



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
POSGRADO DE INGENIERÍA  
ENERGÍA – PROCESOS Y USO EFICIENTE DE ENERGÍA

ANÁLISIS EXERGEOECONÓMICO DE UNA PLANTA PRODUCTORA DE  
CEMENTO (CPO)

TESIS  
QUE PARA OPTAR POR EL GRADO DE:  
MAESTRO EN INGENIERÍA

PRESENTA:  
YAZMIN NAYELI LÓPEZ JAIMES

TUTOR:  
AUGUSTO SÁNCHEZ CIFUENTES, FACULTAD DE INGENIERÍA (DIMEI)

MÉXICO, D. F. FEBRERO 2013



Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

**DERECHOS RESERVADOS ©**  
**PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

**JURADO ASIGNADO:**

Presidente: Dr. Fernández Zayas José Luis

Secretario: Ing. Sánchez Cifuentes Augusto

Vocal: Dr. Reinking Cejudo Arturo Guillermo

1<sup>er.</sup> Suplente: Dr. León De Los Santos Gabriel

2<sup>d o.</sup> Suplente: M.I. Ortiz Ramírez José Antonio

Lugar o lugares donde se realizó la tesis: Posgrado de Ingeniería, Facultad de Ingeniería, Ciudad Universitaria, DF. México.

**TUTOR DE TESIS:**

Ing. Augusto Sánchez Cifuentes

---

**FIRMA**

# Índice

Índice .....	1
Índice de tablas, figuras y gráficas .....	3
Tablas .....	3
Figuras .....	6
Gráficas.....	7
Nomenclatura.....	8
Justificación .....	9
Objetivos .....	9
Resumen.....	10
Introducción .....	12
Capítulo I. La industria del cemento .....	13
Introducción .....	13
1.1 Definición .....	13
1.2 Producción de Cemento Portland Ordinario.....	14
1.2.1 <i>Materias primas</i> .....	14
1.2.3 <i>Procesos para la producción de CPO</i> .....	18
1.2.5 <i>Química de la producción de CPO</i> .....	27
Conclusión .....	36
Capítulo II. Teoría de costo exergético y exergoeconómico .....	37
Introducción .....	37
2.1. Valoración exergética .....	37
2.2 Teoría del costo exergético .....	40
2.2.1 <i>Nivel de agregación y matriz de incidencia</i> .....	40
2.2.2 <i>Subsistema F-P-L</i> .....	41
2.2.3 <i>Pérdidas, residuos y subproductos</i> .....	42
2.2.4 <i>Reglas y postulados para la asignación de costos exergéticos</i> .....	42
2.3 Costo exergoeconómico.....	43
2.3.1 <i>Costo monetario de los flujos</i> .....	44
2.3.2 <i>Costos exergoeconómicos unitarios</i> .....	45
Conclusiones .....	45

Capítulo III. Caso de estudio: Cementos Cruz Azul.....	46
Introducción .....	46
3.1 Descripción general de la planta .....	46
3.2 Balances de masa y energía .....	51
3.2.1 <i>Balances de masa</i> .....	52
3.2.2 <i>Balances de energía</i> .....	53
3.3 Balances de exergía y costo exergético.....	54
3.3.1 <i>Definición de la estructura lógica de la planta</i> .....	55
3.3.2 <i>Cálculo de la exergía de todos los flujos</i> .....	57
3.3.3 <i>Matriz de incidencia, matriz aumentada, balances de materia, energía y exergía destruida</i> .....	58
3.3.4 <i>Costo exergético</i> .....	60
3.4 Uso de la herramienta TAESS para el cálculo de malfunciones y disfunciones .....	61
3.4.1 <i>Comparación del funcionamiento del sistema con crudo base y crudo 1</i> .....	65
3.5 Costo exergoeconómico.....	76
Conclusiones .....	78
Capítulo IV. Propuestas de optimización .....	80
Introducción .....	80
4.1 Sistema de mezclado de crudo .....	81
4.2 Hornos .....	81
4.3 Implementación de precalentador multietapas .....	83
4.4 Conversión del enfriador.....	83
4.5 Reemplazo de sellos.....	84
4.6 Ahorro de energía en la combustión.....	85
4.6.1 <i>Regulación del aire primario en el quemador del horno</i> .....	85
4.6.2 <i>Control de la llama</i> .....	85
4.7 Aprovechamiento del aire en los quemadores secundarios.....	86
4.8 Utilización de residuos de carbón y cenizas volantes con alto contenido de inquemados ....	86
4.9 Control continuo del consumo específico de combustible .....	88
4.10 Ajuste de la relación clínker-cemento.....	90
4.11 Aumento de la capacidad unitaria .....	91
4.12 Fijación de los álcalis .....	92

4.13 Transformación de las instalaciones para la diversificación de las fuentes de energía .....	94
Conclusiones .....	94
Capítulo V. Perspectiva ambiental de la producción de cemento .....	95
Introducción .....	95
5.1 Legislación ambiental nacional e internacional .....	96
5.2 Comparación en emisiones publicadas en el informe 2010 y cálculos realizados.....	99
Conclusiones .....	103
Conclusiones .....	104
Anexos .....	105
Anexo 1 Imagen aérea de la planta productora de cemento .....	105
Anexo 2 Tabla de resultados del balance de materia molar .....	106
Anexo 3 Tabla de resultados del balance de materia másico .....	107
Anexo 4 Tabla de resultados del balance de energía.....	108
Anexo 5 Tabla de resultados del balance de exergía .....	109
Anexo 6 Matriz aumentada del sistema agregado y matriz columna $[O/\omega]$ .....	110
Anexo 7 Tipos de cemento .....	111
Anexo 8 La industria del cemento en el mundo .....	112
Anexo 9 La industria del cemento en México .....	118
Anexo 10 Historia del cemento .....	125
Anexo 11 Horno con Recuperación de Emisiones de Oxígeno (REO) .....	126
Referencias.....	130

## Índice de tablas, figuras y gráficas

### Tablas

Tabla 1.1 Composición de la materia prima para la producción de clínker .....	14
Tabla 1.2 Contenido de $CaCO_3$ .....	15
Tabla 1.3 Proporción de los distintos componentes del cemento en varios minerales .....	15
Tabla 1.4 Condiciones de operación para los cuatro tipos de procesamiento del cemento .....	20

Tabla 3.1 Datos ambientales del lugar .....	47
Tabla 3.2 Características del sistema de molienda de materia prima .....	48
Tabla 3.3 Datos de operación de los hornos con precalentamiento .....	48
Tabla 3.4 Especificaciones de los molinos de cemento .....	48
Tabla 3.5 Descripción de los equipos y corrientes de proceso .....	50
Tabla 3.6 Datos de la producción de clínker y consumo de combustible .....	51
Tabla 3.7 Composición del crudo .....	51
Tabla 3.8 Datos de operación del sistema horno-precalcinador .....	51
Tabla 3.9 Datos de la torre de enfriamiento .....	51
Tabla 3.10 Relación estequiométrica del proceso químico de sinterización-clínkerización .....	52
Tabla 3.11 Ecuaciones del balance de masa .....	53
Tabla 3.12 Coeficientes de la ecuación 3.7 para el cálculo del $C_p$ en Kcal/mol K .....	54
Tabla 3.13 Ecuaciones de balance de energía por equipo .....	54
Tabla 3.14 Descripción de equipos y corrientes del sistema agregado .....	56
Tabla 3.15 Definición del F-P-L para cada subsistema .....	56
Tabla 3.16 Condiciones para el AER .....	57
Tabla 3.17 Resultados finales del balance de exergía para cada corriente .....	57
Tabla 3.18 Resultados del balance para el sistema desagregado (en kJ/h) .....	58
Tabla 3.19 Exergía destruida, irreversibilidades, pérdidas de exergía y eficiencia térmica para el sistema agregado .....	59
Tabla 3.20 Proposiciones utilizadas para obtener la matriz aumentada del sistema .....	59
Tabla 3.21 Costos exergéticos unitarios por subsistema .....	60
Tabla 3.22 Composición de los crudos utilizados en el análisis .....	61
Tabla 3.23 Exergías de los flujos para las tres distintas composiciones de crudo .....	62

Tabla 3.24 Datos del análisis entre el crudo base y el crudo 1 .....	63
Tabla 3.25 Datos del análisis entre el crudo base y el crudo 2 .....	63
Tabla 3.26. Tabla F-P para el sistema de referencia .....	64
Tabla 3.27 Índices termoeconómicos para el sistema de referencia.....	64
Tabla 3.28 Costo exergético de los productos para el sistema de referencia .....	65
Tabla 3.29 Tabla F-P para el crudo 1 .....	65
Tabla 3.30 Índices termoeconómicos para el sistema 1 .....	66
Tabla 3.31 Costo exergético de los productos para el sistema 1 .....	66
Tabla 3.32 Índices de impacto en el recurso del sistema caso 1 .....	67
Tabla 3.33 Matriz de malfunciones, disfunciones e irreversibilidades del sistema caso 1.....	67
Tabla 3.34 Tabla F-P para el crudo 2 .....	71
Tabla 3.35 Índices termoeconómicos para el sistema 2 .....	72
Tabla 3.36 Costo exergético de los productos del sistema 2 .....	72
Tabla 3.37 Índices de impacto en el recurso del sistema caso 2 .....	72
Tabla 3.38 Matriz de malfunciones, disfunciones e irreversibilidades del sistema caso 2.....	73
Tabla 3.39 Costos de los equipos involucrados en el proceso .....	76
Tabla 3.40 Matriz [Z] para el cálculo de los costos exergoeconómicos .....	77
Tabla 3.41 Costos exergoeconómicos de las corrientes de proceso.....	77
Tabla 3.42 Resultados del análisis exergoeconómico .....	78
Tabla 4.1 Medidas de optimización energética .....	80
Tabla 4.2 Oportunidades de ahorro de energía en hornos.....	81
Tabla 5.1 Emisiones de CO <sub>2</sub> con respecto a la relación clínker/cemento, tipo de proceso y tipo de combustible utilizados .....	96
Tabla 5.2 Opciones para la mejora de la eficiencia energética.....	97

Tabla 5.3 Producción de clínker y consumo de combustóleo en la planta de Hidalgo.....	99
Tabla 5.4 Emisiones de CO <sub>2</sub> por consumo de combustóleo y por la producción de clínker .....	101
Tabla 5.5 Emisiones de CO <sub>2</sub> para el año 2001 .....	101
Tabla 5.6 Emisiones de GEI calculadas .....	103
Tabla A.1 Tipos de cemento .....	111
Tabla A.2 Especificaciones de los cementos con características especiales .....	112
Tabla A.3 Especificaciones mecánicas y físicas del cemento .....	112
Tabla A.4 Participación en la producción mundial de cemento de algunos países en 1995 .....	113
Tabla A.5 Consumo de cemento de algunos países en 1995 .....	114
Tabla A.6 Participación de las empresas productoras en México para el año 1995.....	122
Tabla A.7 Comparación de las propiedades de los gases de escape.....	127

## Figuras

Fig. 1.1 Diagrama del proceso de producción de cemento vía seca .....	22
Fig. 1.2 Diagrama del proceso de producción de cemento vía semi-seca .....	23
Fig. 1.3 Diagrama del proceso de producción de cemento vía semi-húmeda .....	24
Fig. 1.4 Diagrama del proceso de producción de cemento vía húmeda.....	25
Fig. 1.5 Reacciones de calcinación y sinterización de acuerdo a la temperatura .....	31
Fig. 1.6 Diagrama de combustión.....	36
Fig. 2.1 Exergía involucrada en un proceso.....	38
Fig. 3.1 Ubicación de la planta .....	46
Fig. 3.2 Diagrama de flujos del proceso de producción de CPO .....	49
Fig. 3.3 Diagrama de flujo del proceso agregado.....	55
Fig. 4.1 Aprovechamiento del aire en los quemadores secundarios .....	87

Fig. 5.1 Coprocesamiento de llantas en la industria del cemento .....	103
Fig. A.1 Distribución de las plantas cementeras en la República Mexicana .....	124
Fig. A.2 Segmentación del consumo del sector cemento (CANACEM, 2007) .....	125

## Gráficas

Gráfica 1.1 Capacidad calorífica del CO <sub>2</sub> y aire .....	26
Gráfica 3.1 Costos unitarios de formación del sistema de referencia .....	69
Gráfica 3.2 Costos unitarios de formación del sistema 1.....	69
Gráfica 3.3 Análisis de irreversibilidades comparación 1.....	70
Gráfica 3.4 Impacto en el recurso comparación 1 .....	71
Gráfica 3.5 Costos unitarios de formación para el sistema de referencia .....	74
Gráfica 3.6 Costos unitarios de formación sistema 2.....	74
Gráfica 3.7 Análisis de irreversibilidades comparación 2.....	75
Gráfica 3.8 Impacto en el recurso comparación 2 .....	75
Gráfica. 4.1 Determinación del consumo de combustóleo en función del análisis de gases .....	89
Gráfica 4.2 Diagrama para el seguimiento de gases .....	90
Gráfica 4.3 Variación del consumo específico con la capacidad del horno .....	91
Gráfica 4.4 Concentración de álcalis a lo largo del horno.....	93
Gráfica 5.1 Producción de clínker en la planta de Hidalgo .....	100
Gráfica 5.2 Consumo de combustóleo en la producción de clínker .....	100
Gráfica 5.3 Emisiones de CO <sub>2</sub> publicadas en el reporte corporativo de GEI .....	102
Gráfica A.1 Producción mundial de cemento .....	118
Gráfica A.2 Producción y consumo de cemento, en millones de toneladas, en México .....	123

## Nomenclatura

A: Matriz de incidencia

A<sub>F</sub>: Matriz de recursos

A<sub>P</sub>: Matriz de productos

B: Exergía

B\*: Costo exergético

Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>: Óxido de aluminio

C: Carbono

C<sub>3</sub>A: (CaO)<sub>3</sub>Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>

C<sub>4</sub>AF: (CaO)<sub>4</sub>Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub>

C<sub>2</sub>S: (CaO)<sub>2</sub>SiO<sub>2</sub>

C<sub>3</sub>S: (CaO)<sub>3</sub>SiO<sub>2</sub>

CaO: Óxido de calcio

CaCO<sub>3</sub>: Carbonato de calcio

CO: Monóxido de carbono

CO<sub>2</sub>: Dióxido de carbono

CPO: Cemento Portland Ordinario

Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub>: Óxido de hierro

H: Hidrógeno

H<sub>2</sub>O: Agua

K<sub>2</sub>O: Óxido de potasio

MgO: Óxido de magnesio

N<sub>2</sub>: Nitrógeno

NO<sub>x</sub>: Óxidos de nitrógeno

O<sub>2</sub>: Oxígeno

S: Azufre

SiO<sub>2</sub>: Óxido de silicio

## Justificación

Conocer la importancia económica de la industria del cemento para el país, su alto consumo de energía, además de su alto índice de contaminación registrado, justifica la necesidad de aplicar las herramientas adquiridas de optimización que conlleve a soluciones para reducir costos, lograr la eficiencia en el uso de energía y con ello llegar a reducir las emisiones de contaminantes.

## Objetivos

### Objetivo general

Aplicar la teoría de costo exergético y exergoeconómico en el diagnóstico energético de plantas de diversos procesos industriales.

### Objetivos particulares

- Realizar un análisis exergético de una planta productora de cemento CPO, para saber qué equipos presentan la menor eficiencia exergética del proceso.
- Implementar el uso de herramientas computacionales como TAESS en el análisis de la planta, con el fin de agilizar el diagnóstico energético.
- Conocer la influencia del tipo de materia prima sobre el funcionamiento energético de la planta.
- Utilizar el método de análisis exergoeconómico para conocer los costos económicos que implican las irreversibilidades en cada equipo y con ello deducir en qué equipo sería más conveniente invertir al realizar algún cambio estructural.
- Calcular la producción de CO<sub>2</sub> y compararla con la publicada por la empresa anualmente.

## Resumen

Con el aumento de la urbanización mundial, la vivienda, además esencial para la supervivencia del ser humano, se convirtió en objeto de consumo, elemento de estratificación del ambiente construido con un impacto progresivo en la sostenibilidad de la misma naturaleza. Desde principios del siglo XX el uso del cemento se ha popularizado hasta convertirse en un producto estratégico para el crecimiento económico de cualquier país. México tiene la tercera empresa más importante del mundo en la producción de cemento.

Por otra parte, de acuerdo al balance de energía 2009 la distribución del consumo de energía dentro del sector industrial de las ramas más intensivas en el uso de energía, la industria cementera representó el 9.6 %, con lo cual se sitúa junto con la siderurgia como una de las industrias más intensivas en el rubro. En el Inventario Nacional de Emisiones de Gases con Efecto Invernadero 2006 (INEGI) se publicó que la contribución en emisiones de CO<sub>2</sub> por el uso de combustibles en la manufactura del cemento fue del 18.8 % solo debajo de la de hierro y acero, la cual representó el 26.9 %. Y a nivel mundial la industria del cemento mexicana genera el 5 % de las emisiones globales. En la revista mexicana *Energía a debate* fue publicado un artículo donde se habla del potencial de ahorro de energía para algunas industrias y se menciona a la industria del cemento como una de ellas con un rango del 4-8 % en México y de 28-33 % a nivel mundial.

Así entonces viendo la importancia que la industria del cemento tiene para el desarrollo sostenible y las oportunidades que se contemplan para el ahorro de energía y por ende la disminución de emisiones de contaminantes, en este documento se realiza un análisis exergoeconómico de una de las plantas pioneras de producción de cemento del país ubicada en Tula Hidalgo, la cual pertenece a la empresa Cooperativa Cruz Azul. Con ello se pretende encontrar las posibles causas de su baja eficiencia en cuanto a su funcionamiento energético y dar algunas propuestas para la disminución de las pérdidas de energía y la disminución de emisiones contaminantes.

La planta tiene una producción anual de 1,450,000 toneladas de clínker y un consumo de combustóleo de 98.97 L/ton de clínker. Se realizó el diagrama de flujo del proceso con un nivel de agregación considerado como adecuado para los fines de este estudio, constando entonces de molienda de materia prima, homogeneización con colector de polvos, precalcificación, horneado, enfriamiento y molienda de cemento. Dado que no se logró obtener el acceso a la planta y por lo tanto la obtención directa de los datos, el análisis se realizó a partir de algunos datos de operación de la planta (para el año 2001) que se tomaron del documento "Oportunidades de ahorro de energía térmica en la unidad no. 9, Cementera Cruz Azul".

Con los resultados del balance de materia y energía se procedió al cálculo de las exergías de los flujos y la exergía destruida en los equipos. Donde se encontró que el equipo con mayor destrucción de exergía es el horno. Pero ello no es todo dado que existen otras formas de irreversibilidades que pueden afectar al sistema e impedir que la energía sea utilizada

eficientemente. Así que se calcularon las irreversibilidades totales por equipo, con lo cual se reafirmó que el equipo con menor eficiencia térmica es el horno.

Se realizó entonces un análisis de los costos exergéticos del sistema, estos calculados a partir de una serie de proposiciones basadas en la teoría del costo exergético. Los resultados indican que el costo por producir la unidad de producto exergético es mayor en el molino de crudo y cemento, sin embargo los costos por unidad de recurso son mayores para el enfriador.

Cuando se cuenta con los datos de diseño del sistema se puede realizar un análisis de malfunciones y disfunciones con el fin de verificar cuanto ha decaído la eficiencia exergética del sistema por causas propias de los equipos y por el hecho de estar interconectados. Sin embargo, al no contar con dichos datos se puede realizar un cambio en alguna de las variables importantes del sistema como alguna de las temperaturas, presión o composición. En este caso se varió la composición de la mezcla de crudo, basado en la idea de cómo variaría el funcionamiento del sistema cuando se utilizan distintos tipos de materia prima, lo cual es muy común en esta industria. Se consideraron dos crudos distintos al de referencia (crudo 1 y crudo 2) y utilizando la herramienta de cálculo llamada TAESS, se calcularon las malfunciones y disfunciones de todos los equipos.

Los resultados indican que cualquiera de los dos crudos aminora las malfunciones del horno, sin embargo, aumentan las de los otros equipos y en mayor grado las del precalcinador, equipo que muestra la mayor influencia sobre las disfunciones del sistema. El crudo 2 es el que mejores resultados muestra en cuanto a la disminución de irreversibilidades en el sistema con -12199 kW mientras que con el crudo 1 se obtiene una disminución de -11413 kW.

También se realizó el cálculo de los costos exergoeconómicos del sistema con el fin de analizar la influencia económica que cada equipo tiene sobre su funcionamiento exergético. Esto se refiere a que los costos económicos capitales y de operación se distribuyen de acuerdo al comportamiento exergético de los recursos y los productos de cada equipo. Así se puede estudiar si la inversión en alguno de ellos es factible de acuerdo al impacto (alto o bajo) económico y técnico que presente.

Los resultados han sido que el aumento en los costos fue mayor en los procesos de molienda de cemento y precalcinación y el más bajo fue para el horno, esto indica que puede ser más factible, económicamente hablando, una inversión en cambios sobre el horno que en el precalcinador o en el molino de cemento. Por último se realizó una investigación de las opciones que se pueden implementar en la planta y que se ha comprobado han funcionado en otras plantas.

En este punto en el que la importancia del cambio climático ha aumentado considerablemente no es posible realizar un proyecto con fines de sustentabilidad dejando de lado el rubro ambiental, por lo cual también se realizó un pequeño análisis de las emisiones de CO<sub>2</sub> producidas de la quema del combustible y de las reacciones de sinterización y clinkerización en el horno y el precalcinador. Los datos calculados se comparan con los publicados por la Cooperativa, obteniéndose que las emisiones calculadas representan el doble de lo publicado por la empresa, lo cual se adjudica al hecho de haber tomado ciertas consideraciones teóricas al realizar los cálculos.

## Introducción

El cemento es un producto básico y necesario para el desarrollo de los países, carreteras, viviendas, presas, sistemas de tratamiento de aguas, escuelas, hospitales, etcétera, son elementos fundamentales de la infraestructura de un país, difíciles de imaginar sin cemento. La producción mundial de cemento alcanza la cifra de 1.500 millones de toneladas anuales. La actividad cementera propicia el desarrollo de dos actividades complementarias en el sector de la construcción como son la producción de áridos y de hormigón que también tienen una contribución económica muy destacada en el conjunto de la actividad económica (Soriano, 2006).

La fabricación del cemento está ligada a la generación de serios impactos ambientales como son la ocupación de terreno y el impacto visual, el consumo de energía y recursos naturales, las emisiones ambientales de polvo y gases, la generación de residuos y la producción de ruido. Sin embargo, puede afirmarse que la conciencia medioambiental de las empresas, la evolución de la legislación y la presión social a favor de un medio ambiente más sano han propiciado, desde hace ya tiempo, una contribución importante al desarrollo sostenible que puede incrementarse notablemente si se aprovechan convenientemente las oportunidades que ofrece el proceso en el uso eficiente de energía y por ende la disminución de emisiones de contaminantes (Soriano, 2006).

Los desarrollos teóricos de optimización de sistemas energéticos en los últimos años están demarcados en la exergoeconomía, teniendo en cuenta que los análisis relacionados con los costos económicos de generación exérgica, son más apropiados para un caso real que los obtenidos de un simple análisis energético (Sahoo, 2007). El término compuesto Termoeconomía, propuesto por Evans y Tribus en 1962, tiene como propósito esencial estudiar la relación entre la termodinámica y la economía, mencionar las bases teóricas de una nueva disciplina de ahorro energético y obtener modelos que permitan recoger criterios generales para evaluar la eficiencia y el costo de sus productos, en sistemas con un consumo intensivo de energía (Bejan y col., 1996).

# Capítulo I. La industria del cemento

## Introducción

En éste capítulo se da una perspectiva general de la producción del cemento considerando que el proceso de interés se fija en la obtención de Cemento Portland Ordinario (CPO) y la materia prima más importante que se ha utilizado para su manufactura, como la caliza, los aluminosilicatos y los minerales de hierro. Se trata un poco la afección sobre la calidad del cemento que tiene la composición de los minerales utilizados. Después se habla sobre los tipos de combustibles que se utilizan en la industria el cemento con sus respectivas ventajas y desventajas. Enseguida se hace una recopilación de la información más importante sobre los distintos tipos de procesos que se han utilizado para la producción de CPO, resultando como método más eficiente el proceso en seco, de éste último se abunda un poco más dado que la planta en cuestión trabaja bajo dicho método. Por último se trata la química del proceso haciendo una breve explicación de las reacciones que se llevan a cabo durante la manufactura del clínker y la combustión de los materiales combustibles.

### 1.1 Definición

De acuerdo con Adam N. Neville, el cemento puede definirse como un material con propiedades tanto adhesivas como cohesivas, las cuales le dan la capacidad de aglutinar fragmentos minerales para formar un todo compacto.

Según la norma mexicana NMX-C-414-ONNCCE, el cemento hidráulico es un material inorgánico finamente pulverizado, conocido comúnmente como cemento, que al agregarle agua, ya sea solo o mezclado con arena, grava u otros materiales similares, tiene la propiedad de fraguar y endurecer, incluso bajo el agua, en virtud de reacciones químicas durante la hidratación, y que una vez endurecido conserva su resistencia y estabilidad.

En la norma NCMT-202001/02 el cemento portland es un conglomerante hidráulico que al ser hidratado se solidifica y endurece. Se obtiene mediante un proceso industrial, pulverizando a un grado de finura determinado una mezcla fría de arcilla y materiales calcáreos, previamente sometida a cocción, que se denomina clínker portland, al cual se le adiciona sulfato de calcio como anhidrita para regular el tiempo de fraguado. Según las propiedades que se requieran o para auxiliar la molienda, también se le pueden agregar otros materiales como:

Puzolanas: Que son materiales naturales, artificiales o subproductos industriales silíceos o sílicoaluminosos, o una combinación de ambos, los cuales no endurecen por sí mismos, pero finamente molidos reaccionan en presencia de agua a temperatura ambiente con el hidróxido de calcio y forman compuestos con propiedades cementantes. Proceden de algunas de las tierras diatomáceas, horstenos opalinos, pizarras, tobas y pómez, así como de diferentes productos de calcinación y de algunas arcillas comunes como la montmorilonita y la caolinita. Dentro de estos materiales se consideran las cenizas volantes que se obtienen de los quemadores de centrales

termoeléctricas alimentadas con carbones pulverizados, mediante la precipitación electrostática o por captación mecánica de los polvos que acompañan a los gases de combustión.

Escoria granulada de alto horno: El residuo no metálico que se obtiene en el alto horno por la fusión de minerales de hierro, enfriado bruscamente con agua o vapor y aire, compuesto principalmente por silicatos y aluminosilicatos cálcicos.

Humo de sílice: Puzolana muy fina constituida esencialmente por sílice amorfa, obtenida como un subproducto de la fabricación de silicio o aleaciones con arco eléctrico de ferro-silicio.

Caliza: Material de naturaleza inorgánica de origen mineral carbonatado, compuesto principalmente por carbonato de calcio en forma de calcita. (NMX-C-414-ONNCCE-1999).

## 1.2 Producción de Cemento Portland Ordinario

El Cemento Portland Ordinario (CPO) está compuesto principalmente de minerales de silicato de calcio (ver Tabla 1.1). Por lo general las plantas se encuentran cerca de las minas de donde son extraídas las materias primas, éstas son transferidas al lugar de procesamiento donde se quiebran y muelen antes de ser transferidas al área de producción del cemento. En general los materiales se deben calcinar para obtener el llamado clínker, a este último se le adiciona yeso para obtener el CPO, sin embargo como ya se había dicho existen otros tipos de cemento que conllevan al alargamiento del proceso, así entonces es sabido que el clínker es la base de todos los tipos de cemento que existen (ERI, 2004).

### 1.2.1 Materias primas

La fabricación de cemento está basada en la reacción total de la cal proveniente de la piedra caliza con los materiales que integran las arcillas, que principalmente son sílice, alúmina y óxido de hierro. En un principio se buscó una reacción entre los materiales sin importar mucho cuanto se formaba de cada componente cementante, ya que se desconocía la participación de los compuestos presentes en las materias primas. Estos componentes raramente se encuentran en las proporciones deseadas, en una sola sustancia. Por lo tanto se ha de elegir la mezcla de un componente rico en cal (componente calcáreo) con otro pobre en cal pero rico en alúmina y óxidos de hierro (componente arcilloso). Estos dos componentes son, por regla general, la caliza y la arcilla o la caliza y la marga.

Tabla 1.1 Composición de la materia prima para la producción de clínker (ERI, 2004)

Material	Recursos	% másico
Cal	Caliza, tiza	60-67
Sílice	Arena, cenizas volantes	17-25
Alúmina	Arcilla, esquisto, cenizas	2-8
Oxido de hierro	Mineral de hierro	0-6

Caliza. Piedra natural abundante formada principalmente por carbonato de calcio ( $\text{CaCO}_3$ ). Para fabricar cemento portland es adecuada la procedente de todas las formaciones geológicas. Las formas más puras de caliza son el espato calizo (calcita) y el aragonito. El espato calizo cristaliza en el sistema hexagonal y el aragonito en el rómbico.

Creta. Roca sedimentaria formada durante el cretácico y geológicamente es en cierto modo joven. En oposición a la caliza, la creta posee una estructura suelta, térrea; esta propiedad califica a la creta, de modo especial, para la fabricación del cemento por vía húmeda. Como la extracción de la creta no exige explosivos ni tampoco se ha de triturar, el costo de este componente disminuye de modo considerable el de la fabricación del cemento. En algunos yacimientos el contenido en carbonato de calcio de la Creta llega a estar entre el 98-99 % con adiciones de poca cantidad de  $\text{SiO}_2$ ,  $\text{Al}_2\text{O}_3$  y  $\text{MgCO}_3$ . En el crudo para cemento el componente calcáreo alcanza una cuantía del 76-80 %. Por consiguiente, las propiedades físicas de este componente tienen una influencia decisiva en la elección del proceso de fabricación del cemento y de los dispositivos de su realización.

Marga. A las calizas que van acompañadas de sílice y de productos arcillosos, así como de óxido de hierro, se les llama margas. Las margas forman el paso de transición a las arcillas. Debido a su abundancia, las margas se utilizan con mucha frecuencia como materia prima para la fabricación de cemento. Geológicamente son rocas sedimentarias originadas por la deposición simultánea de carbonato de calcio y de material arcilloso. La dureza de la marga es menor que la de la caliza; cuanto más elevada es su concentración en material arcilloso, tanto menos su dureza. A veces las margas contienen sustancias bituminosas. El color de la marga depende del material arcilloso que contiene y varía del amarillo hasta el gris oscuro. Las margas calcáreas, cuya composición coincide con el crudo de cemento Portland, hallan aplicación en la fabricación del llamado cemento natural. Sin embargo es raro hallar yacimiento de tales materias primas (Montaño, 2000).

En la Tabla 1.2 se muestra el contenido de Carbonato de Calcio para los distintos minerales de los que se ha hablado, lo cual es de gran importancia en la calidad del cemento fabricado.

Según las relaciones de componentes calcáreos y arcillosos en las materias primas se pueden encontrar las composiciones que se muestran en la Tabla 1.3.

Tabla 1.2 Contenido de  $\text{CaCO}_3$  (Montaño, 2000)

Mineral	Contenido $\text{CaCO}_3$ (%)
Caliza de alto porcentaje	96-100
Caliza margosa	90-96
Marga calcárea	75-90
Marga	40-75
Marga arcillosa	10-40
Arcilla margosa	4-10
Arcilla	0-4

Tabla 1.3 Proporción de los distintos componentes del cemento en varios minerales (Montaño, 2000)

Componente (%)	Caliza 1	Caliza 2	Caliza 3	Caliza 4	Marga 1	Marga 2	Marga 3
SiO <sub>2</sub>	37.90	6.75	4.91	42.30	27.98	33.2	21.32
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	5.33	0.71	1.28	4.30	10.87	8.22	4.14
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	2.67	1.47	0.66	1.36	3.08	4.9	1.64
CaO	52.46	49.8	51.55	51.30	30.12	27.3	39.32
MgO	1.23	1.48	0.63	0.30	1.95	1.02	0.75
H <sub>2</sub> O	0.18	Indicios	Indicios	0.16	0.2	0.12	0.06
K <sub>2</sub> O	0.22	Indicios	Indicios	0.28	0.33	0.18	0.08
Na <sub>2</sub> O	0.01	1.1	0.21	0.00	0.7	0.37	

Arcillas. La corteza terrestre es una cáscara que rodea nuestro planeta y tiene unos 12 km de profundidad. Está constituida principalmente de sílice u óxido de silicio en un 75 %, de alúmina u óxido de aluminio en un 16 %, de cal en un 4 % y de óxidos de hierro en un 1.5 %. Aún cuando la proporción varía de un punto a otro de la Tierra, es evidente que casi en cualquier parte vamos a encontrar minerales que contengan sílice junto con cal, alúmina y fierro. Estos materiales se conocen como arcillas.

La segunda materia prima más importante para la fabricación de cemento es la arcilla. Las arcillas, en esencia, son productos de meteorización de silicatos de los metales alcalinos y alcalinotérreos, en particular de los feldespatos y micas. La parte principal de las arcillas está formada por hidrosilicatos de alúmina. Las arcillas se clasifican en dos grupos el caolín y el de montmorillonita. La composición química de las arcillas varía desde aquellas que se aproximan a los minerales puros de la arcilla hasta los que contienen agregados de hidróxido de hierro, sulfuro de hierro, arena, carbonato de calcio, etc. El hidróxido de hierro es el componente colorante más frecuente de las arcillas. Con el paso del tiempo se encontró que la reacción total de la caliza con la arcilla produce cuatro compuestos principales, que se encuentra en el clínker, y que cada uno de ellos produce un efecto diferente. Al conocerse el comportamiento de cada componente del clínker, se empezaron a fabricar diferentes tipos de cemento según el uso para el cual se les requería (Montaño, 2000). La planta de producción de cemento donde es almacenada hasta su homogenización y preparación.

Materiales correctivos como la bauxita, mineral de hierro o arena, pueden requerirse para adecuar la composición química del crudo de acuerdo a las necesidades del proceso y del producto obtenido. La cantidad de dichos materiales correctivos es muy pequeña comparada con los materiales principales (CEMBUREAU, 1999). Dependiendo de la composición y la disponibilidad, se pueden adicionar algunos componentes al crudo. Los cuales son conocidos como materiales secundarios. Como cenizas volátiles de carbón de las plantas de potencia, escoria de acero, arenas de fundición, lodos de cal y muchos más.

### 1.2.2 Combustibles

Los principales combustibles en la industria del cemento son el carbón, combustóleo, coque de petróleo y en menor grado el gas natural. Los combustibles alternativos derivados de recursos

industriales, tales como llantas, aceites de desecho, plásticos, solventes y muchos más, son comúnmente utilizados en la industria del cemento hoy en día.

Los componentes químicos de las cenizas de los combustibles sólidos se combinan con el crudo y por consiguiente son parte del clínker producido. Por lo tanto la composición química de dichas cenizas se debe considerar en las proporciones del crudo. Al igual que las cenizas, la cantidad de metales contenidos en los combustibles debe tomarse en consideración sobre la composición del crudo. Exceptuando algunos compuestos volátiles como el mercurio, talio y cadmio. Estos elementos se capturan en un filtro a la salida del horno (CEMBUREAU, 1999).

