 Agosto</b>	<b>31 Agosto</b>	<b>15 Octubre</b>	<b>PROMEDIO</b>	<b>REFERENCIA</b>
AIRE DE ESCAPE/EXCESO DEL ENFRIADOR	65,29%	65,26%	64,45%	<b>65,00%</b>	<b>62,00%</b>
AIRE SECUNDARIO	9,73%	11,39%	5,92%	<b>9,01%</b>	<b>15,00%</b>
AIRE TERCIARIO	24,99%	23,35%	29,63%	<b>26,00%</b>	<b>23,00%</b>

<b>EFICIENCIA</b>	<b>28 Agosto</b>	<b>31 Agosto</b>	<b>15 Octubre</b>	<b>PROMEDIO</b>	<b>REFERENCIA</b>
TEMPERATURA DE AIRE SECUNDARIO (°C)	1200,00	1032,81	1240,00	<b>1157,60</b>	-
ENERGÍA DE CLINKER DESCARGA (ENTRADA DEL ENFRIADOR)	295,65	325,26	308,50	<b>309,80</b>	<b>318,00</b>
EFICIENCIA DEL ENFRIADOR (%)	55,35	56,8	56,11	<b>56,09</b>	<b>67,90</b>
EFICIENCIA DEL PROCESO (%)	52,52	52,56	52,76	<b>52,61</b>	<b>52-54</b>

## Anexo F: Fotografías de los puntos de medición



**Fotografía 1:** Medición de la temperatura del polvo.



**Fotografía 2:** Medición de la temperatura de la harina de alimentación.



**Fotografía 3:** Medición de la temperatura del carbón de alimentación.



**Fotografía 4:** Medición de la temperatura y presiones de los gases de exceso.



**Fotografía 5:** Toma de temperatura del horno rotatorio.



**Fotografía 6:** Toma de temperatura del Riser y calcinador.