La naturaleza física de los combustibles utilizados en la producción de cemento: Sólidos, líquidos y gaseosos, es determinante para el diseño de los tanques de almacenamiento, su preparación y el sistema de quemado, tanto para los combustibles fósiles como para los alternativos. La entrada de combustible tiene que ser en una forma que permita la medición uniforme y fiable así como de combustión fácil y completa. Este es usualmente el caso de los combustibles sólidos pulverizados, líquidos y gaseosos.

Carbón y coque de petróleo. Se muele hasta una finura similar a la harina de crudo en los molinos de carbón (molino de tubo, molinos de rodillos verticales o molinos de impacto). Por razones de seguridad, sistema de preparación completo se diseña con protección contra incendio o explosión. El combustible pulverizado puede ser alimentado directamente al calcinador (sin almacenamiento intermedio o sistema de medición) o, lo que es común hoy en día, es almacenar el carbón fino en silos con los adecuados sistemas de medición y alimentación.

Combustóleo. Se almacena en grandes tanques en sitio. Su manejo se facilita cuando se calienta a una temperatura cercana a los 80 °C. La medición y la combustión se facilitan aumentando su temperatura a alrededor de los 120-140 °C, resultando en una reducción de su viscosidad.

Gas natural. Se entrega mediante sistemas nacionales o internacionales sin sistemas de almacenamiento en sitio. Antes de la combustión en el horno, la presión del gas se reduce a la presión de trabajo del sistema en las estaciones de transferencia de gas, donde las debidas mediciones del gas también tienen lugar.

Combustibles alternativos. Originados a partir de recursos industriales pueden requerir un tratamiento específico. Los gases, líquidos y sólidos pulverizados pueden alimentarse, tal como los de origen fósil, mencionados anteriormente. Los materiales que han sido triturados o incluso los de gran volumen se pueden alimentar a la sección del precalentador/precalcinador o, raramente, a la sección media del horno. Por razones del proceso, la contribución de los combustibles voluminosos al consumo total de calor se limita en un 15 a 30 % dependiendo del sistema del horno. Los combustibles alternativos son preparados y mezclados fuera de la planta frecuentemente, por compañías especializadas, en instalaciones diseñadas específicamente para ese propósito. La planta de cemento solo se encarga del equipamiento del sistema de almacenamiento y alimentación en sitio. Las plantas para los combustibles alternativos son diseñadas como "Plantas multi-objetivo", con el fin de manejar distintos tipos de desechos (CEMBUREAU, 1999).

### **1.2.3 Procesos para la producción de CPO**

Históricamente el desarrollo del proceso de producción de clínker se caracterizó por el cambio del sistema húmedo al sistema en seco con los pasos intermedios de semi-húmedo y semi-seco. El primer horno rotatorio, introducido alrededor de 1895, fue muy grande y para el proceso húmedo.

Los hornos húmedos permiten un mejor manejo y una mejor homogeneización de la materia prima, especialmente en los casos en que la materia prima está húmeda y pegajosa o presenta grandes fluctuaciones en su composición química de los componentes individuales en la mezcla. Con la tecnología moderna más avanzada, es posible preparar una mezcla homogénea utilizando el proceso seco. La principal ventaja del proceso en seco sobre el tradicional proceso húmedo es el mucho menor consumo de combustible y así el menor costo del mismo. Hoy en día la selección del sistema húmedo es factible solo bajo específicas condiciones de las materias primas y del proceso.

Los cuatro principales procesos para la producción de cemento son:

Proceso en seco. El crudo seco es alimentado a un precalentador ciclónico o a un horno con precalcinador, en algunos casos, a un largo horno con una cadena interna de precalentamiento.

Proceso semi-seco. El crudo seco se peletiza con agua y se alimenta a un precalentador antes de ir al horno rotatorio o en algunos casos, a un horno largo equipado con precalentador cruzado.

Proceso semi-húmedo. La suspensión de crudo primero se pasa por un filtro prensa para disminuir su contenido de humedad. La torta resultante es entonces:

- Extruida en pelets y después alimentada a un precalentador de parrillas
- Alimentada directamente a un filtro de secado de torta para la obtención del crudo, antes de ser alimentado al horno precalentador/precalcinador.

Proceso húmedo. La suspensión cruda se alimenta directamente a un horno rotatorio largo equipado con un sistema de secado/precalentamiento (proceso húmedo convencional) o primero a un secador y luego a un horno con sistema precalentador/precalcinador (proceso moderno). Las condiciones de operación de los distintos procesos descritos se muestran en la Tabla 1.4. Y serán descritos más ampliamente enseguida.

#### **1.2.3.1 Proceso en seco**

Para los sistemas seco y semi-seco, el crudo se prepara moliendo y secando todos los componentes en molinos de tubos o verticales de rodillos, haciendo uso de los gases calientes de combustión que salen del horno o del aire caliente que sale del enfriador para el secado. Antes de alimentar el crudo al horno, el crudo es homogeneizado o mezclado en un silo de homogeneización (como se puede ver en la Figura 1.1).

En hornos de precalentadores suspendidos, el crudo se alimenta desde la parte alta de la serie de ciclones bajando por cada uno a contra corriente con el flujo de gases de combustión que salen del horno rotatorio, teniendo contacto directo y un eficiente intercambio de calor entre las partículas sólidas y el gas caliente. Así entonces los ciclones sirven como separadores entre sólido-gas.

Antes de entrar al horno rotatorio, el crudo se calienta hasta una temperatura de aproximadamente 810-830 °C, donde la calcinación presenta un avance del 30 %. Los gases de combustión abandonan el precalcinador a una temperatura de 300-360°C y se pueden utilizar para el secado del crudo en el molino de crudo. Los hornos con precalentador de cuatro etapas son susceptibles a obstrucciones e incrustaciones causadas por la excesiva entrada de elementos como sulfuros, cloruros o álcalis los cuales se volatilizan muy fácilmente en el horno. Ello se debe controlar cuidadosamente. La excesiva entrada de estos elementos puede requerir la instalación de un sistema que permita que parte de los gases del horno rotatorio se desvíen del precalentador. Así entonces parte de los compuestos volátiles serán extraídos con los gases desviados. Los hornos con precalentadores modernos en suspensión usualmente tienen ciclones de 4 etapas con una capacidad máxima de 4000 toneladas/día. En algunos casos, precalentadores ciclónicos de dos etapas o una etapa tienen una cadena interna de intercambiadores de calor.

Se puede incrementar la capacidad con los sistemas horno-precalcinador con un segundo dispositivo de combustión entre el horno rotatorio y el precalentador. En el precalcinador, arriba del 60 % del combustible total, del sistema completo, es quemado. Con una temperatura de aproximadamente 880 °C, la mezcla se ha calcinado en un 90 %, cuando entra al horno rotatorio.

El sistema horno-precalentador de 5 a 6 etapas-precalcinador se considera la tecnología estándar para las nuevas plantas de hoy en día. En algunos casos el crudo se alimenta directamente a un horno rotatorio largo sin precalentador externo. Un sistema de cadenas internas hace posible el intercambio de calor entre los gases provenientes de la zona caliente del horno y el crudo alimentado. Esta clase de hornos presentan alto consumo de energía y se requieren ciclones para la separación de los polvos.

#### *1.2.3.2 Proceso semi-seco*

En el proceso semi-seco, el crudo seco se granula con un 10-12 % de contenido de agua en una tabla rotatoria inclinada (disco para granular) y se alimenta al precalentador de parrillas antes de entrar al horno (Sistema Lepol). El material granulado es secado, precalentado y parte precalcinado en dos cámaras de parrillas haciendo uso de los gases de combustión provenientes del horno rotatorio (ver Figura 1.2). Un alto grado de calcinación se alcanza al quemar parte del combustible en la cámara del sistema de parrillas del precalentador. Los gases calientes provenientes del horno primero pasan a través de una fase de pelets precalentados en la cámara caliente. Después del sistema intermedio de ciclones eliminadores de polvo, los gases se hacen pasar otra vez a través de la masa de pelets en la cámara de las parrillas de secado. Dado que bastantes de los polvos son precipitados en la cama de pelets, la salida total de polvos en los gases de salida es muy baja (CEMBUREAU, 1999).

Los inconvenientes de este sistema son que los gases no se pueden utilizar para el secado del crudo debido a la baja temperatura de los gases y que los costos de mantenimiento de los precalentadores de parrillas son altos. Las instalaciones modernas raramente utilizan este sistema.

Tabla 1.4 Condiciones de operación para los cuatro tipos de procesamiento del cemento (CEMBUREAU, 1999).

Tipo de proceso		Seco			Semi-seco		Semi-húmedo		Húmedo	
Tipo de horno Lepol= _Horno- precalentador de parrillas SP= Precalentador ciclónico PC= Precalentador ciclónico/Horno precalcinador		Largo 1 etapa SP 2 etapas SP	4 etapas SP	4 a 6 etapas PC	Largo	Lepol	Lepol (3 camaras)	3 y 4 etapas SP y PC con secador	Largo	2 etapas PC con secador
	Características del horno	Alimentación	Crudo seco			Crudo peletizado		Torta filtrada	Suspensión	
	Contenido de humedad (%)	0.5-1.0			10-12		16-21	28-43		
	Dispositivos de intercambio de calor	Cadenas y precalentadores ciclónicos	Precalentador ciclónico	Precalentador ciclónico	Cruza	Precalentador de parrillas	Precalentador de parrillas	Precalentador ciclónico	Cadenas y cruza	Precalentador ciclónico
	Capacidad del horno (t/día)	300-2800	300-4000	2000-10000	300-1500	300-2000	300-3000	2000-5000	300-3600	2000-5000
	Consumo específico de calor (GJ/t)	3.6-4.5	3.1-3.5	3.0-3.2	3.5-3.9	3.2-3.6	3.6-4.5	3.4-3.6	5.0-7.5	4.5-5.0
Características de los gases de combustión	Cantidad de gases de combustión específica en la chimenea (Nm <sup>3</sup> /(kg clínker seco))	1.7-2.0	1.8-2.0/2.2-2.4	1.8-1.9/2.1-2.2	1.7-1.8	1.9-2.1	3.4-4.0	2.1-2.3	2.2-3.2	2.1-2.3

Continuación Tabla 1.4

Contenido de O <sub>2</sub> en los gases de chimenea (% vol)	4-5/	8-9/9-11	8-9/9-11	4-5/	6-10/	12-14/	8-10/	4-5/	5-6/
Temperatura de entrada del filtro (°C)	150	150/100	150/100	200	100	100	120-150	180-220	120-150
Punto de rocío (°C)	45-65			50-60		55-65		70-80	

### 1.2.3.3 Proceso semi-húmedo

En este sistema la suspensión de crudo se deshidrata por medio de un filtro prensa. Típicamente, los sistemas modernos de cámaras producen tortas filtradas con un contenido de humedad de 16-21 %. En el pasado, las tortas se hacían pasar posteriormente por un extractor para formar gránulos los cuales eran alimentados al sistema precalentador de parrillas-horno de tres cámaras. Con las plantas modernas de cemento, la filtración de la suspensión se aplica solo donde la materia prima presenta un contenido de humedad natural muy alto, por ejemplo la tiza. La torta filtrada se mantiene en contenedores de almacenamiento intermedio antes de ser alimentados a los moledores calientes o secadores donde se produce un crudo seco, el cual es alimentado a un sistema moderno de precalentador-precaldinador-horno (ver Figura 1.3).

### 1.2.3.4 Proceso húmedo

Los hornos del proceso húmedo convencional son los tipos más viejos de hornos rotatorios para la producción de clínker. La suspensión de crudo alimentada al horno típicamente contiene de 28 a 43 % de agua, se alimenta al molino de crudo. Un sistema por lotes de mezclado y homogeneización se alcanza con silos de suspensión o tanques para la suspensión, donde se introduce aire comprimido y la suspensión continuamente se agita. La suspensión se bombea al horno rotatorio donde el agua se evapora en la zona de secado dentro del horno (ver Figura 1.4). La zona de secado es diseñada con un sistema de cadenas cruzadas con el fin de facilitar el intercambio de calor entre el crudo y los gases de combustión. Después de pasar la zona de secado, el crudo va hacia la zona de calcinación antes de pasar a la zona de sinterización. El sistema convencional húmedo presenta un alto consumo de calor y produce grandes volúmenes de gases de combustión y vapor de agua. Los hornos llegan a medir hasta 240 m de largo, demasiado en comparación con los hornos del sistema en seco que llegan a medir entre 55 a 65 m (sin contar la sección del precalentador), (CEMBUREAU, 1999).

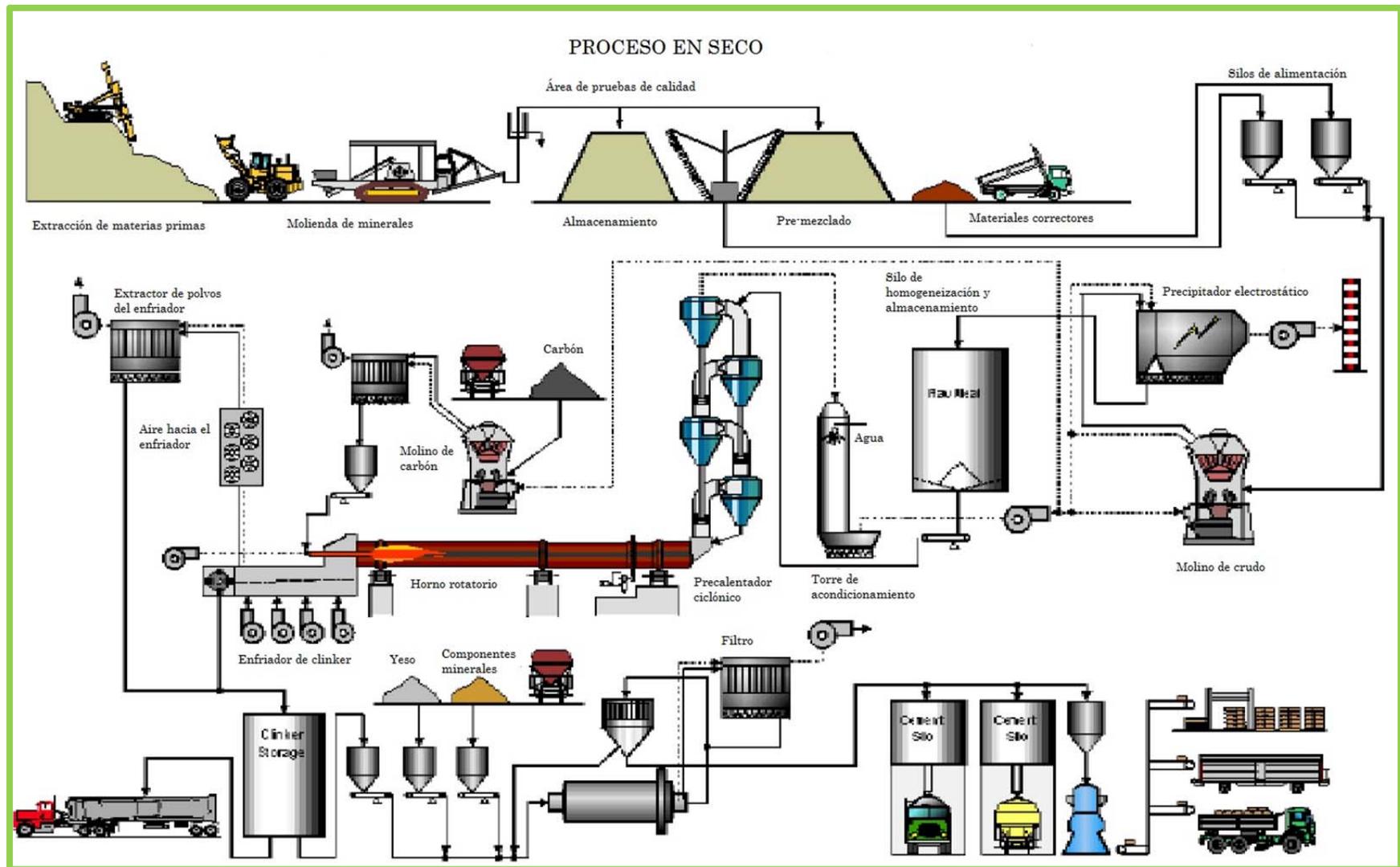


Fig. 1.1 Diagrama del proceso de producción de cemento vía seca (CEMBUREAU, 1999).

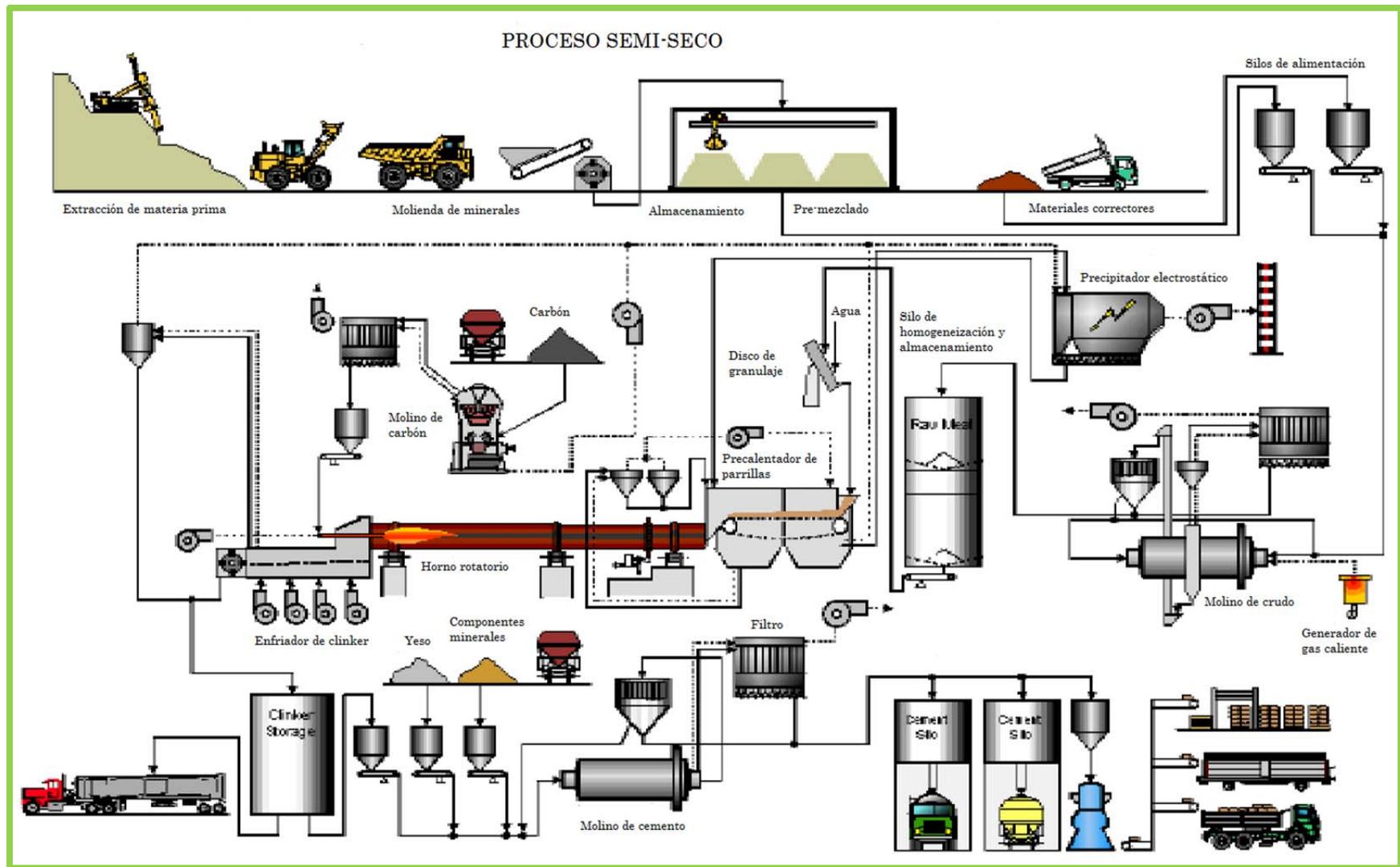


Fig. 1.2 Diagrama del proceso de producción de cemento vía semi-seca (CEMBUREAU, 1999).

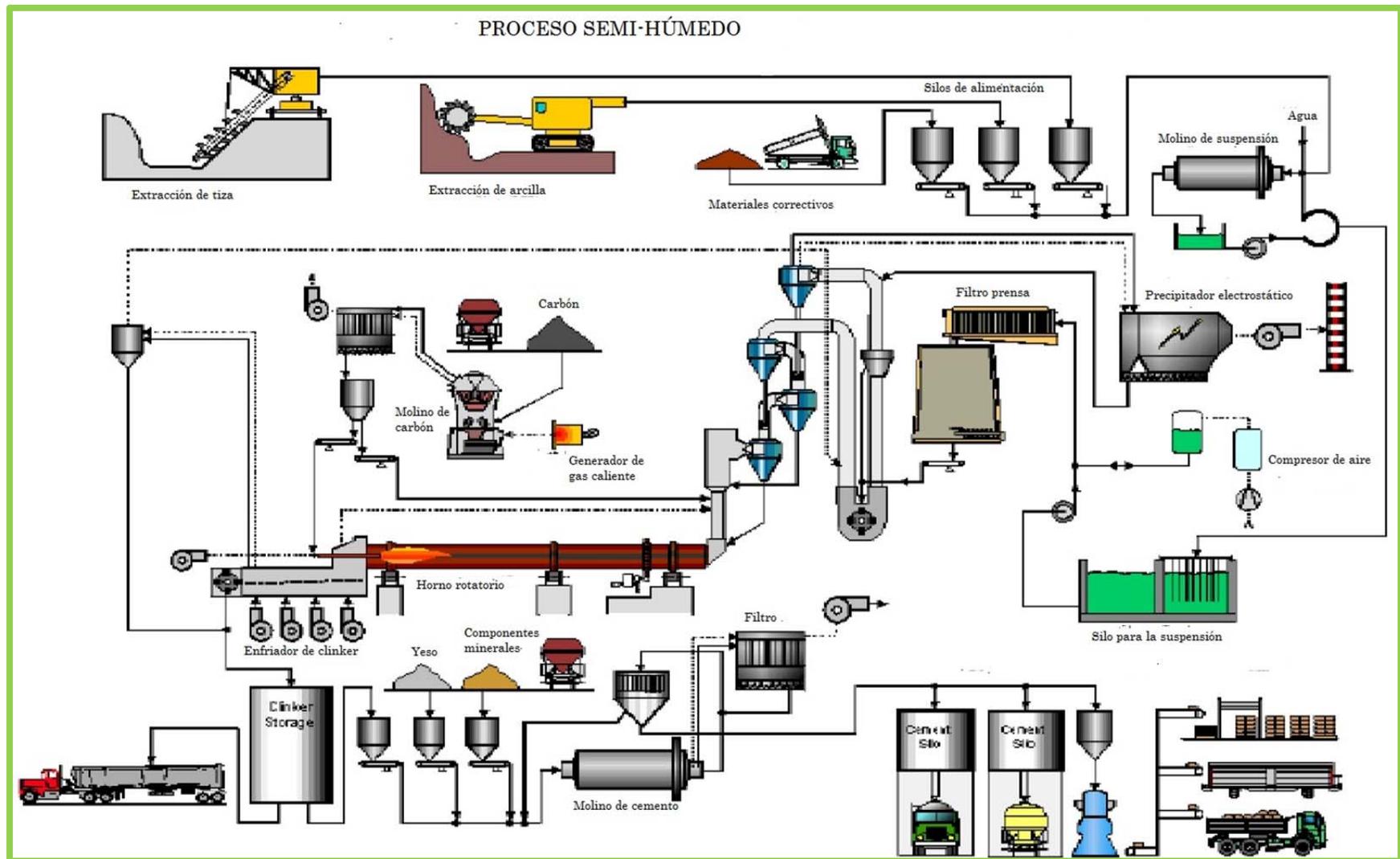


Fig. 1.3 Diagrama del proceso de producción de cemento vía semi-húmeda (CEMBUREAU, 1999).

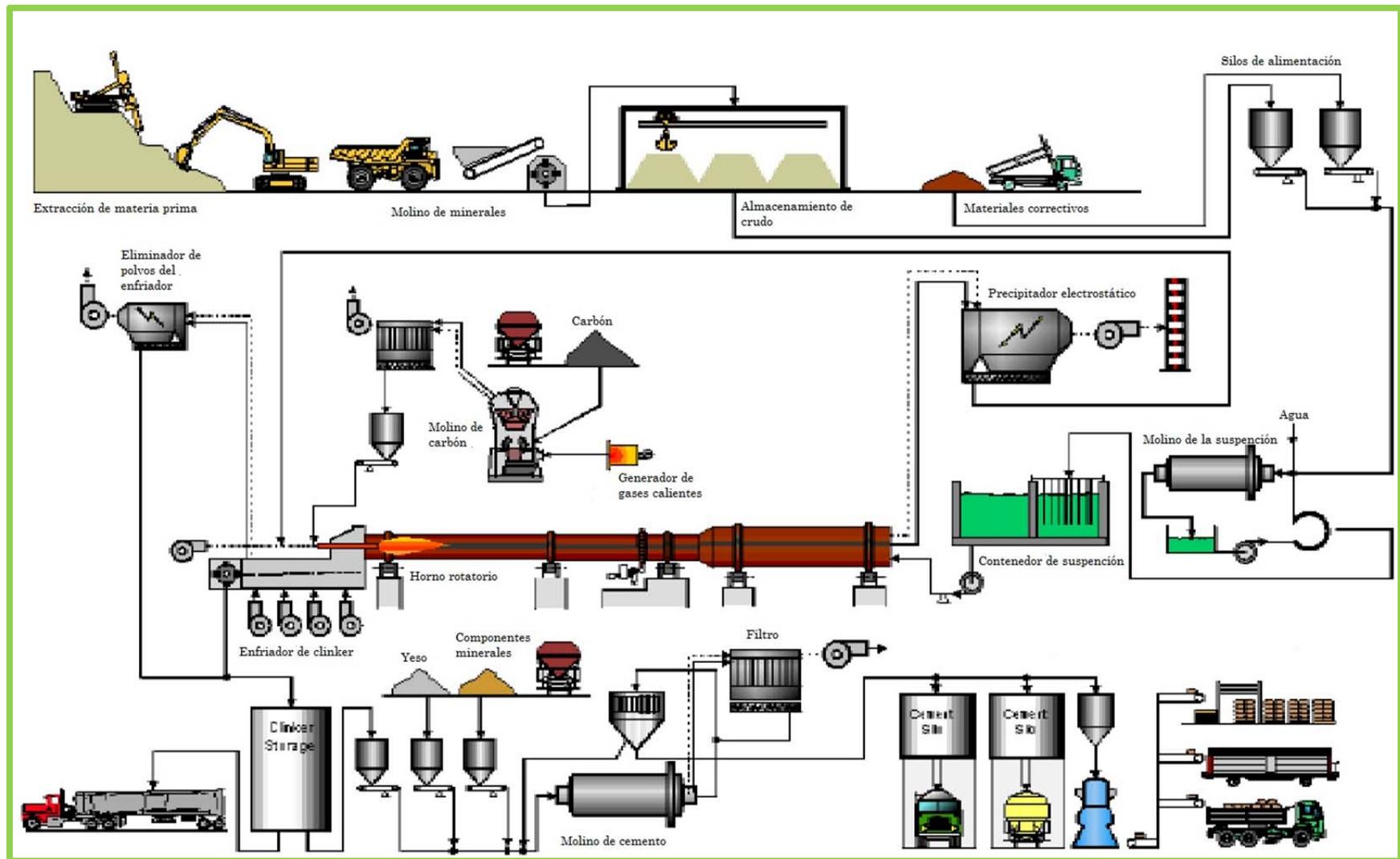
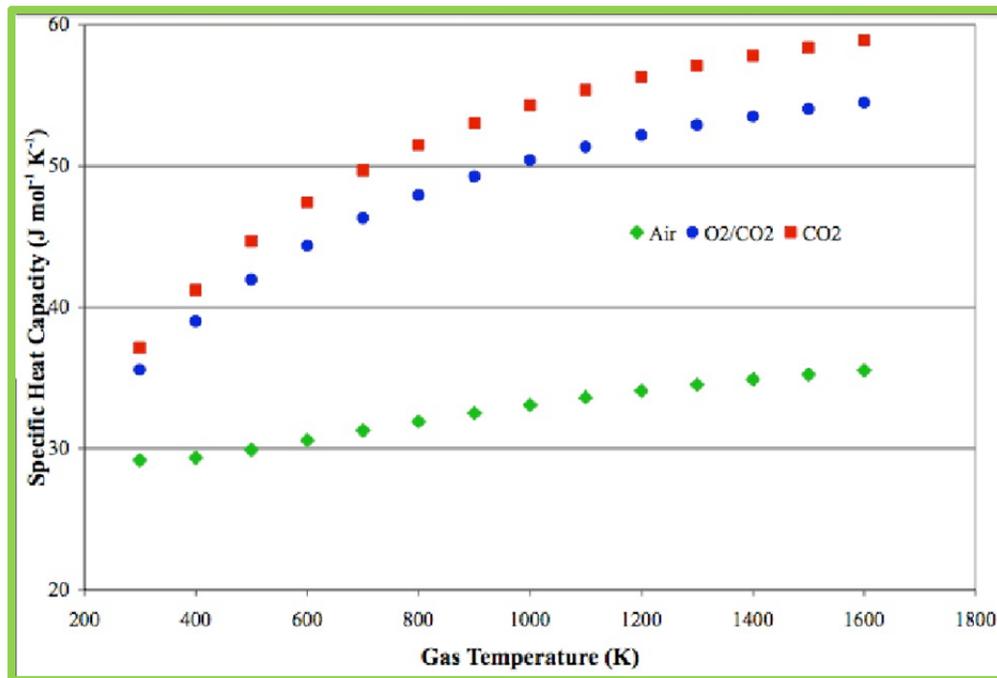


Fig. 1.4 Diagrama del proceso de producción de cemento vía húmeda (CEMBUREAU, 1999).

## Enfriador de clínker

La función del enfriador es bajar la temperatura del clínker caliente que sale del horno a una temperatura de aproximadamente 1200 °C a una temperatura de aproximadamente 200 °C. Una función secundaria es la recuperación de calor a partir del proceso de enfriamiento y transferirlo al horno alimentando el aire caliente como corrientes terciaria y/o secundaria. Normalmente el aire ambiente (a 20 °C) entra en el enfriador por debajo del lecho de clínker y es soplado hacia arriba a través del lecho antes de entrar en el horno. El diseño horno REO usa el CO<sub>2</sub> de los gases de escape para el enfriamiento del clínker, diferente al uso del aire en los sistemas convencionales. Los gases de escape que dejan el precalentador tienen una temperatura (arriba de 250 °C) mucho más alta que el aire ambiental y puede parecer no ser la mejor opción para remover el calor del clínker. En adición, el CO<sub>2</sub> tiene una capacidad calorífica diferente del aire. Pero hay que recordar que la capacidad calorífica del gas es la medida de cuanta energía puede ser absorbida por unidad de masa para aumentar su temperatura un grado de temperatura. La capacidad calorífica específica, a presión constante, para la mezcla de gases en la producción de cemento y especialmente con la implementación del sistema horno REO se presenta en la Gráfica 1.1 En ella se puede ver que la capacidad calorífica del CO<sub>2</sub> es más alta que la del aire.



Gráfica 1.1 Capacidad calorífica del CO<sub>2</sub> y aire (Buhre y col., 2005)

Además, la capacidad calorífica del CO<sub>2</sub> se incrementa más rápido que la del aire. El efecto neto es que el CO<sub>2</sub> absorberá mayor cantidad de calor que el aire a la misma temperatura. Se estimó que podría absorber un 42 % más energía con una composición 20 % O<sub>2</sub>- 80 % CO<sub>2</sub> y un 52 % más si se usa solo CO<sub>2</sub> utilizando una temperatura base de 625 °C. El aire entra al enfriador a una temperatura de 20 °C mientras el CO<sub>2</sub> proveniente del precalcinador puede entrar a una bastante

más elevada temperatura. La temperatura máxima a la cual debe entrar la mezcla  $\text{CO}_2/\text{O}_2$  al enfriador es de 220 °C y 250 °C cuando se alimenta  $\text{CO}_2$  puro.

### *1.2.5 Química de la producción de CPO*

#### **1.2.5.1 Fabricación de clínker**

El clínker consiste principalmente de  $\text{CaO}$ ,  $\text{SiO}_2$ ,  $\text{Al}_2\text{O}_3$  y  $\text{Fe}_2\text{O}_3$ , formando estos más del 95% del total. Los componentes de menor importancia, que forman menos del 3%, son usualmente  $\text{MgO}$ ,  $\text{TiO}_2$ ,  $\text{P}_2\text{O}_5$  y álcalis. En el clínker, no se presentan como óxidos individuales, sino existen como compuestos formados por dos o más óxidos. Las fases minerales son muy finas, generalmente de 30-60  $\mu\text{m}$  y consiste principalmente de alita, belita, aluminato de calcio y aluminoferrita.

A grandes rasgos el clínker es fabricado en un horno rotatorio por la acción de calentar a elevadas temperaturas material calcáreo, normalmente  $\text{CaCO}_3$  con cantidades mínimas de arcillas, compuestas principalmente de alúmina y sílice. Siendo necesario agregar proporciones de componentes correctivos como bauxita, arena y mineral de hierro en su composición. También pueden ser empleadas en algunos casos calizas y margas ya que estas poseen composiciones parecidas. La génesis del clínker de cemento portland, se asemeja a un proceso geológico de metamorfismo de alto grado, de sedimentos calcáreos y arcillosos íntimamente mezclados, con reacciones en estado sólido y semifundido de la masa, dando origen a nuevos minerales (Czernin, 1980).

Mineralógicamente hablando, los gránulos de clínker están formados por una masa de cristales microscópicos encapsulados en una masa vítrea. La observación con microscopio mineralógico de superficies pulidas de clínker con luz reflejada, atacando la superficie con los reactivos apropiados, nos permite diferenciar los componentes formados en grandes cristales bien definidos, en el seno de la masa intersticial.

El silicato tricálcico puro conocido como Alita no se encuentra como tal en el clínker ( $\text{Ca}_3\text{SiO}_2$ ), esta fase es cuantitativamente el constituyente más importante; está presente entre 50-70% en el clínker normal, este incluye otros óxidos ajenos a su composición, como por ejemplo, hasta 2 % en masa de  $\text{MgO}$ , junto con  $\text{Al}_2\text{O}_3$ ,  $\text{Fe}_2\text{O}_3$ ,  $\text{TiO}_2$  y otros. Las cantidades de estos óxidos presentes en el silicato tricálcico dependen particularmente de la composición del clínker, de la temperatura de cocción y del proceso de enfriamiento, la inclusión de Ca o Si dentro del retículo, modifica su composición y en ocasiones su estructura cristalina. Son cristales de aproximadamente 50  $\mu\text{m}$ , en secciones prismáticas, con contornos rectangulares o hexagonales. Al reaccionar con el agua se convierte en silicato de calcio hidratado conocido como gel de tobermorita y en hidróxido de calcio.

El silicato dicálcico ( $\text{Ca}_2\text{SiO}_4$ ), conocido como Belita tampoco se encuentra puro en el clínker, ya que así mismo contiene otros óxidos incorporados constituye un 15-30%; presenta un polimorfismo denominado Alfa prima, Beta y Gamma. En el clínker se encuentra la forma Beta de la belita por la inclusión de iones extraños en la red cristalina. La forma alfa que es estable a 1420

°C, se transforma en beta durante el proceso de enfriamiento dentro del horno. Los cristales son de aproximadamente 30 μm, de forma redondeada, a veces dispersos y otras agrupados en zonas. Al hidratarse se convierte en gel de tobermorita y en hidróxido de calcio que a diferencia del silicato tricálcico se produce menos. La Belita secundaria, que aparece marginando los cristales de alita cuando la descomposición es suficientemente intensa, adoptando una forma ameboide.

La Celita, que constituye la materia intersticial, se diferencia en: clara, que está homologada como el ferroaluminato tetracálcico, y oscura, que está homologada como el aluminato tricálcico. El aluminato tricálcico (Ca<sub>3</sub>Al<sub>2</sub>O<sub>6</sub>) constituye entre un 5-10% del clínker, y puede ser modificado substancialmente en composición y algunas ocasiones también en estructura, por sustituciones iónicas. El C<sub>3</sub>A con etringita y agua se convierte en monosulfato.

El Ferroaluminato tetracálcico (Ca<sub>2</sub>AlFeO<sub>5</sub>) compone el 5-15% del clínker; y es substancialmente modificado en composición por la variación en la relación Al/Fe y sustitución iónica. Existen además mezclas eutécticas estables y semejantes a sustancias o compuestos puros. Para formar esos componentes minerales tiene que estar disponible suficiente cal en la materia prima; sin embargo, cuando el límite del contenido máximo de la cal se excede, la cal libre permanece de manera inevitable en el clínker.

Los parámetros basados en la composición de los óxidos son muy útiles en la descripción de las características de clínker. Los siguientes parámetros son ampliamente utilizados, las fórmulas químicas representan porcentajes en peso (Czernin, 1980).

**Factor de saturación de cal (LSF)**

Es un parámetro importante, es una relación de CaO con respecto a los otros tres óxidos principales, esto aplicado al clínker, puede ser estimado a través de la fórmula:

$$LSF = \frac{CaO}{2.8 \cdot SiO_2 + 1.18 \cdot Al_2O_3 + 0.65 \cdot Fe_2O_3} \dots\dots\dots(1.1)$$

Donde los porcentajes de CaO, SiO<sub>2</sub>, Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> y Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub> son considerados, respectivos al peso de la materia prima. A menudo, esto se conoce como un porcentaje y, por tanto, es multiplicado por 100. El factor de saturación de cal (LSF) controla la proporción de alita a belita en el clínker. Valores típicos son de 0.92-0.98. Los valores por encima de 1.0 indican que cal libre es probable que se presente en el clínker. Con un LSF = 1.0 la cal libre debería haberse combinado con belita para formar alita. Si el LSF es superior a 1.0, el excedente de cal no tendrá con que reaccionar y se mantendrá como cal libre. En la práctica, la mezcla de materias primas nunca es perfecta y siempre hay regiones dentro del clínker donde el LSF a nivel local es un poco elevado, o un poco menor. Esto significa que hay casi siempre un residuo de cal libre, incluso cuando el LSF está considerablemente por debajo de 1.0. También significa que para convertir casi toda la belita a alita, es necesario un LSF ligeramente por encima de 1.0.

### Factor de Sílice (SF)

La proporción de sílice se define como:

$$SF = \frac{SiO_2}{Al_2O_3 + Fe_2O_3} \dots\dots\dots(1.2)$$

El factor de sílice es la relación entre porcentaje en peso del sílice y la suma del alúmina y óxido férrico, es generalmente del orden de 2.5. Un valor elevado del factor de sílice significa que serán formadas fases ( $C_2S$  y  $C_3S$ ) sólidas y menos líquido ( $C_3A$  y  $C_4AF$ ) en el clínker durante su fabricación. En este caso, la materia prima cruda será más difícil de clínkerizar. Por otra parte, en una relación baja de sílice, más líquido se formará sacrificando la resistencia de las fases sólidas (Wei y col., 1990).

### Factor Alúmina (AF)

Este determina la proporción de aluminatos y ferrita en el clínker. Un aumento de este factor (también escrito como A/F) significa que habrá proporcionalmente más aluminatos y menos ferrita en el clínker. En el clínker de Cemento Portland ordinario, este factor se encuentra por lo general entre 1 y 4. Este valor da una idea con respecto a la viscosidad del líquido formado durante la producción del clínker.

### Reacciones dentro del horno rotatorio

Las reacciones que ocurren dentro del horno rotatorio para cemento se presentan en la Figura 1.5 se pueden considerar en tres apartados de acuerdo al perfil de temperaturas del horno.

#### a) Descomposición de las materias primas a 1300°C

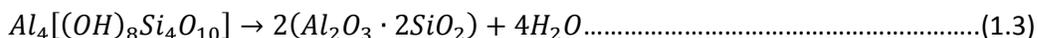
Esto incluye:

- 1.- La evaporación de agua en la alimentación, si existiera.
- 2.- Pérdida de dióxido de carbono de la caliza (calcinación).
- 3.- Descomposición de arcillas y aluminosilicatos existentes en la alimentación.
- 4.- Formación de una fase fundida compuesta de sulfatos.

En el diagrama de la Figura 1.5 se observa la materia prima, alimentada en este caso: calcita ( $CaCO_3$ ), minerales de arcilla, cuarzo y óxido de hierro ( $Fe_2O_3$ ).

El agua libre (no combinada) presente como humedad en el crudo o añadida al mismo, por ejemplo en el proceso de granulación, se desprende en un intervalo de temperaturas que alcanza hasta unos 200 °C (Duda, 1977).

A temperaturas comprendidas entre 100 y 400 °C aproximadamente, los minerales de la arcilla ceden su agua absorbida, incluida el agua inter-laminar. A temperaturas superiores, entre los 400 y los 750 °C, y dependiendo de los tipos de minerales arcillosos presentes en la materia prima, se desprende también el agua combinada químicamente en forma de grupos hidroxilo (deshidratación), como sucede, por ejemplo, en la deshidratación de la caolinita:



Donde:

$Al_4[(OH)_8Si_4O_{10}]$ : Caolinita

$Al_2O_3 \cdot 2SiO_2$ : Metacaolinita

La metacaolinita se descompone parcialmente a las temperaturas señaladas, y más a medida que aumenta la temperatura (hasta los 900 °C), dando lugar a mezclas de óxidos reactivos según la reacción siguiente:



En un horno con este tipo de proceso, la calcinación se realiza una vez que el agua ha sido totalmente eliminada, esto ocurre en una tercera parte del horno. En hornos modernos, la alimentación es calcinada antes de entrar en este. Se espera que la remoción del agua suceda hasta una temperatura de 100 °C. De 575 °C a 890 °C, empieza la disociación del carbonato de calcio (reacción endotérmica) acompañada de reacciones en estado sólido con los componentes restantes de la mezcla, llevando a la formación de belita (reacción exotérmica). El carbonato de calcio (CaCO<sub>3</sub>) sedescompone a la temperatura teóricamente de 896 °C o arriba de dicho valor, de acuerdo con la siguiente reacción:



Esta reacción se denomina descarbonatación o calcinación. La temperatura de 896 °C sólo se refiere al carbonato cálcico puro; al aumentar la proporción de impurezas o adiciones, la disociación se desplaza hacia temperaturas más bajas. En la práctica, la disociación comienza ya entre 550 y 600 °C (Labahn, 1985). Ello es debido a procesos químicos entre el CaO que se forma y las adiciones de SiO<sub>2</sub>, Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> y Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, por las cuales se originan compuestos como:

$CaO \cdot Al_2O_3$ ,  $12CaO \cdot 7Al_2O_3$ ,  $CaO \cdot SiO_2$ , entre otros.

El contenido de cal libre (CaO) es, por lo tanto escaso por debajo de los 800 °C, pero aumenta a medida en que aumenta la temperatura.

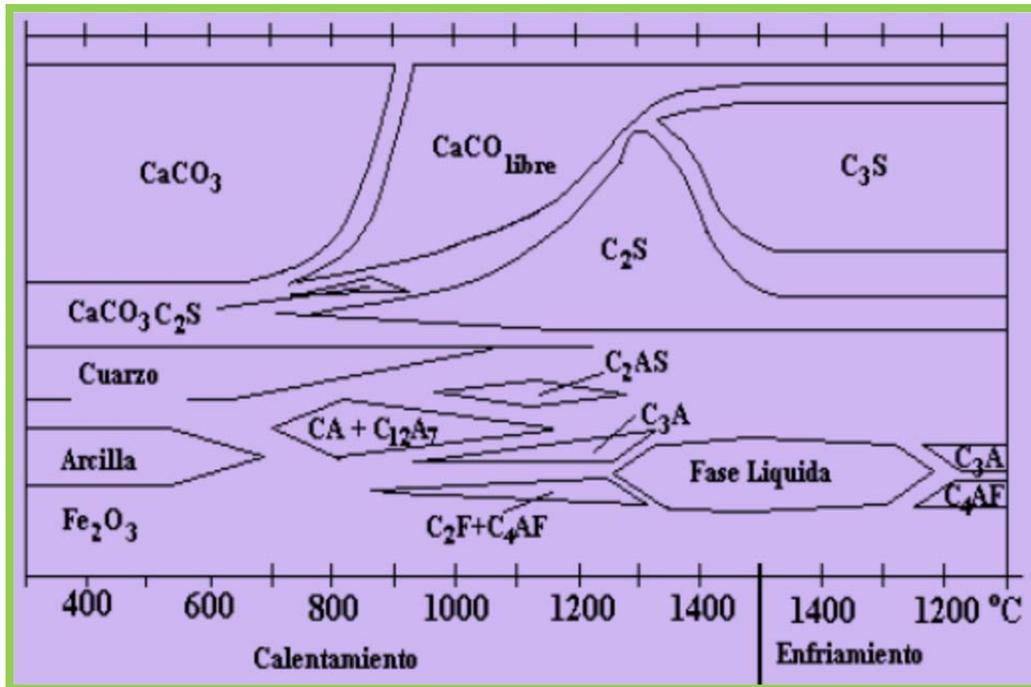


Fig. 1.5 Reacciones de calcinación y sinterización de acuerdo a la temperatura (Wei y col., 1990)

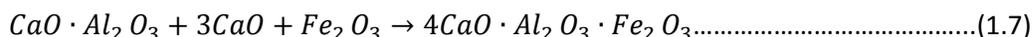
En la etapa de calcinación sucede la descarbonatación de carbonato de calcio y tiene lugar a 894 °C. Esta temperatura se reduce a 500 °C-600 °C, si la reacción se lleva a cabo en contacto con el cuarzo o los productos de descomposición de minerales de arcilla, que reaccionan con el óxido de calcio.

En un proceso húmedo, la mayor parte de la calcinación se lleva a cabo en el horno rotatorio dentro de un movimiento de masas de la alimentación. Esta situación no es ideal para la calcinación por transferencia de calor, porque tiene que tener lugar a través de una gran masa de material y el CO<sub>2</sub> tiende a escapar así como el calor se desplaza en el interior. En el precalcinador se calcina la materia prima más eficientemente que en el horno con proceso por vía húmeda. La materia prima está dispersa en el gas caliente y la calcinación se lleva a cabo en cuestión de segundos, en lugar de media hora más dentro de un horno a la misma temperatura (Wei y col., 1990).

Durante la calcinación, la cal producida comienza a reaccionar con otros componentes de la alimentación o materia prima formando compuestos intermedios. El producto inicial de silicato es belita. También se forman aluminatos de calcio y fase ferrita. Una serie de fases se forman antes de llegar a la zona que quemado. Estos compuestos intermedios en donde intervienen álcalis y óxido de magnesio, se disocian poco después en la zona de la quemado y, por lo tanto, no se encuentran en clínker, sino que sirven para ayudar en la formación de fases. A temperaturas intermedias, los sulfatos de calcio combinados con los álcalis forman una fase líquida. Esto es independiente de los aluminatos de calcio y ferrita que componen el líquido formado en la zona de quemado (los dos líquidos son inmiscibles). Al igual que con la fase líquida principal, la fase

líquida compuesta de sulfatos contribuye a la movilidad de iones y promueve la combinación de compuestos.

Como se indicó anteriormente, a partir de los 550 o 600 °C comienzan a producirse las primeras reacciones entre sólidos, por las cuales se combinan los productos de la descomposición del CaCO<sub>3</sub> con los de la arcilla, formándose primero compuestos de menos contenido en cal. La formación de aluminato tricálcico C<sub>3</sub>A (3CaO·Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>) y de ferroaluminato tetracálcico (4CaO, (Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> · Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub>)), también presentes en el clínker de cemento, comienza aproximadamente a unos 800 °C. Ejemplos de estas reacciones son los siguientes:



Las reacciones entre sólidos transcurren, en general, muy lentamente, pero se pueden acelerar reduciendo el tamaño de las partículas, aumentando la temperatura de cocción o distorsionando las redes cristalinas (Labahn, 1985).

**b) Formación de alita y otras reacciones entre 1300°C-1450°C en la zona de sinterización**

En la zona de quemado, por encima de 1300 °C, el proceso es endotérmico y las reacciones tienen lugar rápidamente. En la zona de quemado la materia prima permanece de 10 a 20 minutos, y en este momento la proporción de la fusión incipiente aumenta y se empiezan a formar nódulos. Las fases intermedias se disocian para formar líquido y belita. La belita libre reacciona con la cal para formar alita, el nivel de óxido de calcio no combinado disminuye rápidamente al aumentar la temperatura hasta alcanzar 1450 °C, aquí los aluminatos de calcio presentes como fase líquida controlan la viscosidad, mientras que algunas fases volátiles se evaporan.

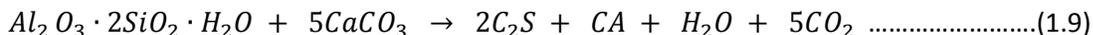
La proporción de líquido comienza a aumentar y cerca de 1450 °C, quizás un 20-30% de la mezcla es líquido. El líquido formado está compuesto de ferrita y aluminatos fundidos, así como algo de belita. El líquido contenido es mayor que la suma de las fases ferrita y aluminato en el enfriamiento del clínker debido a la disolución de cal y sílice. El líquido adicional causa coalescencia de las partículas, llevando a la formación de nódulos. Las fases intermedias se disocian para formar principalmente aluminatos, que se convierten así en parte de los líquidos y belita. La formación de Alita proviene de la transición de belita en alita y también directamente de la reacción de cal y sílice libre. Estas reacciones se producen rápidamente una vez que la temperatura se encuentra por encima de 1400 °C.

Las fases volátiles presentes en el horno de cemento son principalmente los sulfatos alcalinos, con una proporción menor de cloruros alcalinos. Esto proviene en parte por la carga para ser quemada como combustible, estas fases se encuentran en forma líquida y una proporción se volatiliza, el resto pasa a formar parte del clínker como inclusiones dentro de los poros (Wei y col., 1990).

El material volatilizado regresa al horno, donde se condensa en la entrada, en la alimentación relativamente fresca. Una vez más, se convierte en parte de la fase de sulfato líquida, promoviendo las reacciones y es, una vez más, conducido hacia la zona de quemado. De vez en cuando esta recirculación de carga de álcalis y sulfatos puede ser excesivamente elevada. La condensación en grandes cantidades de estos volátiles pueden causar bloqueos en el horno.

En general las reacciones en la cocción del crudo se pueden resumir como sigue (IDAE, 1982):

A partir de 550 °C:



A partir de 1000 °C



A partir de 1200 °C



A partir de 1400 °C



**c) Enfriamiento del clínker**

Del modo que el clínker se enfría, la principal fase líquida que lo compone entre 1200-1260 °C, cristaliza para formar aluminato, fase ferrita y un poco de belita. Si se tiene un rápido enfriamiento de clínker es favorable debido a que hace silicatos hidráulicamente más reactivos y pequeños cristales de ferrita y aluminatos. Un lento enfriamiento llevaría a lo contrario produciendo grandes cristales de ferrita y aluminato que pueden conducir a la irregularidad en cuanto a características del cemento. Un lento enfriamiento permite la descomposición de alita y que se tenga belita secundaria así como cal libre.

En sistemas de fabricación de cemento modernos, el tiempo de permanencia del material en el horno es 30 a 40 minutos, de los cuales la parte principal está en la zona de quemado. La temperatura del material aumenta rápidamente de 850-1300 °C, en el cual se torna en una fusión incipiente, en la zona de quemado, se dan a lugar cambios químicos y físicos del material que

ocurren de manera simultánea. La temperatura exacta de la formación del clínker parcialmente fundido depende de la composición química de la materia prima alimentada (Komatsu y col., 2000).

En ciertos casos, el material fundido se puede formar a temperaturas más bajas que 1250 °C, cuando son adicionadas partículas de cuarzo estos funden a más baja temperatura. El calcio se aglomera alrededor y forma cristales de belita, los cuales se identifican en el clínker como nidos de belita. Los álcalis, sulfatos y cloruros provenientes de la recirculación de los gases de combustión, formarán fases líquidas a menores temperaturas, por lo que es de suma importancia tener un control sobre el contenido y concentración de los volátiles circulantes.

Además, durante el proceso de reacción del horno, la plasticidad de la mezcla semifundida tiene que ser controlada a fin que puedan formarse nódulos de clínker durante la rotación, sin que por ello se adhiera al refractario una mayor cantidad de material del necesario para formar una costra protectora. Cuando la cantidad de fase semilíquida aumenta incontrolablemente, el horno se recubre interiormente con un revestimiento cada vez más grueso que puede llegar a formar anillos obstructores. La cantidad de formación del clínker parcialmente fundido se puede calcular según la fórmula derivada por Lea y Parker (Bogue, 1955), o usando las fórmulas de Dahls, de estas fórmulas la cantidad de clínker se puede calcular mediante la composición química de la mezcla y su temperatura en la zona de quemado. Para que el material forme nódulos una cantidad de líquido tiene que estar presente y es aproximadamente entre el 15 y 25% en peso.

#### *1.2.5.2 Combustión y combustibles*

La combustión se produce en una cámara de combustión; se necesitan otras unidades de control para suministrar y distribuir combustible, suministrar aire de combustión, transferir calor, limpiar y descargar los gases de escape y los residuos de combustión (ceniza, escombros).

Los combustibles sólidos se queman en una base fija o lecho fluidizado o en una mezcla de aire/polvo de combustión. Los combustibles líquidos se suministran a la cámara de combustión junto con el aire de combustión (formando una neblina). Los combustibles gaseosos se mezclan con aire de combustión ya en el quemador. Los gases de escape en plantas de combustión contienen los productos de reacción del combustible y el aire de combustión y sustancias residuales tales como partículas (polvo), óxidos de azufre, óxidos nitrogenados y monóxido de carbono. Cuando se quema carbón, pueden estar presentes en los gases de combustión hidrocarburos y metales pesados además de HCl y HF en la incineración de materiales residuales.

En muchos países, como parte de un programa nacional de protección medioambiental, los gases de escape deben cumplir regulaciones gubernamentales estrictas con relación a los valores límite de los agentes contaminantes tales como el polvo, óxidos de azufre y nitrogenados y monóxido de carbono. Para cumplir estos valores límite las plantas de combustión están equipadas con sistemas de limpieza de gases de combustión tales como scrubbers y filtros de polvo.

**Combustibles sólidos.** Carbón duro, carbón bituminoso, turba, madera, paja, entre otros. Estos contienen carbón (C), hidrógeno (H<sub>2</sub>), oxígeno (O<sub>2</sub>), pequeñas cantidades de azufre (S), nitrógeno

(N<sub>2</sub>), y agua (H<sub>2</sub>O). El mayor problema cuando se manejan estos combustibles es la formación de grandes cantidades de ceniza, partículas y hollín (TESTO, 2007).

**Combustibles líquidos.** Principalmente derivan del petróleo y pueden clasificarse en combustibles ligeros, medianos y pesados. El combustóleo es ampliamente utilizado en plantas de combustión pequeñas.

**Combustibles gaseosos.** Son una mezcla de gases combustibles (CO, H<sub>2</sub> e hidrocarburos) y gases no combustibles. En la actualidad se utiliza muy a menudo el gas natural, que contiene metano (CH<sub>4</sub>) como componente principal.

Es importante conocer la composición del combustible para un proceso de combustión óptimo y económico. Aumentar el porcentaje de componentes de combustible no combustibles (inactivos) reduce tanto el valor calorífico neto como bruto y aumenta la contaminación de las paredes del horno. Incrementar el contenido de agua es aumentar el punto de rocío y consumir parte de la energía generada para evaporar el agua de los gases de combustión. El azufre contenido en el combustible se quema/oxida a SO<sub>2</sub>, y SO<sub>3</sub>, el cual, a temperaturas inferiores al punto de rocío, puede provocar la formación de ácidos sulfúricos y sulfurosos agresivos.

En un proceso real el volumen ideal de oxígeno no es suficiente para un quemado completo ya que hay una mezcla insuficiente de combustible y oxígeno. Por tanto al proceso de combustión debe suministrarse más volumen de oxígeno del estequiométrico. Esta cantidad adicional de aire de combustión se conoce como valor de exceso de aire.

El exceso de aire es de gran importancia para un proceso de combustión óptimo y económico para la planta (ver Fig. 1.6):

- Elevados volúmenes de exceso de aire reducen las temperaturas de combustión y aumentan la pérdida de energía no usada a la que se añade la liberada a la atmósfera a partir de los gases de combustión calientes.
- Con un pequeño exceso de aire algunos componentes del combustible no se queman. Esto significa un rendimiento de combustión reducido y un aumento del 10 % de la polución al emitir los componentes inquemados a la atmósfera.

La cantidad mínima de oxígeno necesario para quemar completamente todos los componentes combustibles depende de la composición del combustible. Por ejemplo 1 kg de carbón necesita 2,67 kg de oxígeno para quemarse completamente, 1 kg de hidrógeno necesita 8 kg de oxígeno, no obstante 1 kg de azufre sólo necesita 1 kg de oxígeno. La combustión producida con las proporciones exactas de gases se conoce como *Combustión ideal o combustión estequiométrica*.

Las ecuaciones más importantes son:



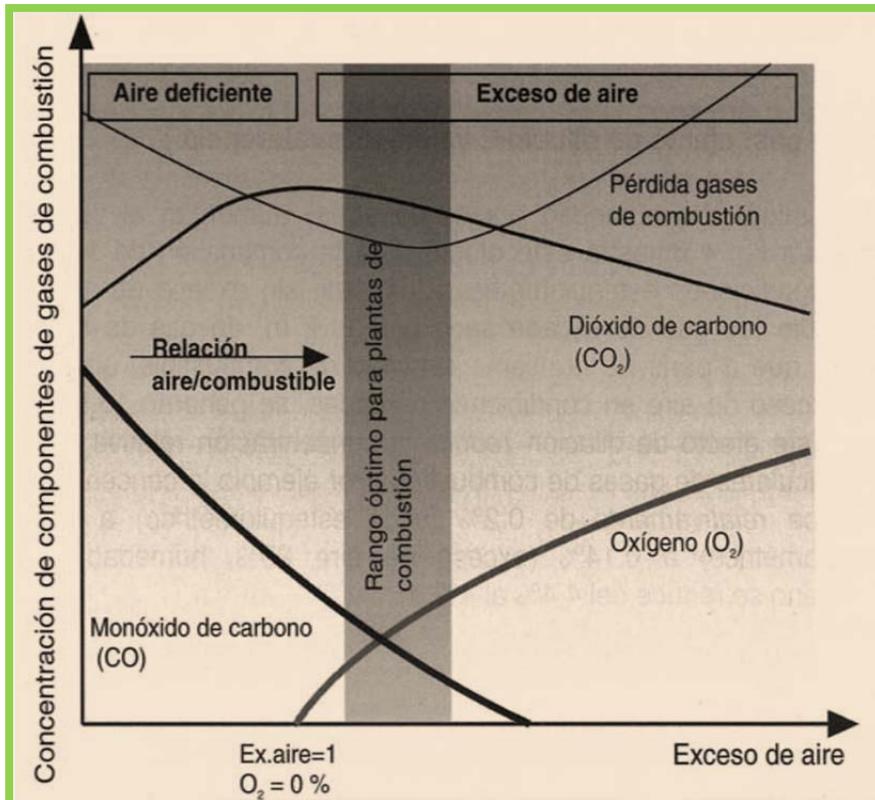


Fig. 1.6 Diagrama de combustión (TESTO, 2007).

## Conclusión

Existe una amplia cantidad de materiales que pueden servir como materia prima para producir cemento sin embargo dado que las arcillas y piedra caliza varían en su composición dependiendo del lugar de origen lo que se hace es elegir la cantera de donde se extraerán los minerales, ubicar cerca la planta para disminuir los costos de transporte y ya en el proceso analizar la composición de la materia prima para con ello adquirir de manera particular los componentes que salgan del rango requerido para mantener la calidad del cemento. Se habló sobre los cuatro tipos de proceso mediante los cuales se puede fabricar el cemento obteniéndose que el de mayor eficiencia es el proceso en seco con un menor gasto de combustible y menores emisiones de gases contaminantes. Los gases de escape generados en los procesos de combustión se denominan gases de combustión y su composición depende del tipo de combustible y de las condiciones de combustión, por ejemplo del valor de la proporción de aire. Muchos de los componentes de los gases de combustión son contaminantes y por tanto, debido a las regulaciones gubernamentales, se deben eliminar o reducir al mínimo con procedimientos especiales de limpieza antes de ser liberados a la atmósfera. Las reacciones de sinterización y clinkerización dependen de muchos factores como la composición del crudo, la temperatura del proceso y el tiempo de residencia y mezcla de los materiales en los equipos. Sin embargo con la tecnología actual se ha visto que utilizándose temperaturas arriba de los 1400 °C y el sistema precalentador-precalcinador-horno se obtiene un buen rendimiento de dichas reacciones.

## Capítulo II. Teoría de costo exergetico y exergoeconomico

### Introducción

En este capítulo se habla sobre los conceptos más importantes que se deben conocer y de la metodología que se debe seguir, para realizar un análisis exergetico y exergoeconomico de un sistema. Las consideraciones que hay que realizar de acuerdo a cada sistema y la importancia de plantear de manera objetiva la estructura del sistema a tratar, de acuerdo al análisis que se requiera.

### 2.1. Valoración exergetica

La cantidad máxima de trabajo que se puede obtener de una corriente de materia, calor o trabajo en equilibrio con un ambiente de referencia; es una medición del potencial de una corriente para causar un cambio, como una consecuencia de la inestabilidad relativa al ambiente de referencia. La exergía no está sujeta a la ley de conservación debido a las irreversibilidades suscitadas durante el proceso (van Schijndel y col., 1998)

El Ambiente Estable de Referencia (AER) determina los niveles de temperatura, presión y potenciales químicos que han de tomarse como referencia para los cálculos de la energía útil. Cuando el sistema llega al equilibrio termodinámico con el ambiente se dice que se encuentra en estado muerto. En dicho estado, la temperatura, la presión y los potenciales químicos del sistema son iguales a los del AER.

La aplicación de un análisis exergetico a un sistema se determina por la necesidad de mejorar su eficiencia en el uso de la energía. Estas mejoras pueden ser aceptables económicamente y además, deben producir beneficios en la conservación de la energía. Los sistemas existentes en operación deben analizarse con el método de exergía para evaluar las áreas en que pueden hacerse mejoras efectivas con el fin de ahorrar energía y reducir los costos globales de operación del sistema (Bejan y col. 1996).

La exergía de un sistema puede ser representada matemáticamente mediante la ecuación 2.1 (Ayres y col., 1996; Costa y col., 2001; Szargut y col., 1988 y Wall, 1990).

$$E = U + P_0V + T_0S - \sum \mu_i n_i \dots \dots \dots (2.1)$$

Donde:

$U$ : Energía interna

$P_0$ : Presión del AER

$V$ : Volumen del sistema

$T_0$ : Temperatura del AER

S: Entropía del sistema

$\mu_i n_i$ : Potencial químico multiplicado por el número de moles

El potencial de trabajo de un sistema en un estado dado (distinto al AER) es simplemente el trabajo máximo útil que puede ser obtenido del sistema. Dicho trabajo depende de los estados inicial y final del sistema y de la ruta de proceso que se siga.

En un análisis exergético el estado inicial del sistema se especifica, por lo tanto no es variable. Una vez dadas las exergías de los diferentes materiales y el balance exergético general, se pueden calcular las pérdidas de exergía y la eficiencia exergética del proceso. Así entonces para el sistema mostrado en la Figura 2.1 el balance exergético se representa por la ecuación 2.2.

$$E_E = E_P + E_L + E_D \dots\dots\dots(2.2)$$

Donde:

$E_E$ : Exergía que entra al sistema

$E_P$ : Exergía del producto

$E_L$ : Pérdidas de exergía

$E_D$ : Exergía destruida

Se debe aclarar, que las pérdidas de exergía se dan debido a las irreversibilidades que se presentan por la ineficiencia de los equipos, mientras que la exergía destruida se suscita como la exergía que se pierde con las corrientes que salen del sistema y que no son consideradas como productos.

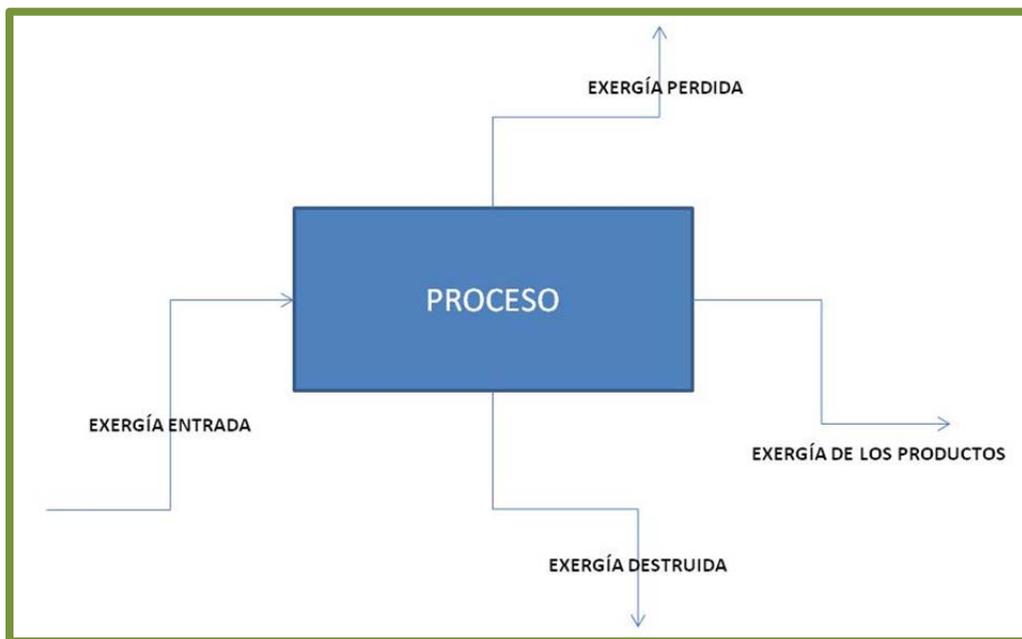


Fig. 2.1 Exergía involucrada en un proceso

La eficiencia del proceso se define entonces como la exergía útil del total que entra en el proceso, y matemáticamente se define en la ecuación 2.3.

$$\eta = \frac{E_{prod}}{E_{in}} \dots\dots\dots(2.3)$$

Las ecuaciones 2.4-2.12 son básicamente las herramientas matemáticas necesarias para la aplicación de un análisis exergético a un sistema bajo estudio (Baehr, 1973).

La exergía física de una corriente dada se puede calcular por medio de:

$$E_f = (h - h_0) - T_0(s - s_0) \dots\dots\dots(2.4)$$

En el caso en que se conozca el Cp (T) de la corriente, entonces la exergía física puede ser calculada como:

$$E_f = \int_{T_0}^T Cp(T)dT - T_0 \int_{T_0}^T \frac{Cp(T)}{T} dT \dots\dots\dots(2.5)$$

La exergía de una mezcla de gases donde todos sus componentes puedan ser tratados como gases ideales se puede calcular mediante la ecuación 2.6.

$$E_{mix} = RT_0 \left[ y_{N_2} \ln \left( \frac{y_{N_2}}{0.7893} \right) + y_{O_2} \ln \left( \frac{y_{O_2}}{0.2099} \right) + y_{CO_2} \ln \left( \frac{y_{CO_2}}{0.000345} \right) + y_{H_2O} \ln \left( \frac{y_{H_2O}}{X_0} \right) + \ln(1 + X_0) \right] \dots\dots(2.6)$$

La exergía química que es trabajo máximo utilizable que puede ser producida por los procesos de equilibrio físico o químico de una sustancia con el ambiente. Y puede ser calculada por medio de la ecuación 2.7.

$$E_q = (\mu^0 - \mu^{00}) + \ln \frac{c}{c_0} \dots\dots\dots(2.7)$$

Las exergías químicas de las sustancias participantes en una reacción del tipo  $M + N \rightarrow P$  se relacionan con la energía libre de reacción de Gibbs ( $\Delta G^0$ ) por la ecuación 2.8.

$$E_P - E_M - E_N = \Delta G^0 \dots\dots\dots(2.8)$$

Así entonces la exergía total de una corriente se puede calcular utilizando la ecuación 2.9.

$$E_i = E_{f_i} + E_{q_i} \dots\dots\dots(2.9)$$

Por otro lado la exergía involucrada en una transferencia de calor será:

$$E_Q = \left( 1 - \frac{T_0}{T} \right) Q \dots\dots\dots(2.10)$$

Y la eficiencia exergética vendrá dada por la ecuación 2.11

$$\eta \eta = 1 - \frac{E_{perdida} + E_{destruida}}{E_{entra}} \dots\dots\dots(2.11)$$

Puede observarse que el inverso de la eficiencia representa el consumo de exergía requerido por el sistema, para generar una unidad de exergía en el producto.

$$\text{Así entonces } k = \frac{1}{\eta} \dots \dots \dots (2.12)$$

Donde  $k$  se conoce como costo exergético unitario del producto, es decir, el cociente de la exergía que ha sido necesaria para fabricar el producto deseado, y se cumple  $K \geq 1$  en todos los casos, correspondiendo la igualdad a un proceso interna y externamente reversible.

## 2.2 Teoría del costo exergético

Dado que la exergía es una función de estado, una vez definidas las condiciones ambientales, que refleja la mínima cantidad de trabajo técnico necesaria para construir un producto funcional, a partir del AER, la exergía es independiente del proceso utilizado para fabricar un producto y por otra parte representa el costo mínimo necesario, evaluado éste con referencia a dicha propiedad. Puesto que los procesos reales son irreversibles, resultará siempre que la exergía necesaria para obtener un producto funcional, sí será función del proceso utilizado y se cumplirá, en cualquiera, que:

$$\text{Costo exergético} > \text{Exergía}$$

### 2.2.1 Nivel de agregación y matriz de incidencia

Para poder asignar los costos exergéticos a un problema termodinámico, hay que establecer los límites del problema y especificar los subsistemas que estarán contenidos dentro del límite, para de esta manera saber cómo obtener el costo de todos los flujos interrelacionados en la estructura definida.

El nivel de agregación desglosa la información que se tiene del sistema, permitiendo contabilizar las irreversibilidades en cada subsistema. El número de subsistemas incluidos en la estructura global podría crear un cambio en la conclusión del análisis. Los resultados no pueden ir más allá del nivel de agregación dado, por tal motivo para obtener mejores resultados, hay que integrar todos los flujos y todos los equipos con sus subsistemas y el entorno (AER) al análisis.

Cualquier sistema, sin importar lo complejo que pueda ser, puede representarse por medio de una matriz de incidencia, la cual es una forma matemática matricial de relacionar los flujos y los subsistemas ( $n \times m$ ), siendo  $n$  el número de subsistemas y  $m$  el número de flujos.

$$A = n \times m \dots \dots \dots (2.13)$$

El contenido de la matriz es representado por  $a_{ij}$ .

- $a_{ij}$  es igual a 1 si el flujo  $j$  entra en el subsistema  $i$
- $a_{ij}$  es igual a -1 si el flujo  $j$  sale en el subsistema  $i$
- $a_{ij}$  es igual a 0 si el flujo  $j$  no tiene relación con el subsistema  $i$

Para el caso de un estado estacionario por parte del sistema global, se cumple que:

$$A \times M = 0 \dots\dots\dots(2.14)$$

$$A \times E = 0 \dots\dots\dots(2.15)$$

$$A \times B = B_D \dots\dots\dots(2.16)$$

Donde M representa la matriz columna de las masas de todas las corrientes del proceso, E representa la matriz columna de la energía involucrada en cada una de las corrientes del sistema, B se refiere a la exergía asociada a las corrientes y B<sub>D</sub> es la exergía destruida resultante del proceso.

Mientras más detallada sea la matriz de incidencia, hay más posibilidades de analizar las causas de las ineficiencias en los equipos y la estructura global. Es necesario obtener el nivel de incidencia adecuado para llegar a las metas propuestas por el análisis (Lozano y Valero, 1993).

### 2.2.2 Subsistema F-P-L

Una planta es más que un conjunto de flujos y equipos interconectados. Cada unidad tiene una función particular de producción que contribuye a un producto final. Para definir la función de un equipo o subsistema, hay que indicar qué flujos son el producto P del equipo, los que son recursos F y los que representan las pérdidas L. definir de manera adecuada el F-P-L de un subsistema hay que analizar su comportamiento energético y examinar la manera de trabajar del equipo para determinar que flujos son los que ingresan en primera instancia al inicio del proceso, a estos los llamaremos recursos F, luego hay que identificar las pérdidas de energía o los flujos que dejan de ser útiles para el proceso, aún cuando éstas tengan todavía energía disponible. Finalmente hay que saber cuál será el resultado del proceso del equipo. A éste se le llamará P. Se trata de hacer pequeñas matrices A<sub>F</sub>, A<sub>P</sub> y A<sub>L</sub>, con la misma estructura que la matriz de incidencia, que representen el comportamiento de los equipos de tal forma que se puedan analizar los sistemas F-P-L en cada subsistema de manera independiente.

Para definir el subsistema hay que tener en cuenta:

- Todos los flujos que entran o salen de cada unidad y verificar que solo aparezcan una vez.
- Todos los componentes, ya sean flujos individuales o una mezcla de ellos, que representen el F-P-L deben tener una exergía igual o mayor a cero.
- Es posible hacer un balance de exergía con el sistema F-P-L de tal manera que siempre se cumpla con la ecuación 2.17:

$$F - P - L = B_D \dots\dots\dots(2.17)$$

En el arreglo matricial entonces se pueden verificar las siguientes propiedades:

$$A_F \times B = F \dots\dots\dots(2.18)$$

$$A_P \times B = P \dots\dots\dots(2.19)$$

$$A_L \times B = L \dots\dots\dots(2.20)$$

$$\text{Y por tanto también: } A_F - A_P - A_L = A \dots\dots\dots(2.21)$$

Cumpléndose las siguientes reglas:

$$P \geq 0$$

$$F \geq 0$$

$$L \geq 0$$

$$P \leq F$$

$$0 \leq \eta_B \leq 1$$

### 2.2.3 Pérdidas, residuos y subproductos

Cuando se define la estructura productiva de un sistema se clasifican los flujos de cada componente como recurso F o producto P. Pero es posible que en el proceso de producción se obtengan flujos con cierta cantidad de energía que salgan del sistema global sin un uso, como por ejemplo los gases de chimenea de una caldera. Este tipo de flujos reciben el nombre de residuos o subproductos. Estos residuos vuelven al entorno aún activos, generando más entropía; además si se desea eliminarlos, se tendrán que consumir más recursos para disminuir su potencial intensivo para enfriarlos, expandirlos o dispersarlos. Según su naturaleza se pueden considerar tres tipos de residuos:

1. Pérdidas. Flujos que no tienen ningún aporte exergético al sistema y salen del mismo sin una valoración externa.
2. Residuos. Son corrientes que no tienen ninguna utilidad en la secuencia productiva, pero requieren un gasto energético para el manejo de los mismos.
3. Subproductos. Se trata de los flujos que podrían parecer inútiles en ciertas partes del proceso, no tienen un costo significativo y en ocasiones pueden ser reutilizados para producir algún beneficio. Un ejemplo de ello es el calor del condensador que puede ser utilizado para calefacción (Valero y Torres, 2000).

### 2.2.4 Reglas y postulados para la asignación de costos exergéticos

Para la teoría del costo exergético se ha formulado un procedimiento de asignación de costos basado únicamente en la termodinámica. Las bases para la asignación de costos exergéticos son (Valero y Lozano, 1994):

- El costo exergético de un flujo B\*, recurso F\* o producto P\* se refiere a la cantidad real de exergía que se requirió para producirlo.

- Para resolver el problema de costo exergético es necesario hacer un análisis detallado al subsistema F-P-L, observar el comportamiento de las unidades y la formación progresiva del producto final.
- El costo exergético de los flujos de entrada a un equipo debe ser repercutido a los flujos útiles que abandonan el mismo.

Partiendo de estas bases se postularon un conjunto de proposiciones que permitirán determinar de manera exacta el valor de los costos exergéticos de los flujos, recursos y productos del proceso analizado.

Las proposiciones son las siguientes:

1. La suma de los costos exergéticos de los flujos que entran debe ser igual a la suma de los costos exergéticos de los flujos de salida.
2. Para componentes multiplete (con varias entradas y/o salidas de recursos) el costo exergético unitario de cada flujo de salida es igual al de los flujos de entrada.
3. A) Si un subsistema tiene un producto total formado por varias componentes, todas ellas tendrán el mismo costo exergético unitario. B) Si una componente del producto tiene varios flujos de salida se les asignará a todos ellos el mismo costo exergético unitario.
4. En ausencia de valoración externa a los flujos de pérdidas L debe asignarse un costo exergético nulo ya que no tendrán utilidad posterior.
5. En ausencia de valoración externa, el costo exergético unitario de los flujos de entrada al sistema será igual a su exergía.

Como en cualquier sistema el número de flujos  $m$  es mayor que el número de subsistemas  $n$  se necesitan  $n-m$  ecuaciones adicionales para resolver el problema de la asignación de costos. Para esto se busca satisfacer:

$$\alpha \times B^* = \omega \dots\dots\dots (2.22)$$

Donde alfa es una matriz  $(n-m, m)$  y omega un vector columna  $(n-m)$ .

Con las proposiciones anteriores se pueden obtener  $m-n$  ecuaciones auxiliares. Por lo que el sistema a resolver queda de la siguiente manera:

$$\begin{bmatrix} A \\ \alpha \end{bmatrix} \times B^* = \begin{bmatrix} 0 \\ \omega \end{bmatrix} \dots\dots\dots (2.23)$$

$$A \times B^* = Y \dots\dots\dots (2.24)$$

### 2.3 Costo exergoeconómico

Cuando se aplica un análisis económico tradicional a un sistema térmico, los resultados son el costo final del producto. En estos casos se realiza un análisis del tiempo de vida útil de la planta. Se

nivelan los costos de operación y mantenimiento utilizando el concepto de valor presente. Cuando se combina la economía con la termodinámica se pueden obtener resultados más precisos asociados a cada componente individual del sistema.

### 2.3.1 Costo monetario de los flujos

Para encontrar el valor monetario de cada flujo interno, así como el producto final es necesario tener en cuenta el comportamiento de la formación de costos en las diferentes etapas del proceso productivo. En un sistema térmico el costo económico depende ampliamente de dos factores, la eficiencia termodinámica y el costo de la depreciación y mantenimiento del sistema.

Así se pueden separar los factores que intervienen en el costo económico de la planta en:

- Factores energéticos. El costo de la exergía de los flujos en el sistema
- Factores económicos. El costo del capital, operación y mantenimiento.

De acuerdo con el método de Tsatsaronis, se debe hacer el balance de costo exergoeconómico de cada unidad en el sistema térmico de la siguiente manera:

$$\Pi_F \times Z = \Pi_P \dots\dots\dots(2.25)$$

Donde  $\Pi_F, \Pi_P$  son el costo exergoeconómico de los flujos que constituyen el recurso F y el producto P de la unidad y Z representa la contribución no energética de producción.

Si en la ecuación 2.17 se toman en cuenta todos los equipos de la planta y considerando la proposición número 4, de los flujos perdidos, se llega al siguiente sistema de ecuaciones:

$$A \times \Pi = -Z \dots\dots\dots(2.26)$$

Donde  $\Pi_j$  son los costos exergoeconómicos de los m flujos.

Al igual que en el costo exergético se necesitarán (m-n) ecuaciones auxiliares para encontrar el costo exergoeconómico:

$$\alpha \times \Pi = \Pi_C \dots\dots\dots(2.27)$$

Siendo  $\Pi_C$  el vector que representa la asignación económica externa de los flujos que entran al sistema. Finalmente se tiene que para determinar el costo exergoeconómico de los flujos de la planta hay que resolver:

$$A \times \Pi = Z \dots\dots\dots(2.28)$$

Donde  $Z = \frac{-Z}{\Pi_C}$  es el vector que tiene toda la valoración económica externa del sistema.

### 2.3.2 Costos exergoeconómicos unitarios

El costo exergoeconómico unitario  $c$  es el costo económico por unidad de exergía asociada a un flujo determinado del sistema, mide la cantidad monetaria por unidad de exergía.

$$\Pi = c \cdot B \dots\dots\dots(2.29)$$

Si  $k^* = \frac{B^*}{B}$  es el costo exergético unitario y  $c^*$  es el costo termoeconómico de un flujo del sistema entonces  $c$  se puede representar como:

$$c = c^* \cdot k^* \dots\dots\dots(2.30)$$

Así el costo de cada unidad de exergía invertida para producir cada flujo estará dado por la ecuación 2.31.

$$\Pi = c^* \cdot B^* \dots\dots\dots(2.31)$$

Una vez que se tienen definidos  $A, B, F, P, B^*, Z, c^*$  y  $c$  se puede calcular el costo termodinámico de los recursos y los productos con las ecuaciones siguientes:

$$\Pi_F = A_F \times \Pi \dots\dots\dots(2.32)$$

$$\Pi_P = A_P \times \Pi \dots\dots\dots(2.33)$$

Para calcular los costos exergoeconómicos unitarios de los productos y los recursos se define vectorialmente:

$$c_F = F_D^{-1} \times \Pi_F \dots\dots\dots(2.34)$$

$$c_P = P_D^{-1} \times \Pi_P \dots\dots\dots(2.35)$$

Esto de manera escalar significa dividir el costo exergoeconómico del flujo, sea producto o recurso, entre el valor de la exergía de dicho flujo. El incremento del costo debido al proceso productivo es representado como:

$$\Delta c = c_P - c_F \dots\dots\dots(2.36)$$

Así entonces el costo termoeconómico del sistema será:

$$\Delta c^* = c_P^* - c_F^* \dots\dots\dots(2.37)$$

## Conclusiones

Los sistemas energéticos, independientemente de su naturaleza, pueden ser estudiados por la teoría del costo exergético y exergoeconómico siendo representados por medio de sistemas de ecuaciones matemáticas y valorados de una forma más rápida y ampliándose a multiobjetivos, en este caso el energético y el económico.

## Capítulo III. Caso de estudio: Cementos Cruz Azul

### Introducción

En este capítulo se realiza el análisis exergoeconómico de una planta perteneciente a la empresa Cooperativa Cruz Azul, aplicando la metodología descrita en el capítulo 2 y considerando las bases del capítulo 1. Tomando como estructura del sistema a los equipos más importantes que son el molino de crudo, el homogeneizador, el precalcinador, el horno, el enfriador y el molino de cemento se realiza el cálculo de las exergías de cada flujo y la destrucción de exergía en cada equipo. Utilizando la herramienta TAESS se hace el estudio exergético de malfunciones y disfunciones que sufre el sistema cuando se hace un cambio en la composición del crudo. Mediante el cálculo de los costos exergoeconómicos se realiza el análisis de lo que cuesta monetariamente la exergía que involucra cada uno de los equipos y con ello se puede ver cuál de ellos tiene mayor influencia sobre la operación del proceso.

### 3.1 Descripción general de la planta

La cementera Cruz Azul forma parte de un grupo cementero importante (el quinto lugar en México con el 11 % de la producción nacional, lo cual significa entre 2.5 y 3 millones de toneladas de cemento al año) y posee dos fábricas en el país. Una de ellas es la que se encuentra en el Estado de Hidalgo, la cual es precisamente en la que está enfocado este proyecto.

La planta cementera de Hidalgo se ubica a la altura del kilómetro 6 sobre la carretera Tula-Tepeji del río, Tula Allende, Hidalgo. Como se muestra en la Figura 3.1

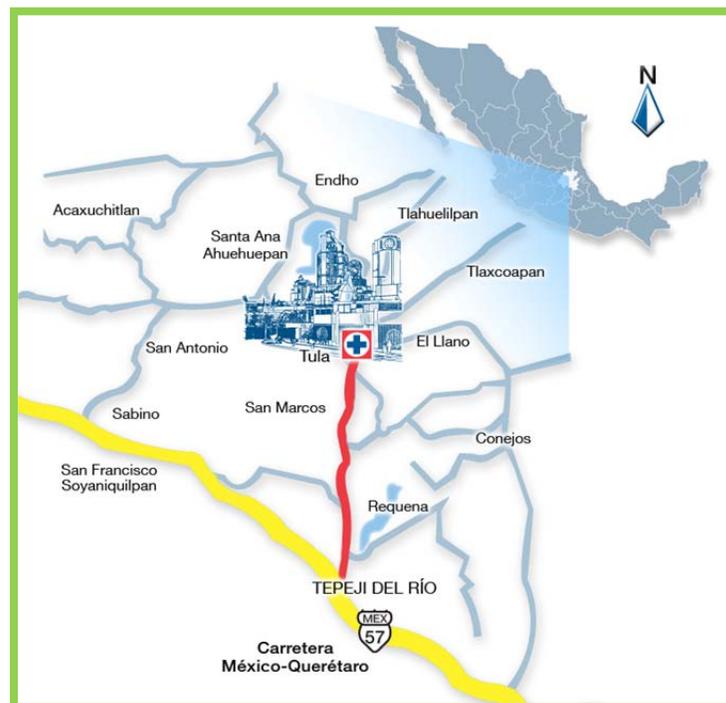


Fig. 3.1 Ubicación de la planta

Las condiciones climatológicas del lugar se muestran en la Tabla 3.1 y son a partir de las cuales se llevará a cabo el análisis exergoeconómico.

Tabla 3.1 Datos ambientales del lugar

Datos climatológicos del lugar		
Temperatura media anual	26	°C
Humedad relativa media anual	65.6	%
Precipitación pluvial anual	394.35	mm
Presión atmosférica media anual	0.7924	bar
Velocidad del viento media anual	2.1	m/s
Radiación solar media anual	217.1	W/m <sup>2</sup>

La caliza se obtiene de una cantera de la cual dispone la sociedad, su calidad es alta (88 a 96 % de CaCO<sub>3</sub>) y se encuentra muy cerca de la fábrica (a menos de 5 km). Otras materias primas de calidad son: Pizarra de 12 a 13 % en Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> y Sílica de 88 % de SiO<sub>2</sub>, que se encuentran igualmente próximas a la empresa. La hematita (75 a 79 % en Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub>) y el yeso llegan por transporte de carga de camión.

La caliza que se extrae de la cantera pasa a la trituración primaria (dos quebradores Hazemang de 250 ton/h y 350 Hp) y secundaria (dos quebradores de martillo Pettibone con una capacidad de 150 ton/h y 230 Hp de potencia). En seguida viene un pequeño almacenaje de donde se transporta en camión a la planta de proceso. La pizarra y la sílica pasan por el quebrador primario antes de almacenarse en tolvas. El yeso se tritura en la entrada de la fábrica, la trituradora es marca Williams con capacidad de 130 ton/hr y 260 Hp de potencia. La hematita se abastece directamente al almacén.

La planta cuenta con un sistema de molienda para materia prima compuesta por 4 molinos rotatorios de bolas con las características que se muestran en la Tabla 3.2, los cuales están equipados con quemadores auxiliares para secar la materia prima y su consumo de gas es de 5 a 6 Nm<sup>3</sup>/ton de clínker producido.

El material molido y secado se envía neumáticamente hacia tres secciones de homogeneización y de almacenamiento. De dicha sección de homogeneización se alimenta a la sección de calcinación compuesta por cinco hornos con precalcinación con las características mostradas en la Tabla 3.3.

Tabla 3.2 Características del sistema de molienda de materia prima (Sánchez, 2001)

Molinos rotatorios de bolas para materia prima			
3 de	1050	HP	66 Ton/hr
1 de	800	HP	56 Ton/hr

La producción actual de clínker es del orden de 1,450,000 toneladas anuales. Este clínker se almacena en una nave con capacidad para 50,000 toneladas desde donde se recoge para ser alimentado al departamento de molienda para la obtención del CPO. Las características de los molinos se muestran en la Tabla 3.4. Todos los molinos están equipados con separadores de aire.

Tabla 3.3 Datos de operación de los hornos con precalcinación (Sánchez, 2001)

Horno rotatorio	Ton/hr	kwh/Ton	Kcal/Ton
1	13	37.5	1164
2	12	37.5	1050
3	45		991
4	25	45.3	916
5	88.5	40.5	738

La capacidad de producción de cemento es de 1,600,000 ton/año en distintas calidades, sin embargo en este estudio se supone que toda la producción es referida a cemento portland ordinario.

Tabla 3.4 Especificaciones de los molinos de cemento (Sánchez, 2001)

Molino de cemento	Ton/hr	Kwh/Ton	HP
1	19	44	850
2	19	44	850
3	25	34	850
4	38	44	1500
5	35	44	1500
6	130	40	6000

En el anexo A.1 se muestra una imagen aérea de la planta con los equipos principales y en la Figura 3.2 se muestra el diagrama de flujos de proceso, con el nivel de desagregación que se ha especificado para el análisis exergoeconómico. En dicha figura se especifican también las corrientes principales que están involucradas en la interconexión de los equipos.

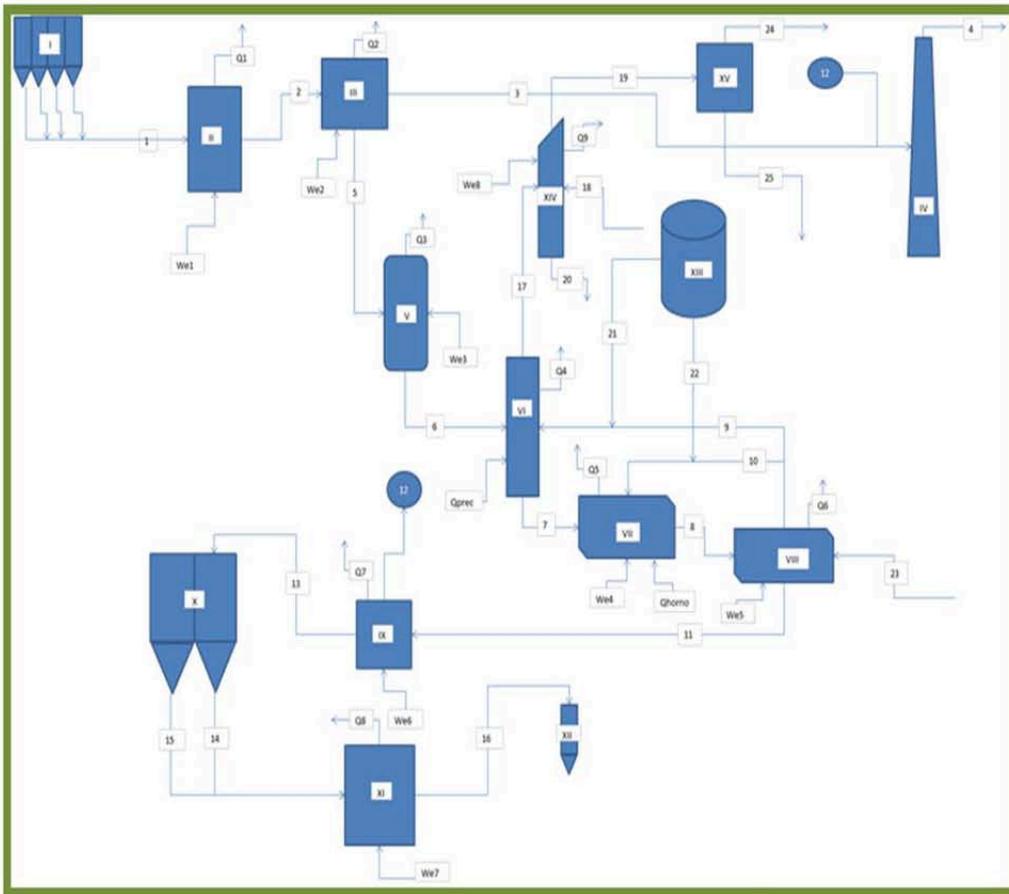


Fig. 3.2 Diagrama de flujos del proceso de producción de CPO

Los equipos y corrientes de proceso se describen en la Tabla 3.5

Tabla 3.5 Descripción de los equipos y corrientes de proceso

Equipo	Descripción	ID	Corriente (G)	Descripción
I	Silos de materia prima	1	1	Materia prima
II	Molino rotatorio de bolas	2	2	Crudo
III	Colector de polvos eléctrico	3	3	Aire limpio
IV	Chimenea	4	4	Gases de chimenea
V	Homogeneizador	5	5	Crudo
VI	Precalcinador	6	6	Crudo
VII	Horno rotatorio	7	7	Clínker-crudo
VIII	Enfriador	8	8	Clínker
IX	Colector de polvos eléctrico	9	9	Aire secundario
X	Silos de clínker y yeso	10	10	Aire secundario
XI	Molino rotatorio de bolas	11	11	Clínker
XII	Silo de CPO	12	12	Aire limpio
XIII	Tanque de combustóleo	13	13	Clínker
XIV	Torre de enfriamiento	14	14	Yeso
XV	Separador	15	15	Clínker-yeso
		16	16	Cemento
		17	17	Gases de combustión
		18	17'	Gases de combustión
		19	18	Agua de enfriamiento
		20	19	Gases con vapor de agua
		21	20	Agua de enfriamiento
		22	21	Combustóleo
		23	22	Combustóleo
		24	23	Aire primario
		25	24	Aire limpio
		26	25	Polvos recuperados
		27	We1	Corriente eléctrica
		28	We2	Corriente eléctrica
		29	We3	Corriente eléctrica
		30	We4	Corriente eléctrica
		31	We5	Corriente eléctrica
		32	We6	Corriente eléctrica
		33	We7	Corriente eléctrica
		34	We8	Corriente eléctrica
		35	Q1	Calor perdido
		36	Q2	Calor perdido
		37	Q3	Calor perdido
		38	Q4	Calor perdido
		39	Q5	Calor perdido
		40	Q6	Calor perdido
		41	Q7	Calor perdido
		42	Q8	Calor perdido
		43	Q9	Calor perdido

Tomando en cuenta la Figura 3.2 se realizaron los cálculos de los balances de materia y energía con las siguientes consideraciones:

- Los equipos I, XII y XIII no se consideran en los balances dado que son equipos contenedores y no conllevan un aporte energético considerable.

- Los balances se realizarán por componente y en base molar, dado que existen reacciones químicas en el proceso.
- Se considera una combustión completa, y para las reacciones en el sistema precalcinador-horno un avance de reacción del 100 % en base al reactivo limitante que es  $\text{Fe}_2\text{O}_3$ .

### 3.2 Balances de masa y energía

Los datos de operación de la planta para la elaboración de este análisis han sido tomados del trabajo realizado por Sánchez, 2001 y se muestran en las Tablas 3.6 a 3.9

Tabla 3.6 Datos de la producción de clínker y consumo de combustible

Datos de producción		
Producción de clínker:	93.53	Ton/hr
Consumo específico de combustóleo:	98.975	L/Ton
Poder calorífico promedio:	35765250	kJ/m <sup>3</sup>
Alimentación promedio de crudo al horno:	238.5	Ton/hr

Tabla 3.7 Composición del crudo

	Fracción	PM	kg/hr	kmol/hr	Fracción molar
$\text{SiO}_2$	14.37%	60.086	34270.2	570.35249	0.212689
$\text{Al}_2\text{O}_3$	3.76%	101.963	8974.4	88.016241	0.032822
$\text{Fe}_2\text{O}_3$	2.70%	159.694	6430.6	40.268263	0.015016
$\text{CaCO}_3$	76.78%	100.08	183136.8	1829.9037	0.682384
$\text{MgO}$	0.74%	40.312	1753.8	43.505656	0.016224
$\text{H}_2\text{O}$	0.46%	18	1106	61.444444	0.022913
$\text{K}_2\text{O}$	0.46%	55	1106	20.109091	0.007499
$\text{Na}_2\text{O}$	0.73%	62	1738	28.032258	0.010453
<b>Total</b>	<b>100.00%</b>		<b>238515.8</b>	<b>2681.6322</b>	<b>1</b>

Tabla 3.8 Datos de operación del sistema horno-precalcinador

Datos del horno-precalcinador					
$G_{21}$	4.51	$\text{m}^3/\text{hr}$	$T_7$	1400	$^{\circ}\text{C}$
$G_{22}$	8.1078	$\text{m}^3/\text{hr}$	$T_8$	1100	$^{\circ}\text{C}$
$m_6$	238.5	Ton/hr	$T_{17}$	633	$^{\circ}\text{C}$

Tabla 3.9 Datos de la torre de enfriamiento

Datos de la torre de enfriamiento		
$T_{19}$	110	$^{\circ}\text{C}$
$T_{24}$	50	$^{\circ}\text{C}$
$T_{12}$	155	$^{\circ}\text{C}$
$T_{18}$	25	$^{\circ}\text{C}$
$T_{25}$	60	$^{\circ}\text{C}$

### 3.2.1 Balances de masa

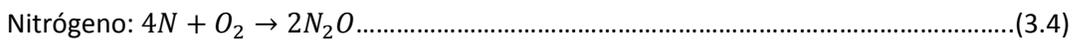
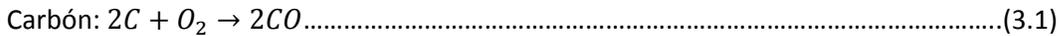
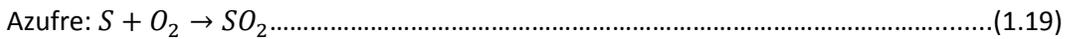
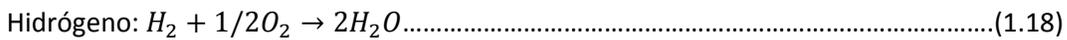
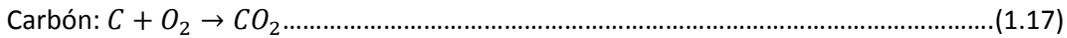
Los balances de masa se realizaron en base molar y de acuerdo a las reacciones de sinterización y clinkerización, obtenidas del libro “Técnicas de conservación de energía en la industria” (IDAE, 1982); las cuales se muestran en el Capítulo I y se presentan con la numeración: 1.9 a 1.16.

Se realizó un análisis de dichas reacciones con el fin de tener una sola relación estequiométrica, obteniéndose los resultados que se muestran en la Tabla 3.10

Tabla 3.10 Relación estequiométrica del proceso químico de sinterización-clinkerización

Reactivos		Productos	
16	kmol CaCO <sub>3</sub>	1	kmol C <sub>3</sub> S
2	kmol Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	3	kmol C <sub>2</sub> S
4	kmol SiO <sub>2</sub>	1	kmol C <sub>3</sub> A
1	kmol Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	1	kmol C <sub>4</sub> AF
1	kmol H <sub>2</sub> O	16	kmol CO <sub>2</sub>

Para el caso del combustóleo, se considerarán como base las reacciones 1.17 a 1.19. De acuerdo a las referencias: K. I., 1995 y Wood, 1994, las reacciones de combustión que se presentan al usar combustibles fósiles sólidos y líquidos son las siguientes:



Donde la reacción 1.17 se presenta en un 98 % y el otro 2 % pertenece a la reacción 3.1. En el caso del Nitrógeno, la reacción 3.3 ocurre en un 97 %, la 3.2 en un 2% y la 3.4 en 1 %. Con dichas consideraciones se realizaron los balances de materia y energía.

Para el caso del aire se consideró el análisis de Orsat (técnica para analizar los gases de combustión), en el cual se da la siguiente composición en base seca (Felder y Rousseau, 2003):

N<sub>2</sub> 65 %, CO<sub>2</sub> 14 %, CO 11 % y O<sub>2</sub> 10 %

Así entonces las ecuaciones para el balance másico son las que se muestran en la Tabla 3.11. Y los resultados, tanto del balance en base molar como másica, se muestran en los apéndices A.2 y A.3, respectivamente.

Tabla 3.11 Ecuaciones del balance de masa

Balance general	
Equipo II	$m_1=m_2$
Equipo III	$m_2=m_3+m_5$
Equipo IV	$m_4=m_3+m_{12}$
Equipo V	$m_5=m_6$
Equipo VI	$m_6+m_{17}+m_{21}+m_9=m_{17}+m_7$
Equipo VII	$m_7+m_{10}+m_{22}=m_8+m_{17}$
Equipo VIII	$m_8+m_{23}=m_{10}+m_9+m_{11}$
Equipo IX	$m_{11}=m_{12}+m_{13}$
Equipo X	$m_{13}+m_{14}=m_{15}$
Equipo XI	$m_{15}=m_{16}$
Equipo XIV	$m_{17}+m_{18}=m_{19}+m_{20}$
Equipo XV	$m_{19}=m_{24}+m_{25}$

### 3.2.2 Balances de energía

La primera ley de la termodinámica, la cual se conoce como la ley de conservación de energía, es utilizada para realizar el balance de energía del sistema. Dado que se presentan una serie de reacciones dentro del proceso de producción entonces la ecuación general queda como sigue (Camdali y col., 2004):

$$Q - W = \sum_{salida} \left( h_f^o + \Delta h + \frac{\Delta V^2}{2} + g_c \Delta Z \right) - \sum_{entrada} \left( h_f^o + \Delta h + \frac{\Delta V^2}{2} + g_c \Delta Z \right) \dots \dots \dots (3.5)$$

Donde:

$h_f^o$ : Entalpía de formación del componente  $x$

$\Delta h$ : Cambio de entalpía del componente  $x$

Los últimos dos elementos de la sumatoria, correspondientes a los cambios en la energía cinética y potencial del componente  $x$ , se despreciarán en el análisis dado que su valor no es relevante.

La  $h_f^o$  se puede obtener de tablas, valores que se mostrarán más adelante y corresponderán a las reacciones antes descritas.

El cambio de entalpía dado por los cambios físicos del proceso se calculara mediante la ecuación:

$$\Delta h = \int_{T_o}^T C_p dT \dots \dots \dots (3.6)$$

El cálculo del Cp depende de cada sustancia por lo que con la Tabla 3.12 y mediante la ecuación 3.7 podrá ser representado y utilizable para el cálculo del cambio entálpico.

$$C_p = a + bT + cT^{-2} \dots\dots\dots(3.7)$$

Tabla 3.12 Coeficientes de la ecuación 3.7 para el cálculo del Cp en Kcal/mol K (Camdali y col., 2004)

Sustancia	a	b	c	Rango de temperatura
CaO	11.86	$1.08 \times 10^{-3}$	$-1.66 \times 10^5$	
SiO <sub>2</sub>	3.27	$24.8 \times 10^{-3}$		298<T<390
SiO <sub>2</sub>	13.64	$2.64 \times 10^{-3}$		390<T<2000
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	25.48	$4.25 \times 10^{-3}$	$-6.82 \times 10^5$	298<T<1800
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	23.5	$18.6 \times 10^{-3}$	$-3.55 \times 10^5$	298<T<950
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	36			950<T<1050
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	31.7	$1.76 \times 10^{-3}$		1050<T<1873
CO <sub>2</sub>	44.141	$9.037 \times 10^{-3}$	$-8.535 \times 10^5$	298<T<2500
H <sub>2</sub> O	29.999	$10.711 \times 10^{-3}$	$-0.335 \times 10^5$	298<T<2501
N <sub>2</sub>	27.865	$4.268 \times 10^{-3}$		298<T<2500
O <sub>2</sub>	29.957	$4.184 \times 10^{-3}$	$-1.674 \times 10^5$	298<T<3000

Los resultados del balance de energía se muestran en el anexo A.4. Mientras que las ecuaciones para cada equipo se enlistan en la Tabla 3.13.

Tabla 3.13 Ecuaciones de balance de energía por equipo

Equipo	Ecuación
Equipo II	$n_1h_1 - We_1 - n_2h_2 - Q_1 = 0$
Equipo III	$n_2h_2 + We_2 - n_3h_3 - n_5h_5 - Q_2 = 0$
Equipo IV	$n_3h_3 + n_{12}h_{12} - n_4h_4 = 0$
Equipo V	$n_5h_5 + We_3 - n_6h_6 - Q_3 = 0$
Equipo VI	$n_6h_6 + n_9h_9 + n_{17}h_{17} + n_{21}h_{21} + Q_{prec} - n_7h_7 + n_{17}h_{17} + Q_4 = 0$
Equipo VII	$n_7h_7 + n_{10}h_{10} + n_{22}h_{22} + Q_{horno} + We_4 - n_8h_8 - n_{17}h_{17} - Q_5 = 0$
Equipo VIII	$n_8h_8 + n_{23}h_{23} + We_5 - n_9h_9 - n_{10}h_{10} - n_{11}h_{11} - Q_6 = 0$
Equipo IX	$n_{11}h_{11} + We_6 - n_{12}h_{12} - n_{13}h_{13} - Q_7 = 0$
Equipo X	$n_{13}h_{13} + n_{14}h_{14} - n_{15}h_{15} = 0$
Equipo XI	$n_{15}h_{15} + We_7 - n_{16}h_{16} - Q_8 = 0$
Equipo XIV	$n_{17}h_{17} + n_{18}h_{18} - n_{19}h_{19} - n_{20}h_{20} - Q_9 = 0$
Equipo XV	$n_{19}h_{19} + We_8 - n_{24}h_{24} - n_{25}h_{25} - Q_{10} = 0$

### 3.3 Balances de exergía y costo exergético

De acuerdo con la primera ley de la Termodinámica la generación de residuos es algo inherente a los procesos de producción y consumo. Por lo tanto un análisis energético de primera ley se utiliza

para reducir la pérdida o mejorar la recuperación, de calor, sin embargo este análisis no da ninguna información a cerca de la degradación de energía que ocurre en el proceso. El análisis exergético basado en la primera y segunda ley de la Termodinámica facilita la mejora de la operación o la tecnología, indicando claramente la ubicación de la degradación de energía en el proceso.

Conforme a lo establecido en el capítulo II de éste documento se ha realizado el análisis exergético obteniéndose los siguientes resultados:

### 3.3.1 Definición de la estructura lógica de la planta

La unidad 9 de la planta de cemento en Tula se ha representado en el diagrama de la Figura 3.2, donde se define el nivel de desagregación que se utilizará para el análisis.

Dado que algunos equipos por definición son disipativos (Ver Anexo A.5) y con fines de agilizar el cálculo se agregó el sistema obteniéndose el DFP que se muestra en la Figura 3.3.

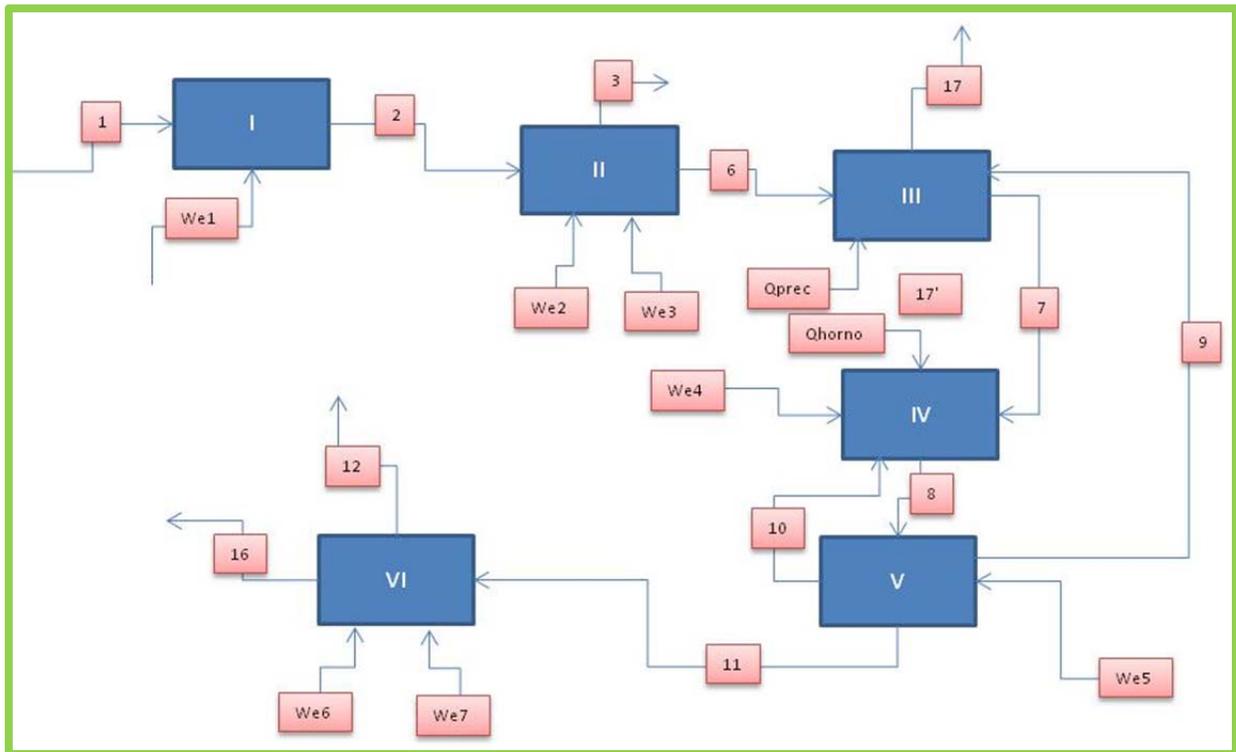


Fig. 3.3 Diagrama de flujo del proceso agregado

El sistema agregado facilita el análisis exergético de los equipos, sin embargo no disminuye la calidad del análisis. La descripción de los equipos y corrientes de éste nuevo sistema se describen en la Tabla 3.14. Con ello se puede realizar la definición de los recursos, productos y pérdidas para cada equipo, en función de sus características y del papel que desempeñan en el proceso productivo. En la Tabla 3.15 se puede ver la definición F-P-L para cada subsistema.

Tabla 3.14 Descripción de equipos y corrientes del sistema agregado

Equipo	Descripción	ID	Corriente (G)	Descripción
I	Molino de materia prima	1	1	Materia prima
II	Homogeneizador	2	2	Crudo
III	Precalcinador	3	3	Aire y polvos
IV	Horno	4	6	Crudo
V	Enfriador	5	7	Crudo-Clínker
VI	Molino de cemento con colector de polvos	6	8	Clínker
		7	9	Aire
		8	10	Aire
		9	11	Clínker
		10	12	Aire y polvos
		11	16	Cemento
		12	17	Gases de combustión
		13	17'	Gases de combustión
		14	We1	Corriente eléctrica
		15	We2	Corriente eléctrica
		16	We3	Corriente eléctrica
		17	We4	Corriente eléctrica
		18	We5	Corriente eléctrica
		19	We6	Corriente eléctrica
20	We7	Corriente eléctrica		
		21	Qprec	Calor de combustión
		22	Qhorno	Calor de combustión

Tabla 3.15 Definición del F-P-L para cada subsistema

Equipo	Fuel	Producto	Pérdidas
I	We <sub>1</sub>	(2-1)	
II	We <sub>2</sub> y We <sub>3</sub>	(6-2)	3
III	17', Qprec, 9	(7-6)	17
IV	We <sub>4</sub> , Q <sub>horno</sub> , 10	(7-8)	
V	We <sub>5</sub> , 9, 10	(8-11)	
VI	We <sub>6</sub> , We <sub>7</sub>	(11-16)	12

### 3.3.2 Cálculo de la exergía de todos los flujos

Como se especificó en el capítulo II, para calcular la exergía de un flujo primero hay que establecer el ambiente estable de referencia (AER), el cual para el caso en cuestión, queda definido con las condiciones especificadas en la Tabla 3.16

Tabla 3.16 Condiciones para el AER

T <sub>o</sub> (K)	P <sub>o</sub> (atm)	h <sub>o</sub> (kJ/kg)	s <sub>o</sub> (kJ/kg K)
298.15	1	466.01214	4.332125

Una vez propuesto el AER se procedió a calcular las exergías utilizando las ecuaciones 2.5, 2.9 y 2.10 (reescritas aquí con el objeto de tenerlas presentes) y las exergías químicas de las sustancias tomadas de Kotas (1995):

$$E_f = \int_{T_0}^T Cp(T)dT - T_0 \int_{T_0}^T \frac{Cp(T)}{T} dT \dots\dots\dots(2.5)$$

$$E_i = E_{f_i} + E_{q_i} \dots\dots\dots(2.9)$$

$$E_Q = \left(1 - \frac{T_0}{T}\right) Q \dots\dots\dots(2.10)$$

El cálculo de la exergía del combustible se realizó utilizando la ecuación 3.8.

$$\phi = 1.0401 + 0.1728 \left(\frac{h}{c}\right) + 0.0432 \left(\frac{o}{c}\right) + 0.2169 \left(\frac{s}{c}\right) \left(1 - 2.0628 \left(\frac{h}{c}\right)\right) \dots\dots\dots(3.8)$$

Así los resultados y tablas correspondientes a los balances de exergía se pueden ver en el anexo A.5. Sin embargo los resultados finales se muestran en la Tabla 3.17.

Tabla 3.17 Resultados finales del balance de exergía para cada corriente.

Corriente	B (kW)	B (kJ/h)
1	0.078543728	282.757422
2	22.12017713	79632.63768
3	3.912939807	14086.5833
6	42.85076798	154262.7647
7	65285.84777	235029052
8	5145.182588	18522657.32
9	24448.98414	88016342.91
10	43781.93155	157614953.6
11	410.0799601	1476287.856
12	88.04862961	316975.0666
16	260.222707	936801.7453
17	3058.928919	11012144.11

Continuación Tabla 3.17

Corriente	B (kW)	B (kJ/h)
x	2402.088845	8647519.842
We1	2946.7	10608120
We2	277.7777778	1000000
We3	262.3673395	944522.4223
We4	9424.754785	33929117.23
We5	90785.65697	326828365.1
We6	22.22	79992
We7	460.4564057	1657643.061
21	60414.44658	217492007.7
22	247716.2538	891778513.7

### 3.3.3 Matriz de incidencia, matriz aumentada, balances de materia, energía y exergía destruida

Ahora que ya se han realizado los balances de materia, energía y exergía se realiza la multiplicación de la matriz de incidencia por cada una de las matrices columna de materia, energía y exergía, como ya se ha indicado en el capítulo II, siguiendo las ecuaciones 2.14 a 2.16.

$$A \times M = 0 \dots\dots\dots(2.14)$$

$$A \times E = 0 \dots\dots\dots(2.15)$$

$$A \times B = B_D \dots\dots\dots(2.16)$$

Como se puede ver, para el caso de la multiplicación de las matrices correspondientes al balance másico y energético por la matriz de incidencia deben dar cero y ello sirve de comprobación para verificar que dichos balances estén correctos.

En el caso de la multiplicación de la matriz de exergía por la matriz de incidencia es importante pues se tiene como resultado la exergía destruida en cada uno de los equipos. Las Tablas 3.18 y 3.19 muestran los resultados para el sistema desagregado y agregado, respectivamente.

Tabla 3.18 Resultados del balance para el sistema desagregado (en kJ/h)

	BM	BE	BEX (D)
Equipo II	0	0	10528770.1
Equipo III	2.91038E-11	-1.16415E-10	935916.445
Equipo IV	-3.63798E-12	3.52017E-06	63545.1185
Equipo V	0	0	919889.267
Equipo VI	-1.03682E-10	0	68268937.1
Equipo VII	2.91038E-11	0	1291181459

Continuación Tabla 3.18

	BM	BE	BEX (D)
Equipo VIII	0	5.96046E-08	98244183.2
Equipo IX	0	0	3324503.25
Equipo X	0	6.85453E-06	2042398.5
Equipo XI	0	4.97152E-07	1186648.77
Equipo XIV	6.54836E-11	0	5334766.41
Equipo XV	-5.00222E-11	0	7141860.29

Tabla 3.19 Exergía destruida, irreversibilidades, pérdidas de exergía y eficiencia térmica para el sistema agregado

EQUIPO	B <sub>F</sub>	B <sub>P</sub>	B <sub>D</sub>	I	L	η térmica %
I	10608120	79349.8803	10528770.1	10528770.1	0	1%
II	1944522	74630.1271	1855805.71	1869892.3	14086.5833	4%
III	314155870	234874789	68268937.1	79281081.2	11012144.11	75%
IV	1309704117	18522657.3	1291181459	1291181459	0	1%
V	573935949	18839632.4	589189056	555096317	0	3%
VI	1737635	936801.745	483858.249	800833.315	316975.0666	54%

Se puede ver que el equipo con la mayor cantidad de exergía destruida es el horno con 1 291 181 459 kJ/h y el equipo que menos presenta destrucción de exergía es el homogeneizador con 1 855 805. Hasta ahora solo se ha realizado el análisis de destrucción de exergía, sin embargo hay que realizar el análisis de los costos exergéticos tanto de las corrientes como de los equipos para poder dar una conclusión real de lo que puede estar pasando en el sistema. Para calcular el costo exergético, como se ha especificado en el capítulo II, se debe obtener la matriz aumentada del sistema utilizando las proposiciones y corolarios que se muestran en dicho capítulo. Así entonces las proposiciones que representan al sistema se muestran en la Tabla 3.20 y la matriz aumentada se muestra en el anexo A.6

Tabla 3.20 Proposiciones utilizadas para obtener la matriz aumentada del sistema

Proposiciones
$B^*we1=Bwe1$
$B^*we2=Bwe2$
$B^*we3=Bwe3$
$B^*we4=Bwe4$
$B^*we5=Bwe5$
$B^*we6=Bwe6$
$B^*we7=Bwe7$
$B^*Q1=BQ1$
$B^*Q2=BQ2$
$B^*1=B1$
$B^*3=0$
$B^*17=0$
$B^*12=0$
$B^*9/B9=B^*10/B10$
$B^*8/B8=B^*17'/B17'$
$B^*7/B7=B^*8/B8$

### 3.3.4 Costo exergético

Como se ha mencionado se requiere de una matriz cuadrada (matriz aumentada) para realizar el cálculo de los costos exergéticos además de la matriz columna ( $0/\omega$ ), esta última se muestra en el anexo A.6 junto con la matriz aumentada.

Los cálculos se han realizado de acuerdo a la ecuación 2.23 y los resultados de la aplicación del método de costo exergético se muestran en la Tabla 3.21.

Tabla 3.21 Costos exergéticos unitarios por subsistema

Equipo	$B_f^*$	$k_f^*$	$B_p^*$	$k_p^*$
I	10608120	1.3	10608120	132.2167697
II	1944522.422	2	1944522.42	51.84311355
III	1039386925	12.5428456	562114931	78.92856333
IV	2913173379	11.0977528	45289617.1	2.445092858
V	4424096001	1280.85651	45289617.1	2.445092858
VI	1737635.061	2	1860837192	1986.372465

Del análisis de destrucción de exergía se había dicho que el equipo que presentó la mayor cantidad de exergía destruida fue el horno. A partir del análisis de costo exergético se sabe que entre mayor sea su costo exergético unitario su eficiencia exergética es menor. Aplicando dicha teoría al caso en cuestión se puede ver en la Tabla 3.21 que los recursos para el enfriador son los que presentan un mayor costo y sin embargo el equipo que presenta un mayor costo en sus productos es el molino de cemento, esto podría explicarse de acuerdo a Acevedo (2010), donde se dice que no existe una relación directa entre el incremento de las irreversibilidades y el impacto de los recursos. Mientras más se avanza en el proceso de producción se genera un costo mayor de las irreversibilidades y como consecuencia el consumo de recursos aumenta al disminuir el desempeño de la operación de un equipo, forzando a los otros componentes del sistema a adaptar su comportamiento para mantener el objetivo de la operación en las mismas condiciones.

Así, el incremento de las irreversibilidades de una unidad  $i$  está compuesto por dos términos:

$$\Delta I_i = \Delta k_i P_i^\circ + (k_i - 1) \Delta P_i$$

El primero se llama irreversibilidad endógena o malfunción, se trata de una irreversibilidad que tiene su origen en el mismo equipo, se puede corregir actuando sobre dicho equipo.

El segundo es el término que representa las irreversibilidades exógenas o disfunciones, estas son irreversibilidades que se inducen en el equipo por las malfunciones de otras unidades, lo que provoca un consumo extra de recursos para mantener constante el producto.

Una malfunción solo afecta el comportamiento de las unidades, mientras que una disfunción surge de la adaptación de los equipos para mantener la producción. Así entonces, una disfunción no puede ser corregida actuando sobre sí misma sino que es necesario disminuir la malfunción que la

genera. El costo de la malfunción o impacto de recursos tiene dos componentes, la malfunción propiamente dicha y una disfunción, que depende de la posición del componente en el sistema. Dentro de la malfunción se distinguen dos partes:

- Una malfunción intrínseca debida al mal funcionamiento del equipo
- Una malfunción inducida por el mal funcionamiento de otros componentes y la variación de las condiciones de operación

Mediante el análisis de malfunciones se identifican las causas de las mismas con lo cual se cuantifica su impacto sobre los recursos. Se trata de una aproximación de la variación de las malfunciones como una combinación lineal de las malfunciones individuales debidas a cada variable de referencia.

### 3.4 Uso de la herramienta TAESS para el cálculo de malfunciones y disfunciones

TAESS es el nombre de un software diseñado para realizar análisis termoeconómicos de sistemas energéticos a partir de una estructura física productiva y de un modelo termodinámico. Está basado en los trabajos sobre termoeconomía desarrollados en CIRCE y el departamento de Ingeniería Mecánica de la Universidad de Zaragoza de España. (Torres, no especificado).

El programa TAESS es una aplicación basada en macros de *Visual Basic* para Excel. El programa pide definir una estructura productiva, los flujos de exergía de referencia y los operativos, con el fin de realizar el diagnóstico termoeconómico del sistema.

En este estudio se utiliza esta herramienta para analizar el sistema cuando se trata con distintas composiciones de crudo, se pretende analizar el efecto que tiene el cambio en la composición del crudo sobre el funcionamiento del sistema. En específico se utilizan los datos de la Tabla 1.3 donde se muestran las composiciones de varios tipos de materia prima. Se han elegido la Caliza 1 y la Caliza 4 como los crudos que se estudiarán teniendo como referencia el crudo que se utiliza en la planta de Hidalgo. En la Tabla 3.22 se muestran las diferentes composiciones de los crudos elegidos para el análisis.

Tabla 3.22 Composición de los crudos utilizados en el análisis

	Crudo base	Caliza 1	Caliza 2
SiO <sub>2</sub>	14.37%	26.85%	30.16%
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	3.76%	3.78%	3.07%
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	2.70%	1.89%	0.97%
CaCO <sub>3</sub>	76.78%	66.32%	65.28%
MgO	0.74%	0.87%	0.21%
H <sub>2</sub> O	0.46%	0.13%	0.11%
K <sub>2</sub> O	0.46%	0.16%	0.20%
Na <sub>2</sub> O	0.73%	0.01%	0.00%

La estructura física productiva es la que se muestra en la Fig. 3.3 y los valores exergéticos para los flujos y cada crudo se muestran en la Tabla 3.23, donde se puede notar que la exergía de los flujos de crudo es mayor conforme el contenido de CaCO<sub>3</sub> aumenta (haciendo referencia a que los

crudos propuestos muestran un menor contenido de  $\text{CaCO}_3$  que el crudo utilizado en la planta de Hidalgo (ver Tabla 3.22)).

Tabla 3.23 Exergías de los flujos para las tres distintas composiciones de crudo

Corriente	$B_{\text{base}}$ (kW)	$B_1$ (kW)	$B_2$ (kW)
1	0.08	0.07	0.06
2	22.12	18.57	18.10
3	3.91	3.29	3.21
6	42.85	35.99	35.07
7	65285.85	59634.97	61289.09
8	5145.18	7630.69	7806.50
9	24448.98	24429.02	24458.39
10	43781.93	43764.12	43790.33
11	410.08	370.05	315.04
12	88.05	88.29	88.33
16	260.22	179.45	101.77
17	3058.93	2537.26	2457.22
17'	2402.09	2390.63	2406.17
We1	2946.70	2946.70	2946.70
We2	277.78	277.78	277.78
We3	262.37	245.34	243.75
We4	9424.75	9084.41	9173.59
We5	90785.66	90785.66	90785.66
We6	22.22	22.22	22.22
We7	460.46	550.61	610.42
21	60414.45	58123.99	55980.78
22	247716.25	238257.58	239309.60

Con estos valores y la definición de los recursos y productos del sistema se obtienen las Tablas 3.24 y 3.25, a partir de las cuales el programa realiza el diagnóstico. El diagnóstico de malfunciones y disfunciones se realiza generalmente cuando se cuenta con los datos de operación del sistema y se requiere verificar cómo ha decaído el funcionamiento del mismo con respecto a las condiciones de diseño (que no siempre son las de mayor eficiencia) datos con los que de igual forma se debe contar.

En este caso no se cuenta con los datos de diseño de la planta, así que se decidió darle un enfoque comparativo entre las condiciones de operación de la planta y el cambio de alguna variable de proceso como presión, temperatura o composición. Se eligió cambiar la composición de la materia prima, dado que tanto para la calidad del cemento como el requerimiento energético y generación de contaminantes es una variable muy importante.

Tabla 3.24 Datos del análisis entre el crudo base y el crudo 1

Flow	Exergy, E[kW]	Exergy, E[kW]	Ouput Device	F/P	Input Device	F/P
1	0.0785	0.0659	0	p	1	p
2	22.1202	18.5716	1	p	2	p
3	3.9129	3.2886	2	p	0	f
4	42.8508	35.9866	2	p	3	p
5	65285.8478	59634.9699	3	p	4	f
6	5145.1826	7630.6899	4	p	5	p
7	24448.9841	24429.0174	5	p	3	f
8	43781.9316	43764.1158	5	p	4	f
9	410.0800	370.0480	5	f	6	f
10	88.0486	88.2900	6	f	0	f
11	260.2227	179.4504	6	p	0	f
12	3058.9289	2537.2607	3	f	0	f
13	2402.0888	2390.6274	4	f	3	f
14	2946.7000	2946.7000	0	p	1	f
15	277.7778	277.7778	0	p	2	f
16	262.3673	245.3357	0	p	2	f
17	9424.7548	9084.4055	0	p	4	f
18	90785.6570	90785.6570	0	p	5	f
19	22.2200	22.2200	0	p	6	f
20	460.4564	550.6068	0	p	6	f
21	60414.4466	58123.9904	0	p	3	f
22	247716.2538	238257.5829	0	p	4	f

Tabla 3.25 Datos del análisis entre el crudo base y el crudo 2

Flow	Exergy, E[kW]	Exergy, E[kW]	Ouput Device	F/P	Input Device	F/P
1	0.0785	0.0642	0	p	1	p
2	22.1202	18.0986	1	p	2	p
3	3.9129	3.2055	2	p	0	f
4	42.8508	35.0718	2	p	3	p
5	65285.8478	61289.0928	3	p	4	f
6	5145.1826	7806.4969	4	p	5	p
7	24448.9841	24458.3922	5	p	3	f
8	43781.9316	43790.3260	5	p	4	f
9	410.0800	315.0405	5	f	6	f
10	88.0486	88.3251	6	f	0	f
11	260.2227	101.7681	6	p	0	f
12	3058.9289	2457.2185	3	f	0	f
13	2402.0888	2406.1713	4	f	3	f
14	2946.7000	2946.7000	0	p	1	f
15	277.7778	277.7778	0	p	2	f
16	262.3673	243.7539	0	p	2	f
17	9424.7548	9173.5864	0	p	4	f
18	90785.6570	90785.6570	0	p	5	f
19	22.2200	22.2200	0	p	6	f
20	460.4564	610.4180	0	p	6	f
21	60414.4466	55980.7778	0	p	3	f
22	247716.2538	239309.6036	0	p	4	f

Los resultados obtenidos del diagnóstico realizado por TAESS para los dos casos en comparación se muestran a continuación con sus respectivas descripciones.

Primero se muestran las Tablas F-P para el sistema de referencia (crudo base) y el de operación (crudo propuesto) en la cual se proporciona información sobre los recursos, residuos (si es que existen equipos disipativos) y productos finales del sistema, los productos y recursos por equipo y la distribución de los mismos. Cada elemento  $E(i,j)$  de las tablas representa la exergía producida en el equipo  $i$ , que se utiliza como recurso en el equipo  $j$ . Se divide en tres partes: La fila P0, que contiene los recursos externos del sistema; la columna F0, que contiene los recursos finales del sistema y la matriz [FP], que representa los productos que son utilizados como recursos internos del sistema.

Tabla 3.26. Tabla F-P para el sistema de referencia

DEVICE		F0	F1	F2	F3	F4	F5	F6	Producto
Environment	P0	0	2947	540	60414	257141	90376	805	412223
Molino de materia prima	P1	2	0	0	1	19	0	0	22
Homogeneizador con colector de polvos	P2	2	0	0	1	22	0	0	25
Precalcinador	P3	0	0	0	2401	62842	0	0	65243
Horno	P4	231	0	0	1613	3302	0	0	5145
Enfriador	P5	2828	0	0	19777	40480	0	0	63086
Molino de cemento con colector de polvo	P6	260	0	0	0	0	0	0	260
Recurso	F	3323	2947	540	84207	363807	90376	805	

En la Tabla 3.26 se puede ver que el equipo donde mayor cantidad de exergía se produce es en el precalcinator 62 842 kW, misma que es utilizada en el horno. Lo cual refleja la gran importancia de dicho equipo en el proceso.

Después se presenta el análisis de costos con dos tablas, donde la primera se refiere a los índices termoeconómicos para cada equipo y la segunda es la relación FPR (Fuel-Product Relation) para los costos, donde el elemento  $C(i,j)$  representa el costo del producto del equipo  $i$  que se utiliza como recurso en el equipo  $j$ .

Tabla 3.27 Índices termoeconómicos para el sistema de referencia

		F	P	l	k	$c_p$	$c_f$	$C_p$	$C_f$
Molino de materia prima	1	2946.70	22.04	2924.66	133.7	133.69	1.00	2946.70	2946.70
Homogeneizador con colector de polvos	2	540.15	24.64	515.50	21.92	21.92	1.00	540.14	540.15
Precalcinador	3	84206.59	65242.9	18963.59	1.29	46.71	36.1	3047527	3047527
Horno	4	363806.7	5145.18	358661.5	70.71	1764.7	24.9	9079996	9079996
Enfriador	5	90375.58	63085.7	27289.83	1.43	1.43	1.00	90375.5	90375
Molino de cemento con colector de polvo	6	804.71	260.22	544.49	3.09	3.09	1.00	804.71	804.71

Se puede ver que el equipo que presenta una menor eficiencia es el molino de crudo, ya que presenta un valor de  $k$  muy alto, contrario al precalcinator que presenta una  $k$  muy baja de 1.29. El que mayor recurso requiere es el horno con 363 806.7 kW, así como el que menor recurso requiere es el homogeneizador. El equipo que presenta más irreversibilidades es el horno con 358

661.5 kW, y habría que poner atención en el molino de crudo, pues el 99 % de su recurso se pierde como irreversibilidades del mismo.

Tabla 3.28 Costo exergetico de los productos para el sistema de referencia

	F0*	F1*	F2*	F3*	F4*	F5*	F6*	C <sub>p</sub>	
Environment	P0*	0	2947	540	60414	257141	90376	805	412223
Molino de materia prima	P1*	247	0	0	99	2601	0	0	2947
Homogeneizador con colector de polvos	P2*	45	0	0	18	477	0	0	540
Precalcinador	P3*	0	0	0	112129	2935398	0	0	3047527
Horno	P4*	407074	0	0	2846534	5826388	0	0	9079996
Enfriador	P5*	4052	0	0	28332	57992	0	0	90376
Molino de cemento con colector de polvo	P6*	805	0	0	0	0	0	0	805
Recurso	C <sub>r</sub>	412223	2947	540	3047527	9079996	90376	805	

De acuerdo a los resultados que se muestran en la Tabla 3.28, el costo del producto en el horno es el mayor con 9 079 996 kW en comparación con los productos generados por los otros equipos. La mayor parte del recurso utilizado en el horno se genera a partir de él mismo con 5 826 388 kW, utilizando también una buena parte de los recursos del ambiente y del precalcinador.

### 3.4.1 Comparación del funcionamiento del sistema con crudo base y crudo 1

Tomando en cuenta que lo que se requiere es una mayor eficiencia en cuanto al uso de la energía en el sistema y sabiendo el proceso en cuestión, se tiene que los equipos que mayor cantidad de energía manejan son el precalcinador, el horno y el enfriador, para éste último se prefiere que al realizar el cambio en la composición del crudo las corrientes de aire secundario (10 y 11) presenten un aumento en su exergía, dado que se requiere que la transferencia de calor entre el clínker y el aire primario aumente con el fin de que el clínker salga a menor temperatura y el aire salga a la mayor temperatura posible para ser utilizado en la combustión del combustóleo en el horno y el precalcinador. Sin embargo de acuerdo a los datos de la Tabla 3.24 se puede ver que dichas corrientes presentan una disminución en su exergía.

Tabla 3.29 Tabla F-P para el crudo 1

DEVICE	F0	F1	F2	F3	F4	F5	F6	Producto	
Environment	P0	0	2947	523	58124	247342	90416	855	400206
Molino de materia prima	P1	2	0	0	1	16	0	0	19
Homogeneizador con colector de polvos	P2	2	0	0	1	18	0	0	21
Precalcinador	P3	0	0	0	2389	57210	0	0	59599
Horno	P4	284	0	0	2450	4897	0	0	7631
Enfriador	P5	2253	0	0	19442	38867	0	0	60562
Molino de cemento con colector de polvo	P6	179	0	0	0	0	0	0	179
Fuel	F	2720	2947	523	82406	348350	90416	855	

La Tabla F-P para el crudo 1 se presenta como Tabla 3.29, la cual es de mayor ayuda para la comparación entre el funcionamiento exergetico que la Tabla 3.24. Con el crudo cruz azul se

requiere de más recursos externos: 412 223 kW que con el crudo 1: 400 206 kW, además de que los recursos finales del sistema 1 son menores que para el sistema de referencia, lo cual quiere decir que utilizando el crudo 1 se obtiene una mayor asimilación de los recursos en el sistema que con el crudo base.

Se había mencionado que el enfriador en el sistema 1 parecía tener una menor eficiencia que en el caso de referencia, lo cual se puede verificar con la comparación de la exergía producida en dicho equipo para ambos casos en los resultados de TAESS. En el caso base se producen 60 257 kW y en el caso 1 de 58 309 kW, mismos que se utilizan en el precalcinador y horno, lo cual reafirma lo anteriormente concluido con la Tabla 3.26.

Tabla 3.30 Índices termoeconómicos para el sistema 1

		F	P	I	k	c <sub>p</sub>	c <sub>f</sub>	C <sub>p</sub>	C <sub>f</sub>
Molino de materia prima	1	2946.70	18.5057	2928.194	159.23	159.23	1	2946.70	2946.70
Homogeneizador con colector de polvos	2	523.113	20.7037	502.4098	25.2667	25.2667	1	523.1135	523.1135
Precalcinador	3	82406.3	59598.9	22807.39	1.3827	61.2027	44.263	3647616.27	3647616.2
Horno	4	348350	7630.68	340719.7	45.6512	1393.7	30.52	10635015	10635015
Enfriador	5	90415.6	60562.4	29853.16	1.4929	1.49	1	90415.60	90415.60
Molino de cemento con colector de polvo	6	854.584	179.45	675.1344	4.7622	4.7622	1	854.5848	854.5848

En el caso del crudo 1 el molino es el equipo que presenta una menor eficiencia dado que su costo unitario exergético es el más alto con 159.23, el horno al parecer tiene una buena eficiencia, sin embargo es el que muestra mayor cantidad de irreversibilidades y mayor costo unitario en sus productos.

Tabla 3.31 Costo exergético de los productos para el sistema 1

		F0*	F1*	F2*	F3*	F4*	F5*	F6*	C <sub>p</sub>
Environment	P0*	0	2947	523	58124	247342	90416	855	400206
Molino de materia prima	P1*	247	0	0	108	2592	0	0	2947
Homogeneizador con colector de polvos	P2*	44	0	0	19	460	0	0	523
Precalcinador	P3*	0	0	0	146224	3501392	0	0	3647616
Horno	P4*	395697	0	0	3414115	6825204	0	0	10635016
Enfriador	P5*	3364	0	0	29026	58026	0	0	90416
Molino de cemento con colector de polvo	P6*	855	0	0	0	0	0	0	855
Fuel	C <sub>f</sub>	400206	2947	523	3647616	10635016	90416	855	

El costo exergético del producto del horno que es utilizado como recurso por él mismo es de 6,825,204 kW, lo cual representa el mayor costo, por otro lado el que menor costo presenta es el homogeneizador. Comparando las tablas 3.28 y 3.31 se puede ver que el costo exergético en el precalcinador y el horno aumenta cuando se utiliza el crudo 1 pero disminuye el costo para el homogeneizador lo cual es casi imperceptible.

La Tabla 3.32 muestra el consumo adicional de recursos del equipo i debido a la malfunción del equipo j y la suma de las malfunciones de todos los recursos que entran al equipo representa la malfunción total del equipo i.

El consumo adicional de recursos del ambiente, del horno, del enfriador y del mismo precalcinador a causa de la malfunción de este último le implica una mayor irreversibilidad. Sin embargo para el horno se presenta el caso contrario, esto quiere decir que al realizar el cambio en la composición de la materia prima, las malfunciones negativas en dicho equipo hacen que las irreversibilidades en los demás disminuyan.

Tabla 3.32 Índices de impacto en el recurso del sistema caso1

MALFUNCTION MATRIX							
	1	2	3	4	5	6	
Environment	0	563.040	82.515	3213.876	-90364.5473	3807.13	434.53
Molino de materia prima	1	0	0	0.0010	-8.4794	0	0
Homogeneizador con colector de polvos	2	0	0	0.0016	-9.4723	0	0
Precalcinador	3	0	0	214.9280	-24267.3543	0	0
Horno	4	0	0	1068.640	0.4850	0	0
Enfriador	5	0	0	1506.206	-14273.3723	0	0
Molino de cemento con colector de polvo	6	0	0	0	0	0	0
	MF	563.04	82.51	6003.65	-128922.74	3807.13	434.53

La Tabla 3.33 representa la matriz DF[i,j] que se refiere al incremento en la irreversibilidad del equipo i producida por la malfunción del equipo j.

En este caso se puede ver que las irreversibilidades en el horno son de 1 293 494 kW a causa de la malfunción del precalcinador. En general se observa que el incremento de las irreversibilidades en todos los equipos, exceptuando al molino de cemento, es generado por las malfunciones que se presentan en el precalcinador, sin embargo gracias a la disminución en las malfunciones del horno las irreversibilidades de todos los equipos disminuyen incluyendo las del propio horno.

Tabla 3.33 Matriz de malfunciones, disfunciones e irreversibilidades del sistema caso 1

DISFUNCION MATRIX												
	1	2	3	4	5	6	DF	MF	DF <sub>s</sub>	DF <sub>r</sub>	∑I	
Molino de materia prima	1	0	0	10186.2	-11202.3	0	0	-1016	563.04	456.53	0	3.5360
Homogeneizador con colector de polvos	2	0	0	1747.73	-1921.70	0	0	-174	82.51	78.36	0	-13.09
Precalcinador	3	0	0	86670.7	-93107.9	0	0	-6437	6003.65	4277.3	0	3843.7
Horno	4	0	0	1293494	-1246413	0	0	47082	-1289227406	63899	0	-17942
Enfriador	5	0	0	109895	-116245	0	0	-63508	3807.1322	5107	0	2563.3
Molino de cemento con colector de polvo	6	0	0	0	0	0	0	0	434.5334	-303.9	0	130.65
	DF <sub>i</sub>	0	0	1501994	-1468891	0	0	<b>33103</b>	-118031.9	73515	0	<b>-11413</b>

La columna DF representa la variación del consumo de los componentes del sistema que causa una variación sobre la demanda de producción del componente. En este caso el horno es el único que no presenta una variación negativa, lo cual quiere decir que a causa de las malfunciones en dicho equipo los otros equipos deben variar su producción exergética para que el horno mantenga su funcionamiento normal.

La columna MF representa las irreversibilidades que se presentan en cada equipo a causa de la malfunción del mismo. Para este caso se observa que las malfunciones en el precalcinador provocan un aumento en sus irreversibilidades mayor que el de cualquiera de los otros equipos.

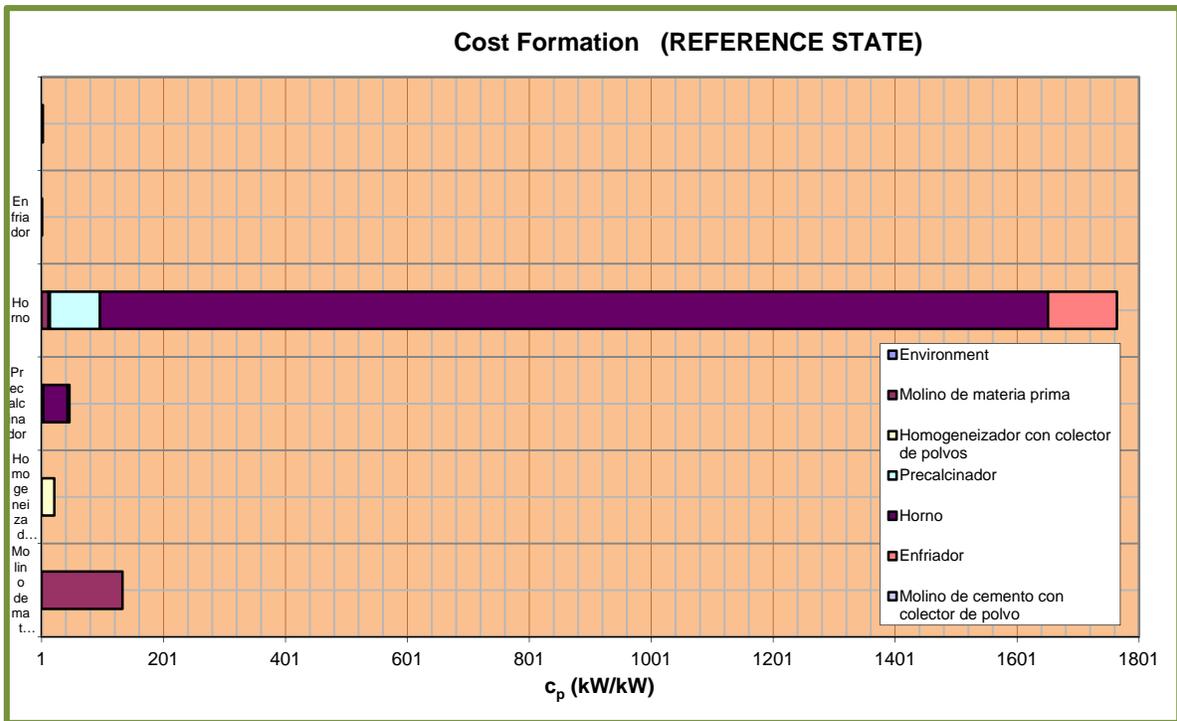
La columna  $DF_s$  representa el incremento en las irreversibilidades debido a la variación de los productos finales. En este caso dado que el horno es forzado a aumentar su producto provoca que las malfunciones de dicho equipo presenten un aumento.

La columna  $DF_R$  representa el aumento de irreversibilidades a causa de la variación en los residuos. Sin embargo como para este caso no se considero ningún equipo como disipativo no se tiene ningún residuo.

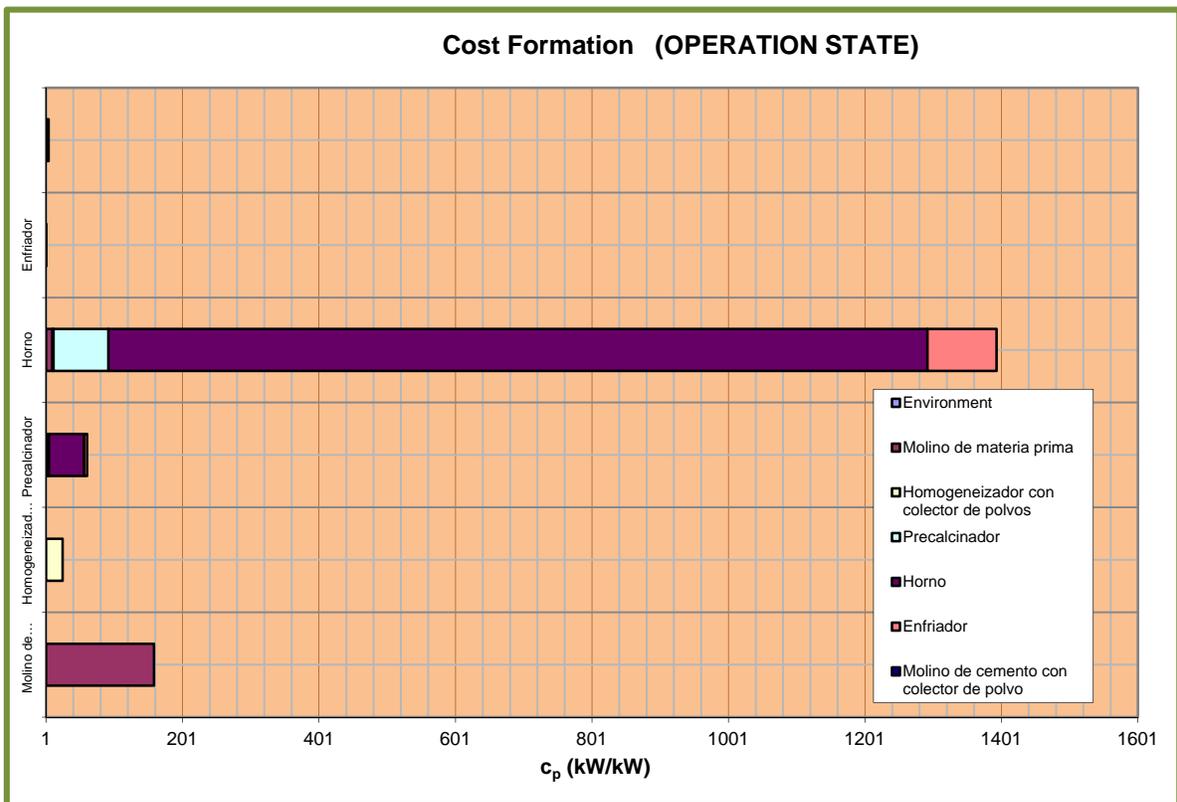
La suma de las columnas anteriores representa la variación total de las irreversibilidades de cada equipo debido al cambio en la composición del crudo. La disminución de las irreversibilidades en el horno y en el homogeneizador es mucho mayor al aumento en las mismas de los demás equipos, lo cual quiere decir que el cambio en la composición propuesto puede ayudar en la mejora del funcionamiento del sistema.

El comportamiento que presenta el sistema ante el cambio en la composición del crudo es satisfactorio, sin embargo hay que poner atención en el precalcinador, el cual de acuerdo al análisis realizado es el elemento que más malfunciones presenta y que genera más disfunciones al sistema. Esto se puede ver mejor en las gráficas 3.1 y 3.2 que se presentan a continuación con sus correspondientes análisis.

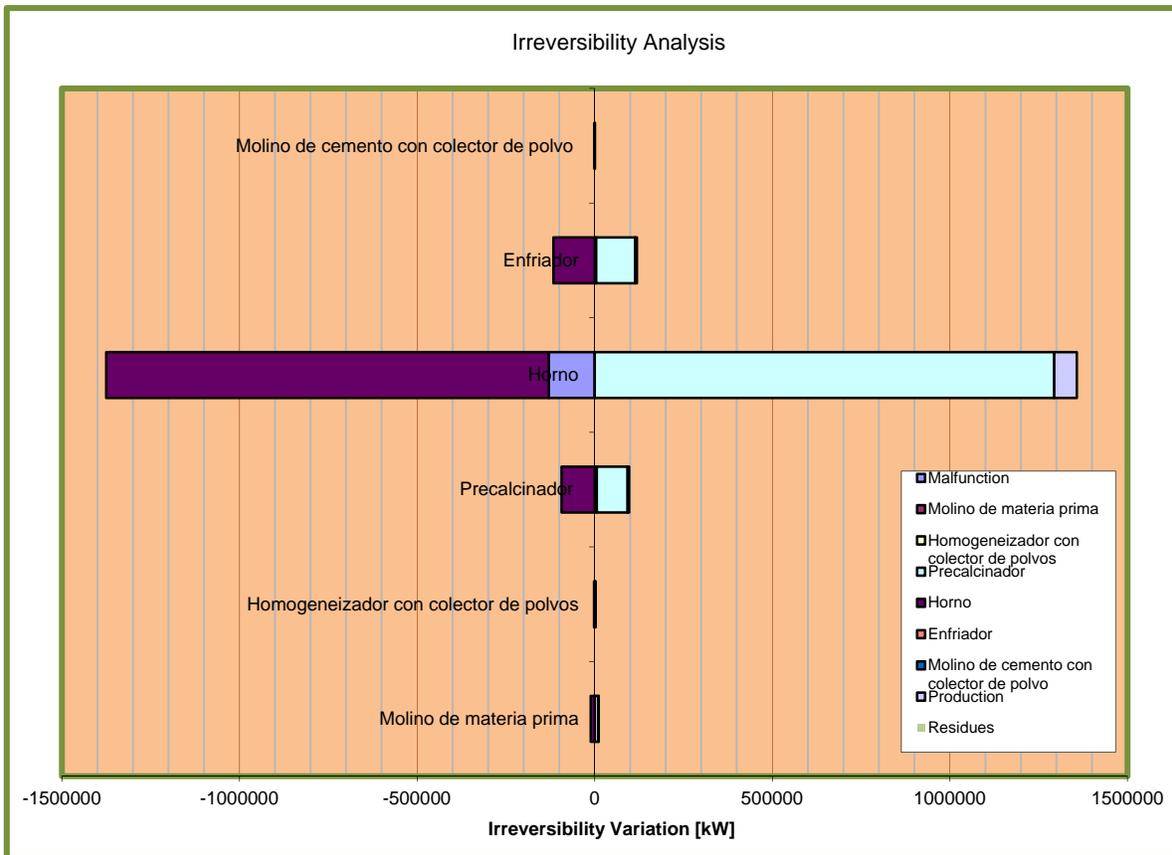
En las gráficas 3.1 y 3.2 se presentan los costos exergéticos unitarios para cada equipo debido a sus irreversibilidades. Y como se puede ver existe una considerable disminución con respecto al sistema de referencia. Aunque se presenta un aumento en los costos del molino de crudo y del precalcinador, apenas perceptible.



Gráfica 3.1 Costos unitarios de formación del sistema de referencia



Gráfica 3.2 Costos unitarios de formación del sistema 1

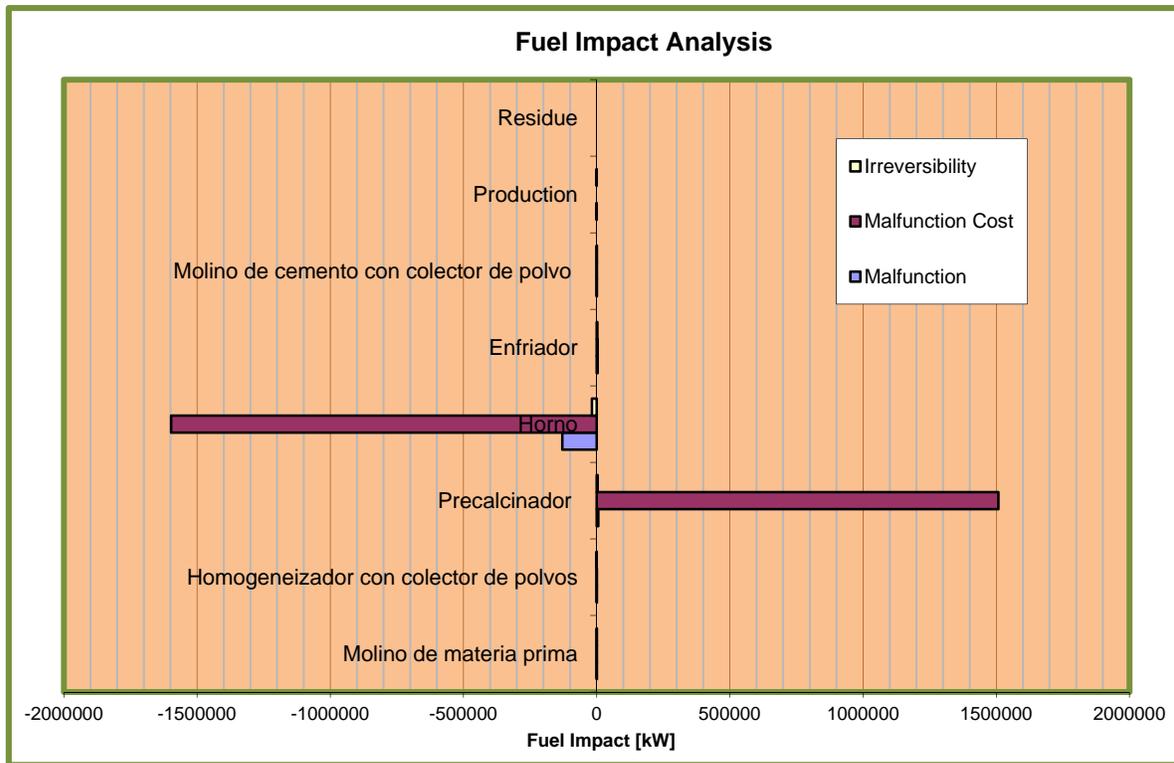


Gráfica 3.3 Análisis de irreversibilidades comparación 1

En la gráfica 3.3 se puede ver que el precalcinador es el equipo que más afecta al funcionamiento del enfriador y del horno aunado a las repercusiones que tiene sobre sí mismo. Sin embargo la disminución de las malfunciones e irreversibilidades en el horno genera una disminución en las irreversibilidades del enfriador, del precalcinador, del molino de crudo y de sí mismo.

Además de las irreversibilidades provocadas por las malfunciones y disfunciones de los equipos, también se muestra la irreversibilidad adquirida a causa de la variación en la producción de cada equipo y claramente se ve que, como ya se había mencionado, el horno es el que mayor cantidad de irreversibilidades presenta por dicha causa.

En la Gráfica 3.4 se muestra como el precalcinador es el equipo con el mayor impacto en su recurso, con un aumento de 1 500 000 kW. Hecho que se minimiza al hacer el balance global, pues el horno presenta una disminución en el impacto de su recurso de 1 600 000 kW aunada a la disminución de malfunciones de dicho equipo de poco más de 100 000 kW.



Gráfica 3.4 Impacto en el recurso comparación 1

### 3.4.2 Comparación del funcionamiento del sistema con crudo base y crudo 2

La comparación del sistema base con el crudo 2, también propuesto, se realiza con el fin de mostrar qué pasaría si se presentara la situación en la que se propusiera un cambio en la composición del crudo, pero se tuviese que decidir entre dos tipos, como los que se han tomado para este estudio.

Tabla 3.34 Tabla F-P para el crudo 2

DEVICE		F0	F1	F2	F3	F4	F5	F6	Product
Environment	P0	0	2947	522	55981	248483	90471	859	399262
Molino de materia prima	P1	2	0	0	1	16	0	0	18
Homogeneizador con colector de polvos	P2	2	0	0	1	18	0	0	20
Precalcinador	P3	0	0	0	2405	58849	0	0	61254
Horno	P4	281	0	0	2517	5009	0	0	7806
Enfriador	P5	2176	0	0	19485	38781	0	0	60442
Molino de cemento con colector de polvo	P6	102	0	0	0	0	0	0	102
Fuel	F	2562	2947	522	80388	351156	90471	859	

Al igual que para los otros crudos analizados el equipo que presenta el mayor consumo de recursos es el horno y éste último toma la mayoría de sus recursos exergéticos del precalcinador. Un dato interesante es que al comparar los datos del producto de las Tablas 3.26, 3.29 y 3.34 se nota que para el crudo 1 la cantidad más alta de exergía en el producto se presenta en el

enfriador, a diferencia del crudo base y del crudo 2, los cuales presentan una mayor cantidad de exergía en el producto del precalcinador.

Tabla 3.35 Índices termoeconómicos para el sistema 2

		F	P	I	k	C <sub>p</sub>	C <sub>f</sub>	C <sub>p</sub>	C <sub>f</sub>
Molino de materia prima	1	2946	18.0344	2928.665	163.39	163.3932	1	2946.70	2946.70
Homogeneizador con colector de polvos	2	521.5	20.1787	501.3530	25.84	25.8457	1	521.5317	521.5317
Precalcinador	3	80388	61254	19134.1	1.3124	61.5247	46.8	3768635	3768635
Horno	4	351156	7806.49	343349.9	44.9826	1404.8577	31.23	1096701	10967017
Enfriador	5	90470	60442	30028.3	1.4968	1.4968	1	90470.6	90470.616
Molino de cemento con colector de polvo	6	859.3	101.7681	757.5853	8.4442	8.4442	1	859.35	859.3535

En este caso disminuye la eficiencia del molino de crudo pero aumenta la del precalcinador y la del horno. Aumenta considerablemente el costo del producto de horno, del precalcinador y del enfriador. El aumento de la k con respecto al sistema de referencia indica que la eficiencia exergética de los equipos se vio altamente afectada con el cambio de composición.

Tabla 3.36 Costo exergético de los productos del sistema 2

		F0*	F1*	F2*	F3*	F4*	F5*	F6*	C <sub>p</sub>
Environment	P0*	0	2947	522	55981	248483	90471	859	399262
Molino de materia prima	P1*	247	0	0	106	2594	0	0	2947
Homogeneizador con colector de polvos	P2*	44	0	0	19	459	0	0	522
Precalcinador	P3*	0	0	0	147954	3620681	0	0	3768635
Horno	P4*	394855	0	0	3535411	7036751	0	0	10967017
Enfriador	P5*	3257	0	0	29165	58049	0	0	90471
Molino de cemento con colector de polvo	P6*	859	0	0	0	0	0	0	859
Fuel	C <sub>f</sub>	399262	2947	522	3768635	10967017	90471	859	

Los costos del producto que se consume tanto en el precalcinador como en el horno aumentan considerablemente, como ejemplo se tiene que el costo del producto del precalcinador que entra como recurso en el horno, en el caso base es de 2 935 398 kW y para el caso 2 es de 3 620 681 kW.

Tabla 3.37 Índices de impacto en el recurso del sistema caso 2

MALFUNCTION MATRIX							
		1	2	3	4	5	6
Environment	0	654.7528	96.7844	-788.0964	-93368.3015	4051.8785	1392.6723
Molino de materia prima	1	0	0	-0.0522	-8.9909	0	0
Homogeneizador con colector de polvos	2	0	0	-0.0577	-10.0432	0	0
Precalcinador	3	0	0	160.8868	-24055.5591	0	0
Horno	4	0	0	1067.4553	-0.2283	0	0
Enfriador	5	0	0	976.4206	-14919.9454	0	0
Molino de cemento con colector de polvo	6	0	0	0	0	0	0
	MF	654.7528	96.7844	1416.5565	-132363.0685	4051.8785	1392.6723

La Tabla 3.37 muestra que a diferencia del sistema 1, el sistema 2 tiene un aumento en el consumo de recursos ambientales por las malfunciones del molino de materia prima y del homogeneizador, pero además presenta una disminución considerable en las malfunciones del precalcinador, las cuales para el caso 1 fueron de 6 003.65 kW y para el caso 2 de 1 416.56 kW, por lo que el consumo de recursos de los equipos disminuyó bastante. Algo similar ocurrió con las malfunciones del horno, sin embargo no de manera tan drástica.

Tabla 3.38 Matriz de malfunciones, disfunciones e irreversibilidades del sistema caso 2

		DISFUNCTION MATRIX											
		1	2	3	4	5	6	DF	MF	DF <sub>S</sub>	DF <sub>R</sub>	DI	
Molino de materia prima		1	0	0	10248.8	-11326.5	0	0	-1077.6	654.75	426.89	0	4.007
Homogeneizador con colector de polvos	con	2	0	0	1754.4	-1938.5	0	0	-184.1	96.7844	73.11	0	-14.14
Precalcinador		3	0	0	73190.2	-77867	0	0	-4676.8	1416.5	3430.7	0	170.5
Horno		4	0	0	1312415	-1256927	0	0	55488.2	-132363	61563.2	0	-15311
Enfriador		5	0	0	111159	-117338.7	0	0	-6179.6	4051.87	4866.3	0	2738.5
Molino de cemento con colector de polvo	con	6	0	0	0	0	0	0	0.0000	1392.67	-1179.5	0	213.1
		DF <sub>I</sub>	0	0	1508768	-1465398	0	0	43370	-124750	69180.7	0	-12199

En la comparación de las Tablas 3.33 y 3.38 se puede ver que las malfunciones generadas por las irreversibilidades del precalcinador y del horno no presentan gran variación del caso 1 al caso 2.

En la columna DF el horno otra vez es el único que no presenta una variación negativa, lo cual quiere decir que a causa de las malfunciones en dicho equipo los otros equipos deben variar su producción exérgica para que el horno mantenga su funcionamiento normal.

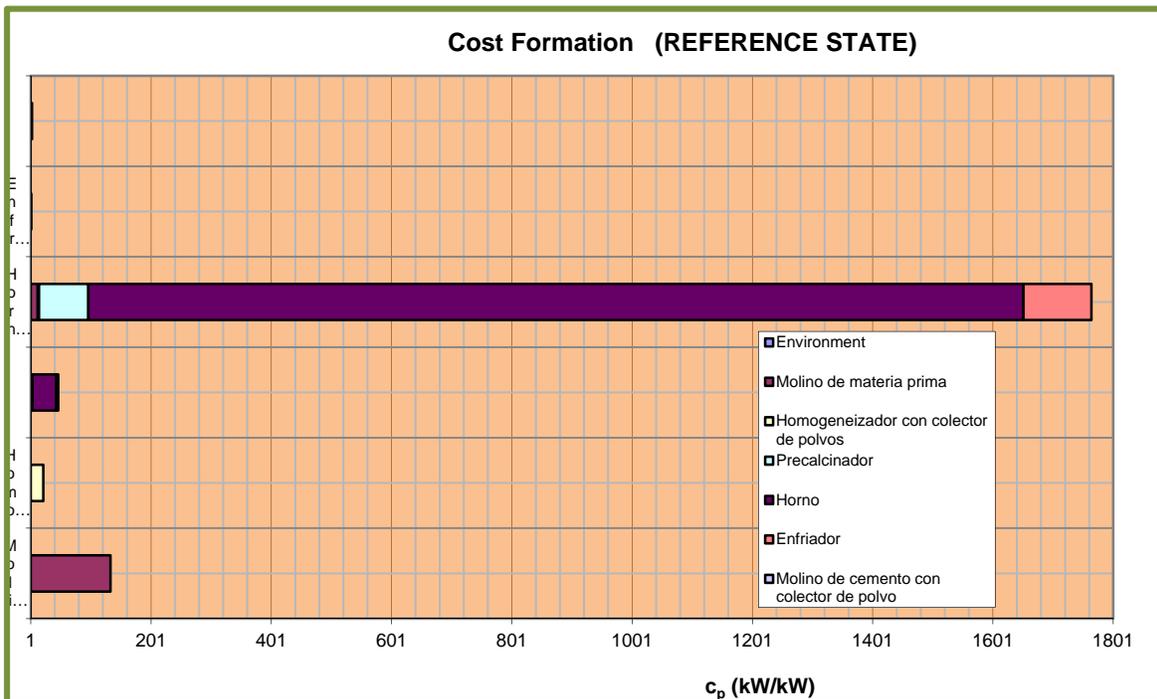
En la columna MF las malfunciones en el precalcinador provocan un aumento en sus irreversibilidades mayor que el de cualquiera de los otros equipos.

En la columna DF<sub>S</sub> el horno es forzado a aumentar su producto provoca que las malfunciones de dicho equipo presenten un aumento. Pero para el molino de cemento la variación en el producto hace que sus malfunciones disminuyan aún más que en el caso 1.

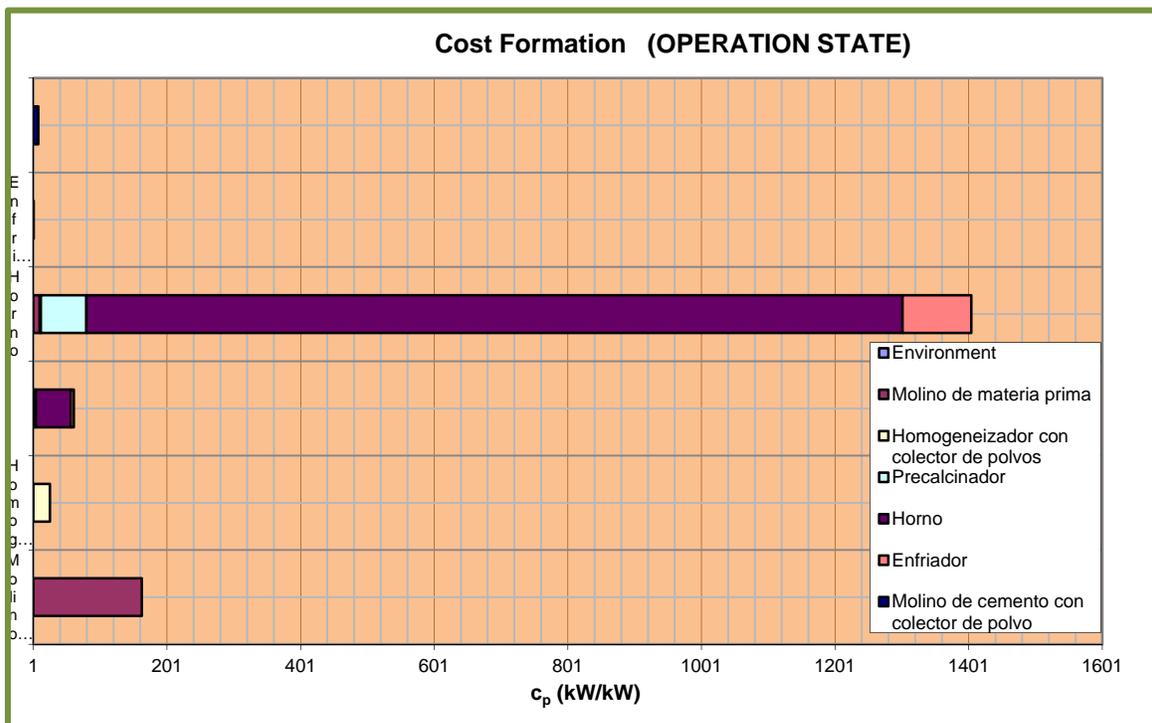
La suma de las columnas anteriores representa la variación total de las irreversibilidades de cada equipo debido al cambio en la composición del crudo. La disminución de las irreversibilidades en el horno y en el homogeneizador es mucho mayor al aumento en las mismas de los demás equipos, lo cual quiere decir que el cambio en la composición propuesto puede ayudar en la mejorar en la disminución de las malfunciones de los equipos y por ende de las irreversibilidades. La variación negativa en las irreversibilidades del sistema 1 es menor que para el caso 2, esto quiere decir que con la composición 2 se pueden disminuir aún más las irreversibilidades que con el crudo 1.

El comportamiento que presenta el sistema ante el cambio en la composición del crudo es satisfactorio, sin embargo hay que poner atención en el precalcinador, el cual de acuerdo al

análisis realizado es el elemento que más malfunciones presenta y que genera más disfunciones al sistema.

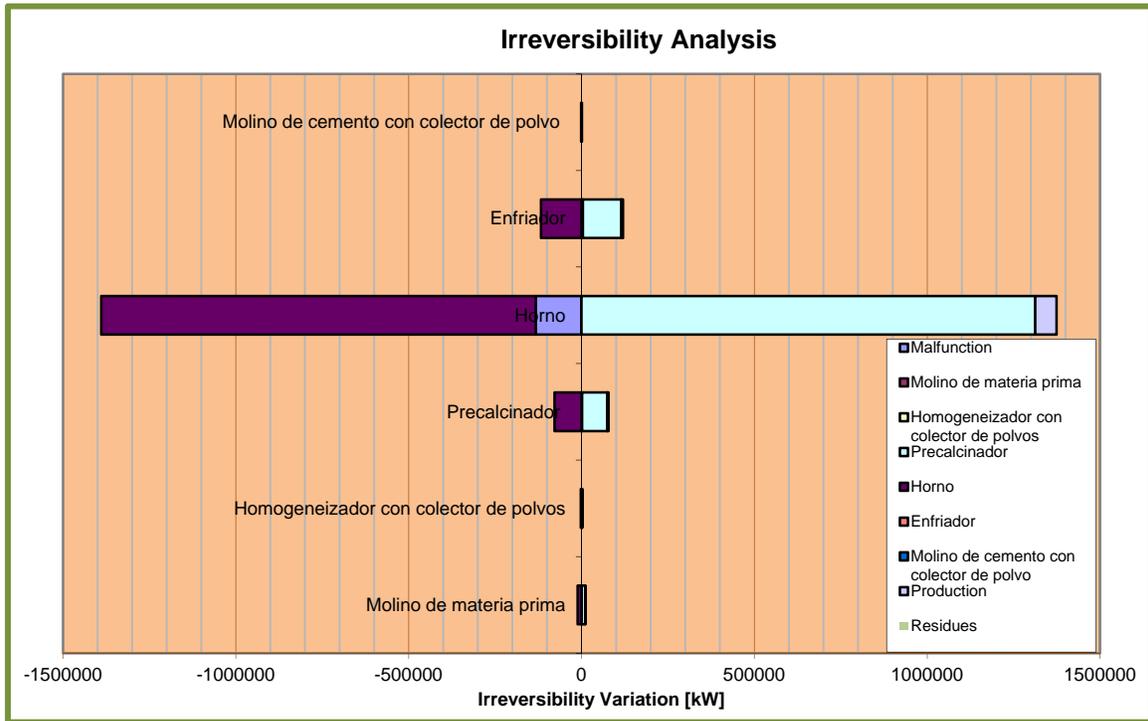


Gráfica 3.5 Costos unitarios de formación para el sistema de referencia

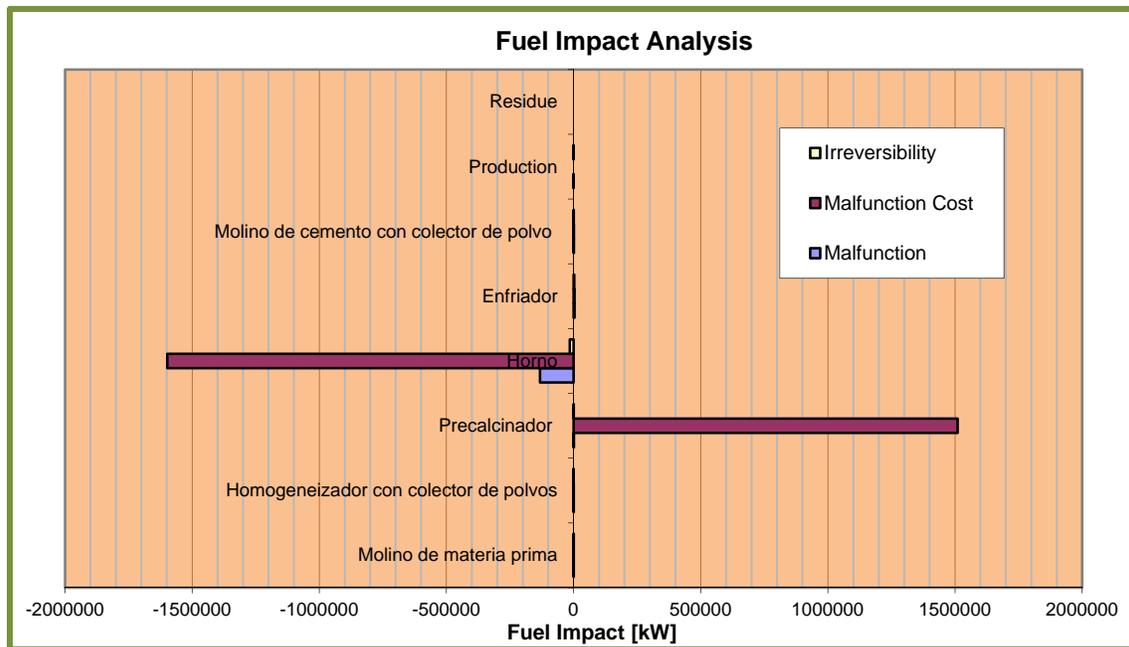


Gráfica 3.6 Costos unitarios de formación sistema 2

En las gráficas 3.5 y 3.6 se nota bastante la disminución en los costos de formación en el horno, de casi 1800 en el sistema de referencia a poco más de 1400 en el sistema 2. Además también se puede ver, que como ya se había mencionado en las tablas, el precalcinador y el molino de materia prima aumentan sus costos unitarios, sin embargo la disminución de los mismos en el horno es mucho más considerable.



Gráfica 3.7 Análisis de irreversibilidades comparación 2



Gráfica 3.8 Impacto en el recurso comparación 2

Se muestra una considerable disminución en las irreversibilidades del horno, sin embargo las afecciones que presenta a causa de las malfunciones del precalcinador y de la variación en su producción se asemeja bastante a las reducciones antes mencionadas. Con respecto al sistema 1, existe un mejor comportamiento por parte del sistema 2 pues muestra una disminución en irreversibilidades mayor.

Comparando las gráficas de impacto en recursos de los dos casos presentados, se nota que el costo por las malfunciones entre el horno y el precalcinador es casi el mismo.

### 3.5 Costo exergoeconómico

Utilizando las ecuaciones presentadas en el capítulo II para el cálculo de los costos exergoeconómicos y la Tabla 3.39 (donde se muestran los costos de los distintos equipos y del combustible) se puede realizar el cálculo de los costos exergoeconómicos de todas las corrientes.

Los costos se obtuvieron utilizando el documento *The concise guide to cement manufacture, the cement plant operations handbook 2001* y los índices económicos publicados en la página [www.che.com](http://www.che.com). CEPCI (Chemical Engineering Plant Cost Index).

Tabla 3.39 Costos de los equipos involucrados en el proceso

Equipos	Millones de dólares
Equipo de extracción de materia prima	3
Materia prima y mezclado	13
Horno, precalcinador y enfriador	18
Sistema y almacenamiento de combustible	5
Almacenamiento de clínker	3
Molino de cemento	9
Almacenamiento de cemento y empaçado	3
Sistemas eléctricos y de control	9
Ingeniería civil	38
Ingeniería de construcción	19
Costos capitales por puesta en marcha	5
Intereses de construcción	14
Piezas de repuesto	4
Contingencias	7

El precio del combustóleo se puede encontrar en los reportes que publica mensualmente PEMEX en la página [www.pemex.com](http://www.pemex.com). Para la elaboración de este documento se tomó en cuenta el precio del combustóleo más recientemente publicado que es de 10.18 pesos por litro (abril 2012).

Así entonces la matriz [Z] que se muestra en la Tabla 3.40 se utilizará para obtener los costos exergoeconómicos de cada uno de los flujos del proceso.

Tabla 3.40 Matriz [Z] para el cálculo de los costos exergoeconómicos

Z
4897.26
21221.46
29383.56
8162.1
4897.26
14691.78
0
0
0
0
0
0
0
0
273843.7
136921.8
0
0
0
0
0
0
0

Utilizando la ecuación 2.28 se calcularon los costos exergoeconómicos correspondientes obteniéndose los resultados que se muestran en la Tabla 3.41.

Tabla 3.41 Costos exergoeconómicos de las corrientes de proceso

ID	Corriente	$\Pi$
1	1	0
2	2	4897.26027
3	3	0
4	4	26118.7215
5	5	365937.682
6	6	28839.5763
7	7	108822.924
8	8	194874.266
9	9	269960.353
10	10	0
11	11	255268.572

Continuación Tabla 3.41

ID	Corriente	$\Pi$
12	12	0
13	13	13464.0945
14	We1	0
15	We2	0
16	We3	0
17	We4	0
18	We5	0
19	We6	0
20	We7	0
21	21	273843.6924
22	22	136921.8462

Ahora utilizando las ecuaciones 2.36 y 2.37 se calculan los costos unitarios exergoeconómicos y los incrementos del costo debido al avance en el procesamiento. Los resultados se muestran en la Tabla 3.42.

Tabla 3.42 Resultados del análisis exergoeconómico

EQUIPO	BF	cF	BP	cP	$\Delta c$
I	10608120	0	79350	0.061498	0.061498
II	1944522	0	74630	0.107815	0.107815
III	314155870	0.004052	234874789	0.167756	0.163704
IV	1309704117	0.00139	18522657	0.001557	0.000167
V	573935949	0.185337	18839632	0.201557	0.01622
horno VI	1737635	0	936802	0.272489	0.272489

\*Los costos exergoeconómicos unitarios tienen unidades de pesos por kW

De los resultados obtenidos del análisis exergoeconómico se puede ver que el aumento en los costos fue mayor en los procesos de molienda de cemento y precalcinación con 0.272489 pesos/kW y 0.163704 pesos/kW, respectivamente y el más bajo fue para el horno, esto indica que puede ser más factible, económicamente hablando, una inversión en cambios sobre el horno que en el precalcinador o en el molino de cemento. Sin embargo de acuerdo a los análisis ya realizados, los equipos que presentan mayor influencia sobre el rendimiento exergético de todo el sistema son el precalcinador y el horno. Esto conlleva entonces a realizar una serie de propuestas que se pueden considerar como opciones tanto técnicas, económicas y ambientales para la mejora del sistema.

## Conclusiones

De acuerdo al análisis exergético el horno es el equipo con la mayor cantidad de irreversibilidades con 1 291 181 459 kJ/h y el equipo que menos presenta irreversibilidades es el homogeneizador

con 1 855 805 kJ/h. A partir del análisis de costo exergético se sabe que entre mayor sea su costo exergético unitario su eficiencia exergética es menor. Aplicando dicha teoría al caso en cuestión se puede ver en la Tabla 3.21 que los recursos para el enfriador son los que presentan un mayor costo y sin embargo el equipo que presenta un mayor costo en sus productos es el molino de cemento.

De los resultados de TAESS, en el caso base se producen 60 257 kW y en el caso 1 de 58 309 kW, mismos que se utilizan en el precalcinador y horno. En el caso del crudo 1 el molino es el equipo que presenta una menor eficiencia dado que su costo unitario exergético es el más alto con 159.23, el horno al parecer tiene una buena eficiencia, sin embargo es el que muestra mayor cantidad de irreversibilidades y mayor costo unitario en sus productos. El consumo adicional de recursos del ambiente, del horno, del enfriador y del mismo precalcinador a causa de la malfunción de este último le implica una mayor irreversibilidad. Sin embargo para el horno se presenta el caso contrario, esto quiere decir que al realizar el cambio en la composición de la materia prima, las malfunciones negativas en dicho equipo hacen que las irreversibilidades en los demás disminuyan. El precalcinador es el equipo con el mayor impacto en su recurso, con un aumento de 1 500 000 kW. Hecho que se minimiza al hacer el balance global, pues el horno presenta una disminución en el impacto de su recurso de 1 600 000 kW aunada a la disminución de malfunciones de dicho equipo de poco más de 100 000 kW. A diferencia del sistema 1, el sistema 2 tiene un aumento en el consumo de recursos ambientales por las malfunciones del molino de materia prima y del homogeneizador, pero además presenta una disminución considerable en las malfunciones del precalcinador, las cuales para el caso 1 fueron de 6 003.65 kW y para el caso 2 de 1 416.56 kW, por lo que el consumo de recursos de los equipos disminuyó bastante. Algo similar ocurrió con las malfunciones del horno, sin embargo no de manera tan drástica.

Del análisis exergoeconómico se puede ver que el aumento en los costos fue mayor en los procesos de molienda de cemento y precalcinación con 0.272489 pesos/kW y 0.163704 pesos/kW, respectivamente y el más bajo fue para el horno, esto indica que puede ser más factible, económicamente hablando, una inversión en cambios sobre el horno que en el precalcinador o en el molino de cemento. Sin embargo de acuerdo a los análisis ya realizados, los equipos que presentan mayor influencia sobre el rendimiento exergético de todo el sistema son el precalcinador y el horno. Esto conlleva entonces a realizar una serie de propuestas que se pueden considerar como opciones tanto técnicas, económicas y ambientales para la mejora del sistema.

## Capítulo IV. Propuestas de optimización

### Introducción

De acuerdo a los resultados y al análisis que se han realizado sobre la planta, se ha llevado a cabo la recopilación de información que puede ser útil a la empresa con el fin de llegar a los objetivos propuestos de optimización. Los puntos del proceso que han sido de gran relevancia en cuanto a pérdidas de energía son el precalcinador y el horno. Así que las propuestas de optimización de acuerdo a ello se describen en este capítulo como sigue.

Este reporte provee información sobre el ahorro de energía y los costos asociados a la implementación de diferentes tecnologías y la aplicación de algunas medidas en la industria del cemento. Principalmente se centra en las medidas de adaptación utilizando las tecnologías disponibles en el mercado, pero muchas de estas tecnologías son aplicables sobre nuevas instalaciones, por otro lado, en la Tabla 4.1 se muestran las medidas de eficientización energética que se incluyen en este documento, por cada etapa del proceso y sobre la operación del sistema en conjunto.

Tabla 4.1 Medidas de optimización energética (Fujimoto, 1993)

<b>Preparación de materia prima</b>	<b>Hornos</b>
Sistemas eficientes de transporte Sistemas eficientes de mezcla de crudo Control de proceso de molinos verticales Molinos de rodillos de alta eficiencia Clasificadores de alta eficiencia	Mejora de refractarios Reducción de la pérdida de calor por la coraza del horno Control de proceso y administración de energía Ajuste de la velocidad de rotación
<b>Preparación del combustible</b>	<b>Eje del horno vertical</b>
Molino de rodillos para la preparación Rodillos de presión para la molienda de carbón	Convertir al sistema en suspensión precalentador-precalcinador-horno Mejora de los sistemas de combustión en el horno
<b>Molienda final</b>	<b>Hornos rotatorios</b>
Control de proceso y manejo de energía Molinos de rodillos de alta eficiencia Clasificadores de alta eficiencia Mejora de los medios de molienda	Cambio del sistema horno-precalentador a sistema precalcinador-horno Cambio de horno largo por sistema precalentador-precalcinador-horno Cambio de horno obsoleto por horno con precalentador multietapas Convertir el enfriador a parrilla reciprocante para un mejor enfriamiento Mejora del sistema de combustión del horno Quemado indirecto Reemplazo de empaques Ciclones de baja caída de presión
<b>Medidas generales</b>	<b>Cambio de materia prima y producto</b>
Mantenimiento preventivo (aislamiento, sistemas de aire comprimido, mantenimiento) Motores de alta eficiencia Ventiladores eficientes con diferentes velocidades de giro Iluminación eficiente	Mezclas de cementos Uso de desechos combustibles Cemento con bajo contenido de álcalis Uso de escoria de acero en el horno

## 4.1 Sistema de mezclado de crudo

Para obtener un producto de calidad y mantener eficientes y óptimas condiciones de combustión en el horno, es de crucial importancia que toda la materia prima que conforma el crudo vaya bien mezclada y completamente homogeneizada. El control de calidad comienza en la cantera y continúa en el sistema de mezclado y homogeneización (Fujimoto, 1993).

La mayoría de las plantas utilizan aire comprimido para agitar el polvo alimentado en los silos de homogeneización de aire fluidizado (utilizando de 1.1 a 1.5 kWh/Ton de crudo). Las plantas antiguas, con procesamiento en seco, utilizaban sistemas mecánicos, los cuales simultáneamente retiraban el material desde 6 a 8 diferentes silos, utilizando de 2.2 a 2.6 kWh/Ton de crudo. Las plantas actuales utilizan silos homogeneizadores por gravedad (o de mezcla continua y almacenamiento) reduciendo el consumo de electricidad. En dichos silos, el material se descarga sobre distintos puntos para mezclarse en conos invertidos. Los silos por gravedad pueden no garantizar la misma eficiencia de mezclado que los de aire fluidizado. A pesar de que las plantas antiguas todavía trabajan con sistemas de aire fluidizado o mecánicos, cada vez más y más plantas están adoptando el sistema por gravedad, debido a la significativa reducción en el consumo de energía.

## 4.2 Hornos

En todos los hornos se pueden implementar mejoras en los refractarios, medidas de reducción de las pérdidas de calor por la coraza, administración de energía y sistemas de control del proceso, además de controles de velocidad de los ventiladores. Sin embargo se puede obtener un gran beneficio al mejorar los sistemas de combustión del horno. Dependiendo del tipo de horno, en la Tabla 4.2 se muestra información sobre los costos capitales, el periodo de recuperación, el ahorro en combustible, el ahorro en electricidad, las reducciones de CO<sub>2</sub> específicas y el tiempo de vida asociado a cada una de las medidas.

Tabla 4.2 Oportunidades de ahorro de energía en hornos (Worrell y col., 2008)

	Costos de capital (mm dólares)	Periodo de recuperación (años)	Ahorro de combustible (GJ/ton)	Ahorro de energía eléctrica (kWh/ton)	Disminución de emisiones de CO <sub>2</sub> (kg C/ton)	Tiempo de vida del proyecto (años)
Mejora de refractarios	ND	ND	0.4-0.6	-	10.3-15.5	ND
Reducción de las pérdidas de calor en la coraza	0.25	1	0.1-0.63	-	2.8-10.3	20
Administración de la energía y control del proceso	0.3-1.7	<2	0.1-0.2	1.5-3.2	2.9-5.9	10
Sistema de ajuste de velocidad de los ventiladores en el horno	0.23	2-3	-	6.1	1.4	10

ND: No disponible; Los datos económicos están basados en datos de EU.

Mejora de refractarios. Los refractarios protegen la coraza de acero del horno del desgaste químico, mecánico o por calor. La selección del material del refractario depende de la mezcla de crudo con la que se trabaje, del combustible y de las condiciones de operación. El aumentar el tiempo de vida útil de los refractarios de alta calidad, aumenta los periodos de operación con lo cual se disminuye el tiempo perdido en el mantenimiento o reposición, con lo cual se compensan los costos de la implementación del proyecto (Schmidt, 1998; van Oss, 2002). Se obtendrán adicionales ahorros de energía también debido a la relativa reducción en el tiempo de encendido del equipo. Los ahorros de energía son difícilmente cuantificables de forma general dado que depende en gran medida del refractario actual seleccionado y la gestión del mismo.

Los refractarios son fabricados por compañías extranjeras tales como Refratechnick (Alemana), RHI (Austriaca), China también produce refractarios medianos y chicos pero su eficiencia energética es más baja que la de los producidos por las empresas líderes del mercado europeo (Cui, 2006).

Reducción de las pérdidas de calor por la coraza. Existen considerables pérdidas de calor a través de la coraza del horno, en mayor medida en la zona de quemado. El uso de un mejor aislante en el refractario (por ejemplo Lytherm), puede reducir las pérdidas de calor (Venkateswaran y Lowitt, 1988) La elección del aislante está en función de las cualidades de aislamiento de los ladrillos y la capacidad de desarrollo y mantenimiento del revestimiento. El revestimiento ayuda a la reducción de las pérdidas de calor y a proteger los ladrillos aislantes de la zona de quemado. Las estimaciones sugieren que el desarrollo de la alta temperatura en los revestimientos de los aislantes para el horno de ladrillos refractarios puede reducir el consumo de combustible en un 0.12 a 0.4 GJ/ton de clínker. Los costos por los sistemas de aislamiento están estimados en 0.25 dólares/año por ton clínker producida (Lesnikoff, 1999). Consideraciones estructurales pueden limitar el uso de nuevos materiales aislantes. El uso de mejores materiales refractarios del horno, también puede conducir a una mayor fiabilidad del horno y menor tiempo de inactividad, lo que reduce considerablemente los costos de producción y la reducción de las necesidades de energía durante el arranque del equipo.

Gestión energética y sistemas de control de procesos. Las pérdidas de calor se pueden suscitar debido a condiciones no óptimas del proceso o de la gestión del proceso. Sistemas de control computarizados automatizados pueden ayudar a optimizar los procesos de combustión y las condiciones del mismo. La mejora del control de procesos también ayuda a mejorar la calidad del producto y su moltura, por ejemplo la reducción de la reactividad y toxicidad del clínker producido, con lo cual se vuelve más eficiente el proceso de molienda del cemento. En las plantas de cemento de todo el mundo, se utiliza una gran variedad de sistemas de control comercializados por diferentes fabricantes. El sistema moderno más utilizado es llamado "fuzzy logic" o control experto. Estos no utilizan un proceso modelado de control de condiciones del proceso, pero trata de simular la mejor forma humana de operar, usando la información de varias etapas en el proceso.

Sistemas de control del proceso adicionales incluyen el uso de analizadores en línea que permiten a los operadores determinar de forma instantánea la composición química del crudo que está siendo procesado, permitiendo así cambios inmediatos en la mezcla de la materia prima. Una alimentación uniforme permite un funcionamiento más estable del horno, con el consiguiente ahorro de combustible. Las cuestiones económicas de los sistemas avanzados de control de procesos suelen ser buenos y los periodos de recuperación de la inversión pueden ser tan cortos como 3 meses (ETSU, 1988).

El control de proceso instalado en el enfriador puede ayudar en la recuperación de calor, mejorar el rendimiento del material y mejorar el control del contenido de cal libre en el producto, así como en la reducción de emisiones de NOx (Martin y col., 2000).

### 4.3 Implementación de precalentador multietapas

Los hornos viejos podrían estar calentando solo en la sección de la cadena en el horno o podrían contar solo con contenedores de una o dos etapas. Instalando un precalentador multietapas suspendido (de cuatro o cinco etapas) se pueden reducir las pérdidas de calor e incrementar la eficiencia del proceso. Los precalentadores suspendidos o de ciclones modernos también presentan una caída de presión reducida, que conduce a una mayor eficiencia en la recuperación de calor y reduce la potencia utilizada en los ventiladores. Instalando nuevos precalentadores, la productividad del horno puede incrementarse, debido al alto grado de precalcificación (arriba del 30 o 40 %) del crudo que va entrando al horno. También, se puede reducir la longitud del horno en un 20 a 30 %, reduciendo así las pérdidas por radiación (van Oss, 1999). Dado que la capacidad se incrementa, el enfriador puede adaptar de tal forma que adquiera una mayor capacidad para el enfriamiento de una mayor cantidad de clínker. La conversión de los hornos antiguos es atractiva cuando necesitan ser reemplazados pero los hornos nuevos son muy caros, asumiendo que las reservas de cal son adecuadas. El ahorro de energía y el número de precalentadores a instalar, depende en gran medida del consumo específico de la misma en el horno del proceso en seco.

### 4.4 Conversión del enfriador

Se utilizan cuatro tipos de enfriadores para el enfriamiento del clínker: 1) Los de eje, 2) Rotatorios, 3) Planetarios y 4) De parrilla recíprocantes. Los de eje y rotatorios ya no se utilizan de hecho en Estados Unidos ya todos han sido cambiados, sin embargo en China aún existen algunos (Cui, 2006). El enfriador de parrilla es la variante moderna de los ya mencionados y es utilizado en casi todos los hornos modernos. Las ventajas de este tipo de enfriador son su amplia capacidad (permitiendo utilizar hornos de gran capacidad) y su eficiente recuperación de calor (la temperatura del clínker que sale del enfriador puede ser tan baja como los 83 °C, en lugar de los 120 a 200 °C, que se tendrían al utilizar enfriadores planetarios) (Vleuten, 1994). La recuperación de calor terciaria (necesaria para los precalcificadores) se torna imposible al utilizar enfriadores planetarios (CEMBUREAU, 1997), limitando la eficiencia de la recuperación de calor. Los enfriadores de parrilla pueden recuperar una mayor cantidad de calor que cualquier otro tipo de enfriador. Para plantas de gran capacidad, los enfriadores de parrilla son la mejor opción;

sin embargo para plantas con una producción menor a las 500 toneladas por día el enfriador de parrilla podría resultar muy caro (COWIconsult y col., 1993).

Los enfriadores reciprocantes modernos presentan un alto grado de recuperación de calor que sus variantes antiguas, incrementando la eficiencia de la recuperación de calor a 65 % o más. La conversión del enfriador es generalmente económicamente atractiva pero sólo cuando se cuenta o se instala un precalcinador, lo cual es necesario por la producción del aire terciario, o cuando se aumenta la capacidad de producción. El costo de la conversión del enfriador se estima entre los 0.044 y 5.5 dólares por tonelada de clínker anual producida, dependiendo del grado de reconstrucción necesario. Los costos de operación anuales se incrementan en 0.11 dólares/ton de clínker (Jaccard y Willis, 1996).

El enfriador disminuye la temperatura del clínker desde los 1200 °C hasta 100 °C aproximadamente. Todos los enfriadores calientan el aire secundario que se utiliza para la combustión en el horno y algunas veces también en el terciario que va al precalcinador (Alsop y Post, 1995). Los enfriadores de parrillas utilizan ventiladores eléctricos y exceso de aire. La proporción de aire que sale a la temperatura más elevada es utilizada como aire terciario en el precalcinador. Los enfriadores rotatorios (utilizados en un 5 % del total de la capacidad instalada a nivel mundial para plantas con producciones arriba de 2200 a 5000 toneladas por día) y los planetarios (usados en un 10 % de las plantas con capacidad de 3300 a 4400 toneladas por día, a nivel mundial) no necesitan ventiladores de combustión y utilizan una baja cantidad de aire en exceso, resultando en bajas pérdidas de calor (Buzzi y Sassone, 1993; Vleuten, 1994).

Los enfriadores de parrilla pueden recuperar entre 1.3 y 1.6 GJ por tonelada de clínker de calor sensible (Buzzi y Sassone, 1993). Mejorando la eficiencia en la recuperación de calor del enfriador se ahorra combustible. La recuperación de calor se puede mejorar a través de la disminución en el volumen del aire en exceso (Alsop y Post, 1995), el control de la profundidad de la cama de clínker y nuevas rejillas como las rejillas de anillos (Buzzi y Sassone, 1993; Lesnikoff, 1999). El control de la distribución del aire de enfriamiento sobre la parrilla, puede resultar en temperaturas más bajas del clínker y más altas del aire.

#### 4.5 Reemplazo de sellos

Se utilizan sellos dentro y fuera del horno para reducir la penetración de aire falso, así como las pérdidas de calor. Los empaques pueden estar tan desgastados que comiencen a aparecer fugas y con ello se necesite de más calor y por lo tanto más combustible en el horno. Los sellos neumáticos y *lamella* son los más frecuentemente utilizados, sin embargo hay otros tipos disponibles (por ejemplo el tipo *spring*). Sin embargo los sellos pueden durar de 10 000 a 20 000 horas, inspección regular puede ser necesaria para reducir las fugas. Las pérdidas de energía resultantes de las fugas en los sellos suelen ser variables pero son generalmente mínimas. La compañía Phillips hornos (2001) reportó que la actualización de los sellos neumáticos de una planta relativamente moderna en la India (Maihar Cement), redujo el consumo de combustible en el horno en un 0.4 % (0.011 GJ/ton de clínker). El periodo de retorno de la inversión por la mejora

del mantenimiento de los sellos del horno se estimó en 6 meses o menos (Canadian Lime Institute, 2001).

## 4.6 Ahorro de energía en la combustión

Se trata de mejorar tanto el rendimiento de la combustión como las entradas de aire por lo que enseguida se exponen algunas medidas que se pueden tomar con dicho fin.

### 4.6.1 Regulación del aire primario en el quemador del horno

Si el porcentaje de aire primario disminuye aparecen problemas en el control de la llama. Se forman las llamadas lenguas que pueden tocar al refractario directamente perjudicando su duración y tocar a la carga de forma irregular introduciendo inquemados que reducen la calidad del clínker. Se debe procurar que la cantidad de aire primario esté situada en el 10 a 12 % sobre el total de aire (primario más secundario). Como el aire de combustión estequiométrico más el exceso de aire es constante, una disminución del aire primario equivale a un aumento en el aire secundario. Si el aire primario es muy bajo, el aumento del aire secundario puede hacer que se presenten sobrecocciones en el clínker y sobrecalentamientos en el refractario, en el cual aparecerán las llamadas rosas. El aire primario permite, situado entre los valores anteriormente citados, mejorar la capacidad del intercambiador ya que el aumento en el aire secundario hace que se produzca un aumento en la temperatura de los gases de salida del intercambiador por encima de los 50 °C y una disminución en la entrada al horno con la consiguiente disminución de la precalcinación (Duda, 1997).

### 4.6.2 Control de la llama

Cuando se utiliza combustóleo como combustible una posible mejora estará en el control de la viscosidad del mismo. Este control puede provocar un efecto secundario de ahorro de energía cuando la calidad del combustible no requiere el calentamiento al que se le está sometido. Dado que la viscosidad incide muy directamente sobre las características de la llama (forma, luminosidad, poder radiante) y es junto con el exceso de aire un factor influyente en la presencia de inquemados en los gases, parece interesante controlarla directamente y no a través de la temperatura de entrada del combustóleo al quemador. Si no se adopta esta solución es necesario recurrir a un incremento moderado de su temperatura, de la presión de inyección o de la presión de operación y del caudal de alimentación del aire primario (Duda, 1997).

Antes de proceder a la pulverización del combustóleo se prevé un calentamiento del mismo. El calentamiento tiene por objeto disminuir su viscosidad hasta los límites especificados por el fabricante del quemador llevándolo a una temperatura prefijada. Un posible inconveniente estaría en el contenido de asfaltenos del combustóleo, el cual no presenta problemas ya que la llama larga de los hornos de cemento permite la combustión completa de estos productos a su paso por la longitud de la llama.

En el caso de quemar carbón, el control de la llama vendrá determinado por el alargamiento o el acortamiento de la misma. Si el carbón que se quema tiene un bajo contenido en volátiles (carbón antracitoso), se producirán acortamientos de llama; si el contenido de volátiles es elevado se producirán alargamientos en la misma. En ambos casos el efecto inmediato es el desplazamiento de zonas, con la consiguiente variación de temperatura y perjuicio para el refractario.

Para que las zonas permanezcan con la longitud actual si se quema combustóleo y/o carbón es preciso que el contenido en volátiles de un carbón esté situado aproximadamente entre el 18 % y el 22 %. El control riguroso de entrada de crudo al horno puede eliminar el inconveniente de los altos contenidos en azufre del combustible dado que se fija en el clínker en forma de  $\text{SO}_3$ . Otra posible mejora estará en la utilización de quemadores mixtos de carbón, combustóleo y gas, con regulación total, es decir, que se pueda utilizar el 100 % con cada uno de los combustibles anteriores (Duda, 1997).

#### **4.7 Aprovechamiento del aire en los quemadores secundarios**

En las instalaciones intensivas con quemadores para producir la descarbonatación fuera del horno, sobrará una cantidad importante de aire caliente si éste sólo se emplea en el mechero del horno, por ello en las instalaciones futuras convendrá situar el enfriador de tal forma que parte de este aire se pueda utilizar como aire de combustión en los quemadores secundarios. Los quemadores secundarios pueden instalarse tanto en vía seca como en la semiseca. El aire puede conducirse por medio de una tubería hasta el horno de precalcinación, o bien hasta una serie de quemadores auxiliares situados sobre la parrilla de precalentamiento en vía semiseca y en la base de la torre de precalentamiento en los procesos vía seca con intercambiador. También podrá aspirarse dicho aire a lo largo del horno rotatorio. Los gases del horno entran a través de una tubería en un ciclón separador y a continuación en un intercambiador de calor con cuatro etapas. En la Figura 4.1 se han representado los dos sistemas descritos. El aire a la entrada de los quemadores secundarios se encontrará a unos 650 °C aproximadamente; cuando se emplea una tubería como medio de transporte, la velocidad del aire en ella ha de ser la suficiente para evitar que se deposite el polvo del clínker a lo largo de la misma (Duda, 1997).

#### **4.8 Utilización de residuos de carbón y cenizas volantes con alto contenido de inquemados**

Las posibilidades de ahorro de energía pueden llevarse a efecto desde la alimentación del crudo al horno, utilizando ciertos productos con un contenido energético residual, que rebajen el consumo térmico en el quemador del horno y además pueden contener sustancias correctoras del crudo. Dichos productos se adicionan al crudo de la misma forma que en el proceso con horno vertical. Pueden citarse los menudos de carbón, cenizas volantes y escorias de alto horno.

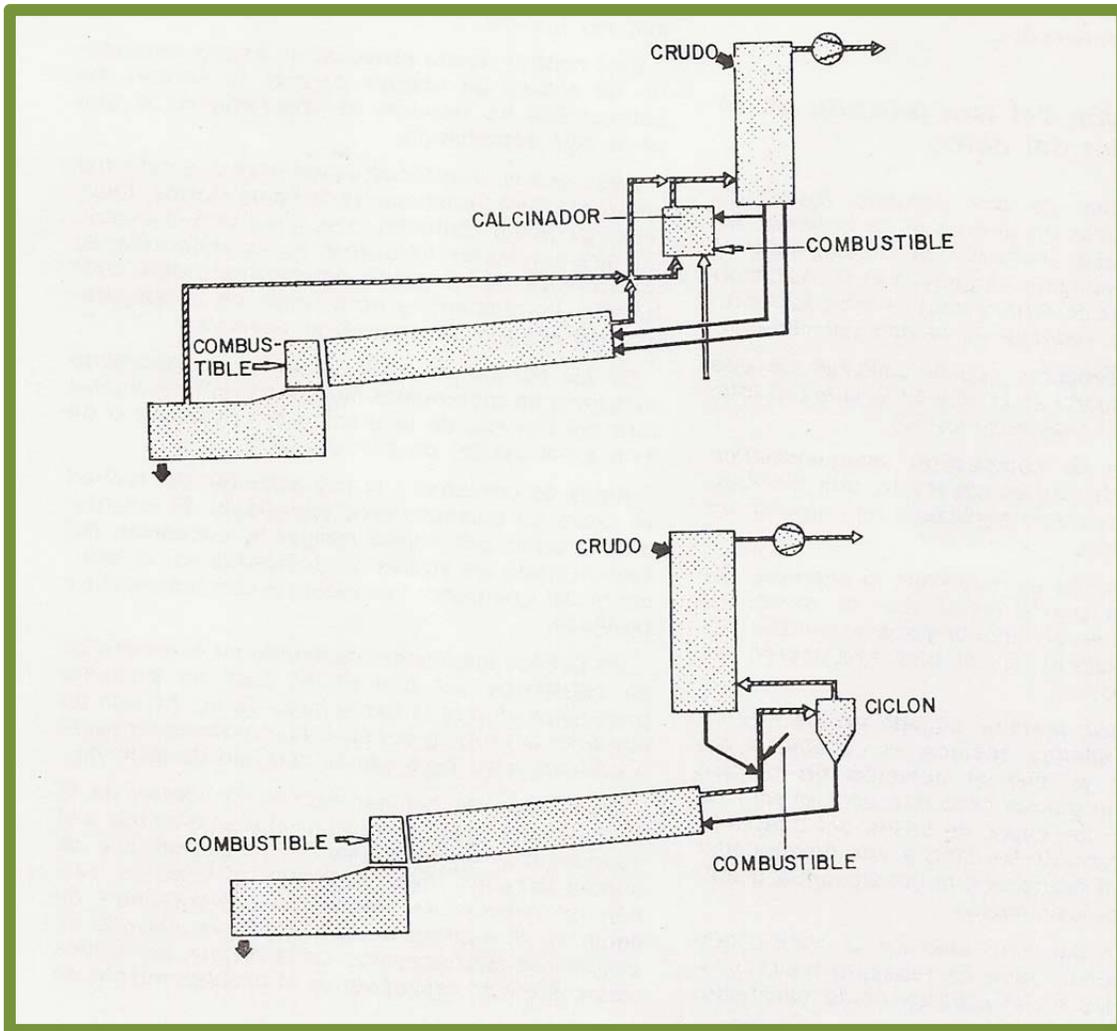


Fig. 4.1 Aprovechamiento del aire en los quemadores secundarios (Duda, 1997)

Si las materias primas incorporan en la dosificación, residuos de carbón, el contenido de éste puede ser variable pero siempre superior al 12 % aproximadamente, ya que en la práctica los residuos tendrán un rendimiento que se aproximará al 50 % sobre el contenido teórico de calor que debería aportar el carbón. Las cenizas volantes es otro producto que podrá adicionarse eventualmente al crudo, aunque habitualmente se utiliza como un aditivo para dar finura al cemento, disponiéndose de grandes cantidades de este material en los países que utilizan carbón en las centrales térmicas. Las cenizas volantes deben contener un 10 % de material combustible que proporcionará alrededor de 600 kcal/kg de cenizas. Si se adiciona un 5 % de ceniza al crudo se obtendrán 30 kcal/kg de crudo y 45 kcal/kg de cemento. Con un 10 % de humedad se necesitarán para eliminarla 5 kcal/kg de crudo, por lo tanto quedarán 25 kcal/kg de crudo y 40 kcal/kg de cemento (Duda, 1997).

Para su uso en el crudo hay que tomar en cuenta las siguientes medidas:

- El empleo según análisis (porcentaje de adición)
- El contenido de humedad
- Las pruebas a realizar según su procedencia, ya que dependen del material de origen.

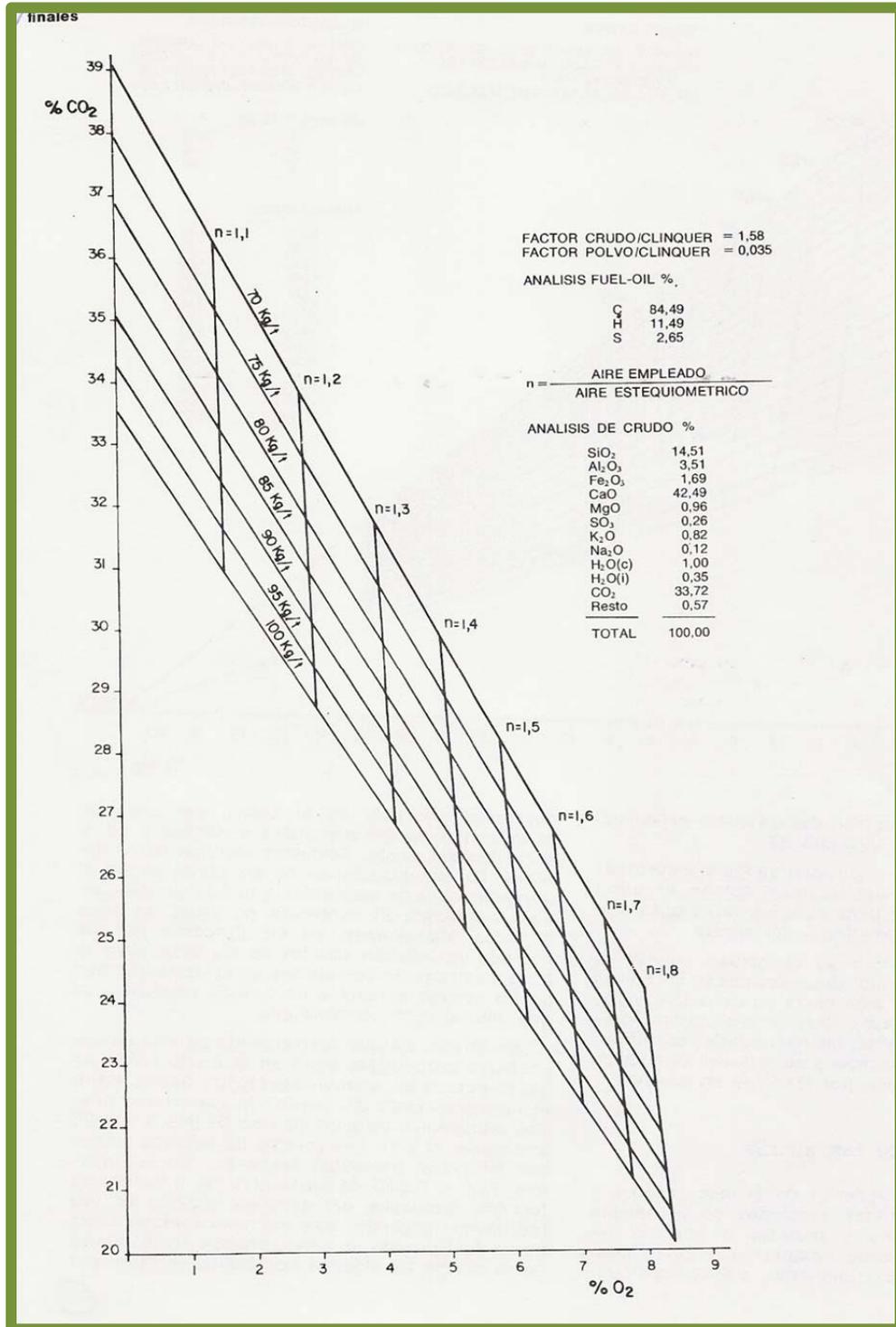
Además el crudo formado por una mezcla dosificada de caliza y arcilla, puede necesitar la corrección con compuestos aluminosos. Estos están presentes en porcentajes variables en cenizas volantes y residuos de carbón. Las cenizas volantes podrán utilizarse en la precalcinación teniendo en cuenta que los quemadores de las cenizas deberán ser diseñados cuidadosamente y muy experimentados en función de las cenizas a quemar en cada caso. Pueden presentar problemas de finura y composición química. La precalcinación se verá influida por la composición y humedad de las cenizas. Si se dan reacciones en la parte superior, aumentará la temperatura de los gases salientes, y si se verifica en la parte inferior junto a la entrada del horno pueden presentarse incrustaciones. Además la influencia de las cenizas volantes en la composición del crudo hace que se deban tener presentes las modificaciones en el mismo, ya que la composición necesitará ser constante y habrá que corregir la homogeneización en función del análisis de las cenizas.

Otra alternativa consistirá en quemar las cenizas volantes en un quemador auxiliar paralelo al principal. El inconveniente en este caso estará en los problemas derivados de su composición química en la zona de sinterización. Como ya se ha indicado, si se utilizan en la molienda del clínker, deberán estar prácticamente secas. La presencia de inquemados puede hacer que aparezcan en la superficie partículas negruzcas que dañen el aspecto del hormigón (Duda, 1997).

#### **4.9 Control continuo del consumo específico de combustible**

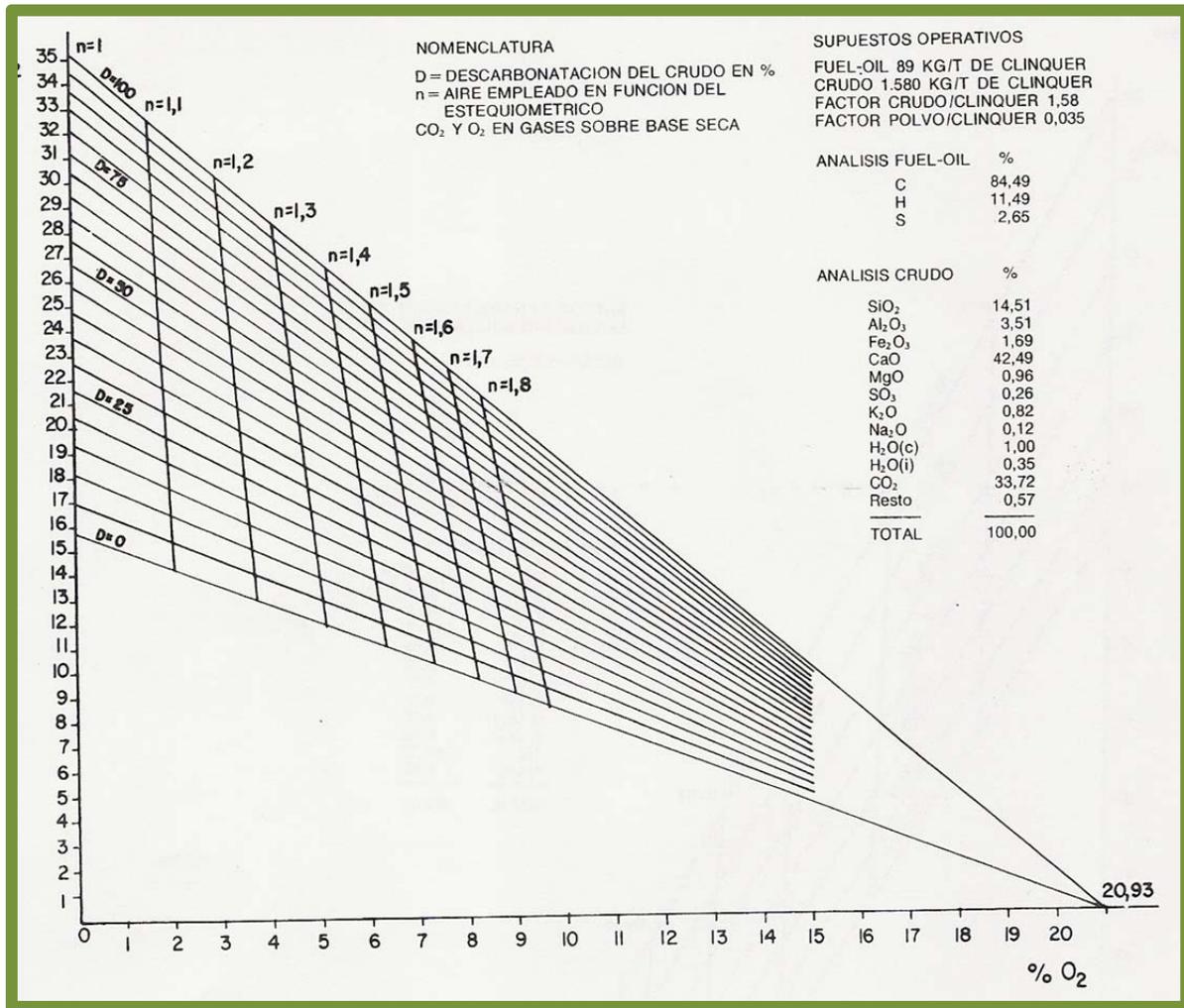
En la industria del cemento se emplean unos equipos muy complejos para dosificar el crudo y ello está justificado. Sin embargo, el consumo de combustóleo únicamente se vigila mediante una instrumentación elemental cuya fiabilidad depende de la constancia en la viscosidad del combustóleo. Se pueden obtener ahorros de energía importantes regulando las instalaciones perfectamente. El análisis de gases en la chimenea es función de la composición del crudo y del combustible, del consumo específico de combustible y del exceso de aire. La composición del crudo y del combustible se pueden conocer muy fácilmente y en consecuencia una determinación de oxígeno y anhídrido carbónico en los gases de chimenea permite determinar exactamente el consumo de combustible y el exceso de aire existente en aquel momento, tal como se presenta en la Gráfica 4.1. Para un consumo conocido de combustible, la composición de los gases en los restantes puntos de la instalación será función del exceso de aire en ese punto y del grado de descarbonatación del flujo sólido en el mismo, tal como se presenta en la Gráfica 4.2. Con un pequeño ordenador de procesos se pueden obtener los valores que interesan. El conocimiento instantáneo tanto del exceso de aire como del consumo de combustóleo permite vigilar mucho más de cerca la instalación, cerrar las entradas de aire falso o corregir cualquier otra causa que origine el mayor gasto que se esté produciendo. El único problema que presenta este procedimiento es la obtención de análisis fiables. En los gases finales no existe problema pues hay

varios procedimientos para determinar el oxígeno y el anhídrido carbónico con un error muy pequeño además en este punto los gases están perfectamente homogeneizados (Duda, 1997).



Gráfica. 4.1 Determinación del consumo de combustóleo en función del análisis de gases (Duda, 1997)  
 En otros puntos de la instalación la obtención de muestras representativas es más difícil debido a la diferencia de composición entre diversas venas gaseosas. Por tanto, antes de situar los

analizadores continuos con los que se regulará el proceso será preciso hacer un estudio estadístico de reparto de los análisis de las distintas tomas de gases y seleccionar un cierto número de muestras cuya composición pueda ser considerada representativa. Para poner en práctica este sistema se prepara un diagrama para el crudo y el combustóleo utilizados normalmente, sobre el que se determinará el consumo específico de combustible (Duda, 1997).



Gráfica 4.2 Diagrama para el seguimiento de gases (Duda, 1997).

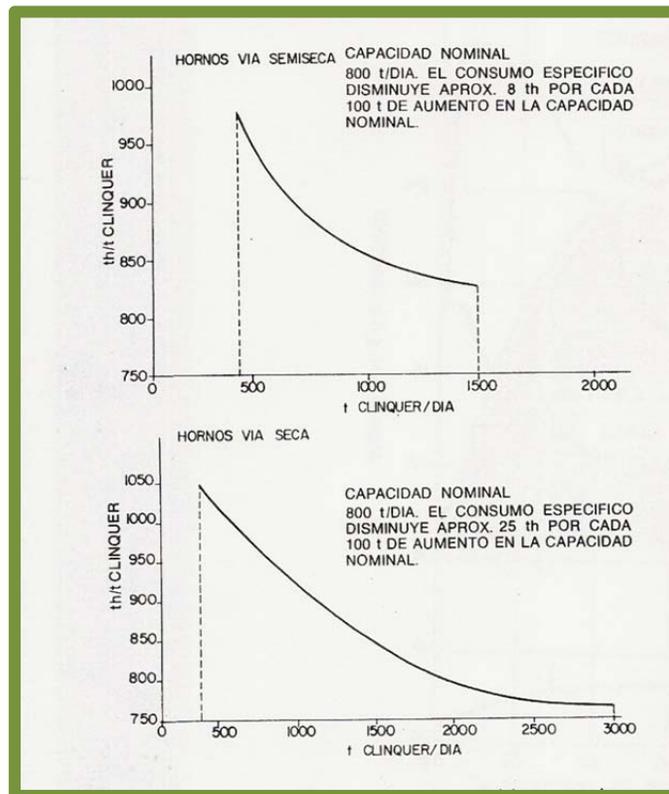
#### 4.10 Ajuste de la relación clínker-cemento

Pueden lograrse importantes economías en el consumo energético empleando adiciones activas, tal como lo contemplan ya algunas normas o pliegos de condiciones. Para cada aditivo convendrá definir la proporción en que se puede introducir en mezcla con el clínker sin perjudicar la calidad del hormigón producido normalmente. Dentro de cada tipo de cemento se incluyen varias categorías, marcadas por sus propiedades, por lo cual deberá orientarse al usuario sobre la calidad requerida en cada caso. Se deberá investigar en mayor profundidad en el campo de los aditivos,

para conseguir rebajar más la relación clínker/cemento y desarrollar unas futuras normas que permitan plena seguridad en su uso. Esto es extraordinariamente importante desde el punto de vista energético, ya que la admisión de aditivos es una cuestión totalmente a la transferencia de calor. De esta forma el consumo de energía térmica disminuye, puesto que los aditivos solo necesitan la energía eléctrica de molienda y la necesaria para el transporte. Cabe señalar que en el aspecto energético, un aumento de 0.05 unidades en la relación clínker/cemento, implica un aumento en el consumo de energía térmica del 5.26 % respecto del consumo primitivo (Duda, 1997).

#### 4.11 Aumento de la capacidad unitaria

Para procesos idénticos, el consumo específico se reduce cuando la capacidad de producción aumenta. La disminución del consumo específico queda reflejada en la Gráfica 4.3. El aumento de la capacidad de las instalaciones no es en sí misma una solución óptima, el horno se deberá reservar para aquellas reacciones que no puedan efectuarse fuera del mismo. El horno aumentará su capacidad cuando la alimentación esté muy descarbonatada ya que el condicionante que más limita su capacidad es la velocidad de los gases. Si la descarbonatación se realiza fuera del horno, las necesidades caloríficas en el mismo disminuirán y se reducirá el flujo de gases de combustión por tonelada de clínker producida (Duda, 1997).



Gráfica 4.3 Variación del consumo específico con la capacidad del horno

## 4.12 Fijación de los álcalis

La composición química de la fase gaseosa a través de las distintas secciones de un mismo horno o, del horno y parrillas o ciclones de precalentamiento varía notablemente como consecuencia del desprendimiento, a diferentes temperaturas del  $\text{CO}_2$  de la caliza, del agua contenida en los materiales arcillosos y de la humedad del crudo. Así mismo resultan muy diferentes las composiciones de los gases según el procedimiento de fabricación y el tipo de combustible empleado. El contenido en vapor de agua aumenta naturalmente en los procesos, pero lo hace asimismo en porcentajes apreciables al cambiar de carbón a combustóleo residual o al gas natural como combustible (Duda, 1997).

Los álcalis aunque normalmente se encuentran en bajos porcentajes tanto en el crudo como en los combustibles, ejercen sus efectos físicos sobre el funcionamiento del horno. En los crudos pueden presentarse concentraciones de  $(\text{Na}_2\text{O} + \text{K}_2\text{O})$  superiores al 2 %. Las cenizas de algunos carbones minerales presentan también concentraciones  $(\text{Na}_2\text{O} + \text{K}_2\text{O})$  de hasta más del 5 %. En los combustóleos derivados del petróleo, incluso en las fracciones residuales más viscosas comprendidas en un fuel pesado, la concentración en álcalis es como mucho de algunos centenares de ppm, lo que su contribución puede considerarse despreciable en comparación con los álcalis aportados por la carga del horno.

El perfil de temperaturas a lo largo del eje de un horno rotativo es de difícil determinación. En la Figura 4.5 se ilustra, según Weber, la variación de temperatura de los gases y del material a lo largo de un proceso por vía seca con intercambiadores de precalentamiento de la harina. En el proceso de fabricación de clínker existen dos zonas principales:

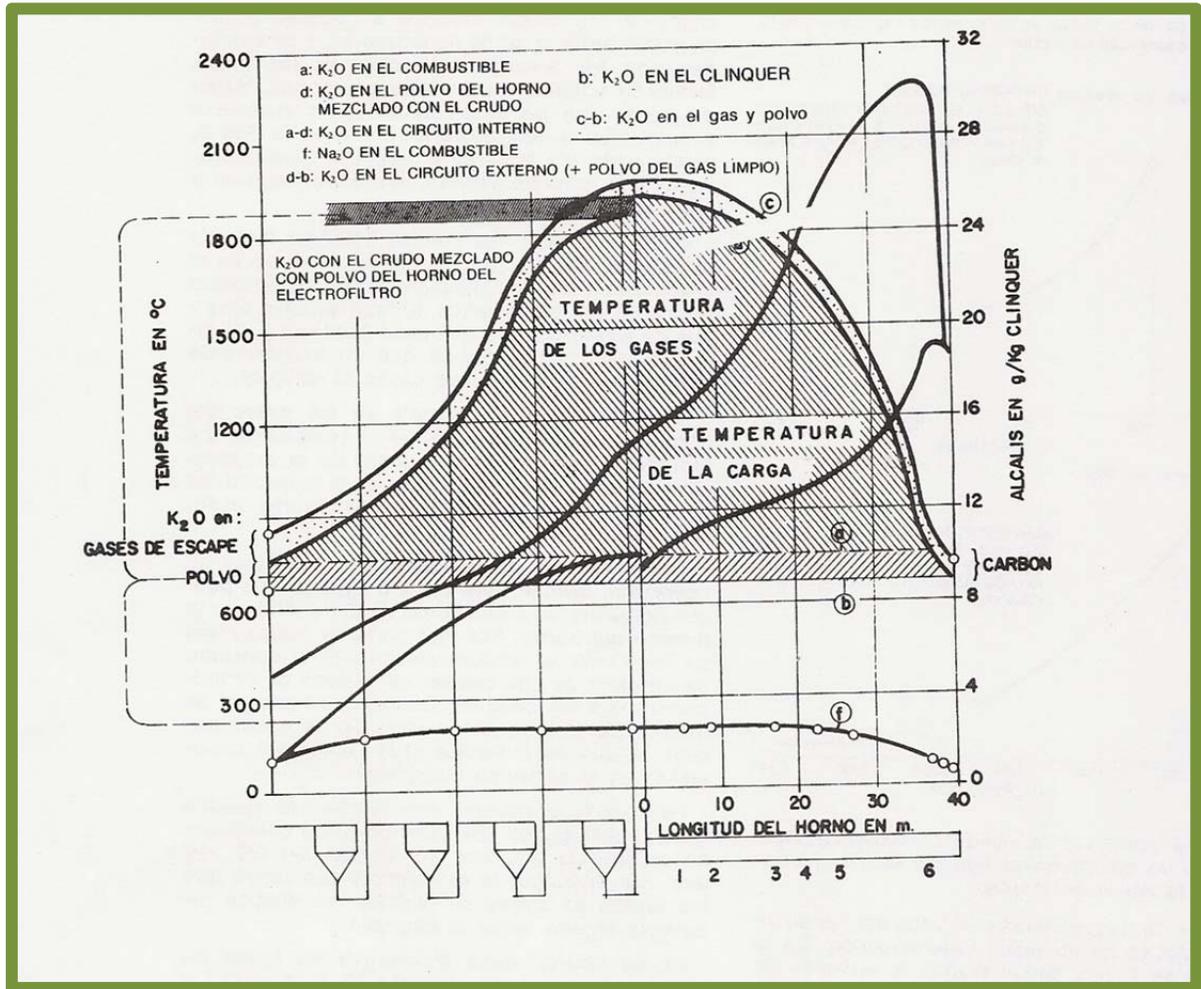
- La de elevada temperatura que comprende las zonas de sinterización y de calcinación.
- La de baja temperatura, que abarca las zonas de precalentamiento y de secado del crudo.

Como ya se ha indicado, a partir de unos 650 °C la carga del horno empieza a descarboxarse. Desde esta temperatura hasta alcanzar aproximadamente los 1500 °C se van completando gradualmente los procesos de descarboxación y clínkerización. En la Gráfica 4.4 se señalan los contenidos en álcalis a lo largo del horno y, como se pone de manifiesto, éstos alcanzan su máxima concentración en la entrada al horno rotatorio.

El ciclo de los álcalis en las fábricas de cemento fue estudiado detenidamente por Weber y otros autores. Los álcalis se evaporan parcialmente del crudo sometido a cocción, principalmente en la zona de sinterización y se combinan con los aniones existentes en los gases formando sulfatos, carbonatos y cloruros. Salen del horno con los gases de escape y vuelven a condensarse a temperaturas inferiores a 900 °C, restituyéndose a la carga y desplazándose nuevamente a la zona de sinterización donde vuelven a evaporarse parcialmente. El  $\text{SO}_2$  y el  $\text{SO}_3$ , que pueden proceder tanto de la descomposición de los sulfatos presentes en el crudo como de la oxidación de los compuestos azufrados del combustible, forman sulfatos alcalinos de elevado punto de fusión

(1075 °C) y difícilmente volatilizables, por lo que ne proporciones más o menos importantes pasan al clínker (Duda, 1997).

El vapor de agua presente en los gases del horno y que procede tanto de la combustión del hidrógeno del combustible, como de la evaporación del agua de constitución y de la humedad del crudo provoca la formación de hidróxidos alcalinos volátiles.



Gráfica 4.4 Concentración de álcalis a lo largo del horno

Los álcalis en determinadas circunstancias de operación forman pegaduras o costras que pueden perturbar las condiciones de tiro y dificultar la marcha del horno. Por otra parte, la evaporación de los álcalis se traduce siempre en el consumo de un calor de alta calidad en la zona de sinterización para ser devuelto en forma de energía de calidad inferior en el momento de su condensación, lo que en cualquier caso indica un mayor consumo energético. Los álcalis evacuados con el clínker pueden afectar al fraguado del cemento si se convierten en carbonatos alcalinos por acción del CO<sub>2</sub> del aire. Sin embargo, la experiencia demuestra que los álcalis en forma de sulfatos no ejercen influencia alguna sobre el fraguado.

Si los álcalis pasan al clinker en forma de silicatos o aluminatos alcalinos ( $S_{12}C_{23}K$ ,  $A_3C_8K$  y  $A_3C_8Na$ ), tendencia que se ve favorecida por el incremento en el vapor de agua en los gases del horno, se combina menos CaO, por lo que no podrá trabajarse con un grado de saturación en cal demasiado elevado porque resultaría una cantidad excesiva de cal libre (Duda, 1997).

### 4.13 Transformación de las instalaciones para la diversificación de las fuentes de energía

La elevación de los precios del petróleo y su escases, pueden aconsejar estudiar detenidamente en la industria del cemento, qué depende en gran medida de un consumo energético elevado, la posible transformación de las instalaciones para la diversificación de las fuentes de energía a una mayor utilización del gas natural y del carbón.

El uso de gas natural queda condicionado por la disponibilidad del mismo a la situación geográfica de cada planta. Otras condicionantes del empleo del gas natural que deben considerarse son:

- Los tipos de hornos, que harán considerar en mayor o menor grado las modificaciones de consumo o producción.
- Las características de la materia prima, que condicionaran que el periodo de adaptación sea más o menos largo o difícil.

El consumo de carbón por la industria del cemento ha venido decayendo en los últimos años, al haberse transformado gran parte de las instalaciones al consumo de derivados petrolíferos. El carbón en la industria del cemento deberá reunir unas condiciones que hagan posible la asimilación de las cenizas por el clinker y no ocasione una pérdida de calidad en el mismo. La sustitución del combustóleo por el carbón deberá estudiarse en todas aquellas instalaciones en que no implique ninguna dificultad grave su utilización como sería en el caso de la fabricación de lo cemento blanco o aluminoso.

Una solución parcial al problema de ahorro energético estaría en una mayor utilización de coque de petróleo como elemento regulador de la composición del carbón ya que no contiene cenizas y además reduce el riesgo de tratamiento del carbón al no tener volátiles prácticamente (Duda, 1997).

### Conclusiones

Existen distintas opciones para la optimización que pueden servir para hacer aumentar la eficiencia energética del proceso, sin embargo la opción que se considera más factible para el caso en cuestión es la implementación del sistema precalentador-precalcinador-horno rotatorio. Se considera importante llevar a cabo el análisis de factibilidad al implementar dicho sistema, sin embargo se deja a consideración de una posible nueva investigación.

## Capítulo V. Perspectiva ambiental de la producción de cemento

### Introducción

La preocupación acerca del impacto de las emisiones de CO<sub>2</sub> debido a las actividades antropogénicas sobre el calentamiento global ha aumentado en los últimos años debido al incremento en la conciencia sobre el cambio climático que se ha suscitado. Aproximadamente el 5 % de las emisiones globales de CO<sub>2</sub> se originan a partir de la manufactura del cemento, la tercera mayor fuente de emisiones de CO<sub>2</sub> en Estados Unidos. Sumada a la generación de CO<sub>2</sub>, la industria del cemento también produce millones de toneladas de desechos anuales que contribuyen sobre los riesgos de contaminación y enfermedades respiratorias (Huntzinger y Eatmon, 2009).

Las emisiones de CO<sub>2</sub> en la manufactura del cemento se presentan directamente por la quema de combustibles fósiles y por la calcinación del crudo. Una indirecta pero significativa fuente de emisiones de CO<sub>2</sub> es el consumo de energía eléctrica, esto, suponiendo que dicha energía procede de combustibles fósiles.

Durante el proceso de calcinación la formación de CO<sub>2</sub> se presenta mediante la reacción descomposición del carbonato de calcio siguiente:



Las emisiones de CO<sub>2</sub> a partir de la producción de clínker son de aproximadamente 0.5 kg por kg de clínker producido. La emisión específica de CO<sub>2</sub> por la producción de cemento dependerá de la relación clínker/cemento, la cual varía entre 0.5 y 0.95.

Prácticamente todo el combustible se utiliza durante el proceso de pirolisis en la producción del clínker. Durante dicho proceso se remueve el agua contenida en el crudo, se calcina dicho último, además de que el producto sale a 1500 °C aproximadamente. La cantidad de dióxido de carbono emitida durante este proceso es influenciada por el tipo de combustible utilizado (carbón, gas natural, combustóleo, coque de petróleo, combustibles alternativos, etc.). Así entonces las emisiones de CO<sub>2</sub> durante la producción de cemento dependen de:

- El tipo de proceso de producción (eficiencia del proceso)
- Combustible utilizado
- Relación clínker/cemento (porcentaje de aditivos)

La Tabla 5.1 muestra las emisiones de dióxido de carbono a partir de la producción de cemento (para los procesos seco y húmedo) con respecto a la relación clínker/cemento y al tipo de combustible utilizado. La relación clínker/cemento varía de acuerdo a la cantidad de aditivos adicionados al cemento. Se debe aclarar que en dicha tabla no se contabilizan las emisiones generadas por el transporte ni por generales de la planta (Hendrik y col., 2004).

## 5.1 Legislación ambiental nacional e internacional

Entendemos por legislación nacional, al conjunto de reglas jurídicas de observancia general a las que se les da el nombre de leyes de aplicación general dictados por los órganos del poder legislativo, en los casos que este ejerce potestades legislativas. Por su parte, la legislación surge de la cooperación de los Estados, el procedimiento más generalizado es la negociación de tratados que se adoptan en conferencias internacionales. En la década de los setentas, se inicia con la conferencia de Estocolmo todo un proceso político con el fin de dar atención legal y política al tema de la contaminación ambiental.

Tabla 5.1 Emisiones de CO<sub>2</sub> con respecto a la relación clínker/cemento, tipo de proceso y tipo de combustible utilizados (Hendrik y col., 2004).

Relación clínker/cemento	Proceso	Emisiones Combustible utilizado-Proceso							
	Clínker	Proceso en seco				Proceso húmedo			
		Carbón	Combustóleo	Gas natural	Desechos	Carbón	Combustóleo	Gas natural	Desechos
55%	0.28	0.55	0.5	0.47	0.36	0.67	0.59	0.53	0.36
75%	0.38	0.72	0.66	0.61	0.47	0.88	0.77	0.69	0.47
95%	0.49	0.89	0.81	0.75	0.57	1.09	0.95	0.9	0.57

De esta forma analizamos la legislación internacional con las reuniones y conferencias que surgen para tratar el problema del medio ambiente en la década de los setentas que a saber fueron: El club de Roma y la conferencia de Estocolmo en 1972.

El trabajo del club de Roma continuó después de la conferencia de Estocolmo y tuvo como tema central la preocupación por los daños ambientales que cada vez se agravan más y se creó la Comisión Mundial del Medio Ambiente y Desarrollo (CMMAD) llamada comisión Brundtland que incorpora el concepto de desarrollo sustentable. A pesar del gran esfuerzo realizado para frenar la contaminación ambiental, no se redujeron las emisiones de contaminantes, por lo que Naciones Unidas convocó a otra Conferencia de Naciones sobre el Medio Ambiente y Desarrollo (CNUMAD) en 1992, esta conferencia enfatizó en la necesidad de alcanzar el desarrollo sustentable y contribuyó a la creación de la norma 14000 ya que introdujo elementos para su elaboración que se concretó en 1996, seis años antes de celebrarse la conferencia de Johannesburgo. Esta conferencia aporta la ratificación de varios tratados internacionales.

Por lo que respecta a México, se puede decir que los organismos y la legislación relacionados con el Medio Ambiente aparecen tardíamente; actualmente contamos con la Ley General de Equilibrio Ecológico y Protección del Ambiente (LGEEPA), la Secretaría del Medio Ambiente y Recursos Naturales (SEMARNAT) y hay otros organismos especializados como el Instituto Mexicano de Normalización y Certificación (IMNC), que junto con otros organismos trabajan para realizar la aplicación de la norma 14001 (Velázquez, 2009).

## Reducción de CO<sub>2</sub>

Las emisiones de CO<sub>2</sub> pueden reducirse tomando las siguientes medidas:

- Mejorando la eficiencia del proceso.
- Cambiando el tipo de proceso (el más recomendable es por vía seca).
- Reemplazando los combustibles de cierto contenido en carbón por unos de menor contenido del mismo.
- Aplicando una baja relación clínker/cemento, aumentando el contenido de aditivos o la mezcla de cementos.
- Producción de cementos alternativos (polímeros minerales).

Posibilidades de mejoras en la eficiencia energética

- Conversión de fuego directo a indirecto
- Mejora en la recuperación de calor en el enfriador
- Instalación de prensas de rodillos, molinos verticales y separadores de alta eficiencia

En gran medida, la mayor proporción de energía que se consume en la manufactura del cemento viene del combustible que se utiliza en el horno, por lo tanto, lo mejor que se puede hacer para disminuir las pérdidas de energía es mejorar la eficiencia de la combustión.

Otro enfoque con el fin de mejorar la eficiencia energética de la planta, es el cambio a otro tipo de tecnología de producción. En general se dice que el proceso en seco es mejor que el húmedo y que el proceso semi seco se prefiere sobre el semihúmedo. Se pueden realizar gran variedad de cambios en el proceso, sin embargo estos también dependen del tipo de materia prima disponible. En la Tabla 5.2 se muestran las principales opciones para mejorar la eficiencia energética de las instalaciones de una planta productora de cemento.

Tabla 5.2 Opciones para la mejora de la eficiencia energética (Hendrik y col., 2004)

Técnica	Descripción	Reducción de emisiones/mejora energética	Aspectos económicos
Control de procesos y sistemas de gestión	El control automatizado del proceso ayuda a optimizar el proceso de combustión y sus condiciones	Típicamente de 2.5 a 5 %	El tiempo de retorno de la inversión es de dos a tres meses
Sistema de homogeneización de crudo	Uso de silos homogeneizadores del tipo gravitatorios	Reducción de la potencia utilizada (1.4-4 kWh/ton clínker)	No se cuenta con información
Conversión de proceso húmedo a semi-húmedo	Disminución del contenido de humedad en el crudo utilizando filtros prensa	0.8-1.6 GJ/ton clínker (incremento de 3-5 kWh en el consumo de potencia)	Reducción de costos de combustible
Conversión de proceso húmedo a semi-seco	Disminución del contenido de humedad del crudo por medio de la utilización de un sistema de secado térmico	Estimado en 2 GJ/ton de clínker. Con un pequeño incremento en la potencia utilizada	Sin información disponible

Continuación Tabla 5.2

Conversión de proceso húmedo a seco	Operación compleja, dejando solo las partes estructurales intactas	Estimado en 2.2 GJ/ton (con incremento de potencia en 10 kWh/ton de clínker , aproximadamente)	Altos costos, sin embargo existen variaciones alrededor del mundo por lo cual puede ser económicamente rentable
Adición al proceso en seco un horno con precalentador multietapas	Cuatro o cinco etapas de precalentamiento reducen las pérdidas de calor y la caída de presión en el horno	Dependiendo del sistema original. Como referencia se pueden tener reducciones entre 3.4 a 3.9 GJ/ton de clínker	Estimado en 30 a 40 dólares/ton anual de capacidad.
Adición de horno con precalcinador al proceso en seco	Incremento de la capacidad y disminución del consumo específico de combustible	Dependiendo del proceso original. Estimado en 12 % (0.44 GJ/ton clínker)	Estimado en 28 dólares/ton de capacidad anual
Conversión de enfriador normal a enfriador de parrillas	Mayor capacidad y eficiencia en la recuperación de calor	Reducción de 0.1 a 0.3 GJ/ton (incremento de la potencia utilizada en 3 kWh/ton)	En la mayoría de los casos solo es rentable cuando se instala simultáneamente al precalcinador
Mejorar el precalentamiento (Horno LEPOL)	Precalentamiento del crudo en un precalentados de parrillas de dos etapas	Ahorro de combustible de 6.3 % (3.3 GJ/ton) 1% menos en el uso de potencia.	Tiempo de retorno de la inversión reportado como satisfactorio
Optimización del enfriador de clínker recuperador de calor	La recuperación de calor mejorada por la reducción del volumen del aire en exceso, control de la profundidad de la capa de clínker y nuevas parrillas	Ahorro estimado en 0.5 GJ/ton en los Estados Unidos y de 0.2 GJ/ton en la India	Sin información disponible para éste estudio.
Accionadores y motores de alta eficiencia	Accionadores de velocidad variable, mejora de las estrategias de control y motores de alta eficiencia	Ahorro de potencia estimada en un rango de 3 a 8 %	El costo de los motores de alta eficiencia se encuentra dentro del rango de los normales o un poco mayor.
Accionadores de velocidad ajustable	Reducción de pérdidas y estrangulamientos	Estimado en 10 kWh/ton de cemento	Depende en gran medida del tamaño de la planta , pero se estima en 1 dólar por tonelada de cemento
Tecnología de trituración eficiente	Molinos de alta presión (como los Horomill) que mejoren las características de trituración	Estimado entre 16 – 19 kWh/ton	Estimado en un rango de 2.5 a 2.8 dólares/ton anual de capacidad. Los costos de operación se pueden reducir en un 30 a 40 %.
Clasificadores de alta eficiencia	El material permanece por más tiempo en el separador, permitiendo una separación más fina	Estimado en 1.7-2.3 kWh/ton de cemento	Los costos se estiman en 2.5 – 3 dólares por tonelada de cemento
Eje del horno: Tecnología china eficiente	Mejora del control interno, tamaño y forma del horno y el control por computadora	Estimado en 1.2 GJ/ton	Inversión estimada en 230 yuan/ton en capacidad anual. Con un retorno de la inversión de 2 años.
Horno con cama fluidizada	El horno rotatorio es remplazado por un horno estacionario, permitiendo costos capitales menores, el uso de una amplia variedad de combustibles y la disminución en el uso de energía.	Reducción del uso de combustible y de emisiones de NOx	Baja inversión y costos de mantenimiento esperados.

## 5.2 Comparación en emisiones publicadas en el informe 2010 y cálculos realizados

Conforme a lo establecido por la Ley General de Sociedades Cooperativas en materia de educación ambiental, se define en el artículo 6 fracción VIII, “Promoción de la cultura ecológica”, donde la Cooperativa La Cruz Azul, considera que la promoción de la cultura ecológica forme parte de la educación cooperativa, que el respeto a la naturaleza sea parte del desarrollo sustentable. Por lo que La Cruz Azul, S. C. L., en base a la Política Ambiental, así como al Programa de Educación Ambiental Cruz Azul (PEACA), se encuentra con los siguientes programas:

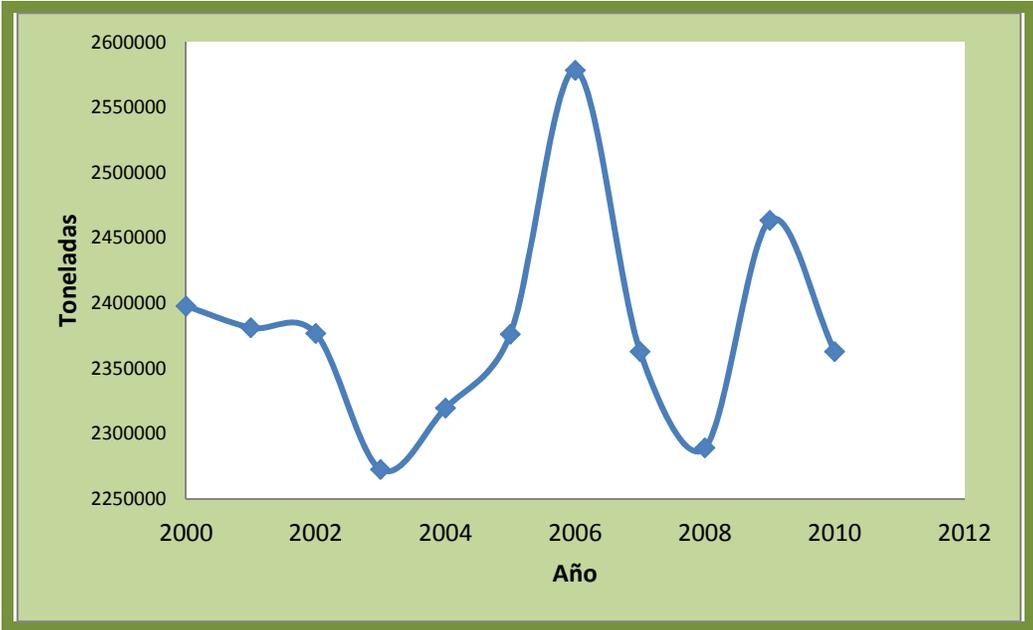
- Coprocesamiento de residuos sólidos y líquidos
- Manejo de residuos peligrosos
- Manejo y disposición de llantas usadas
- Manejo de residuos sólidos municipales
- Propagación de especies vegetales frutales, forestales y de ornato
- Reforestación
- Un día sin auto
- Uso racional del agua
- Uso racional de la energía eléctrica
- Programa de educación ambiental Cruz Azul

La Cooperativa Cruz Azul consciente de la problemática ambiental, la cual particularmente radica en las transformaciones en el sistema climático, debido al progresivo aumento en la concentración de gases con efecto invernadero; y en consideración al compromiso por el cumplimiento de la legislación ambiental, y más allá de esta, en cumplimiento a los compromisos institucionales por los que se rige la cooperativa, enfatizando el compromiso por el cuidado del medio ambiente, por ello la Cruz Azul, se integra voluntaria y comprometidamente al Programa de GEI México, reportando el inventario correspondiente a fin de contribuir en la mitigación del cambio climático, mediante la identificación de áreas de oportunidad, que permitan limitar y reducir emisiones, ahorro por eficiencia energética, participar en mercados de carbono, entre otros. En la Tabla 5.3 se muestran los datos históricos para el periodo 2000-2010 de la producción de clínker y el uso de combustóleo en la planta de Hidalgo.

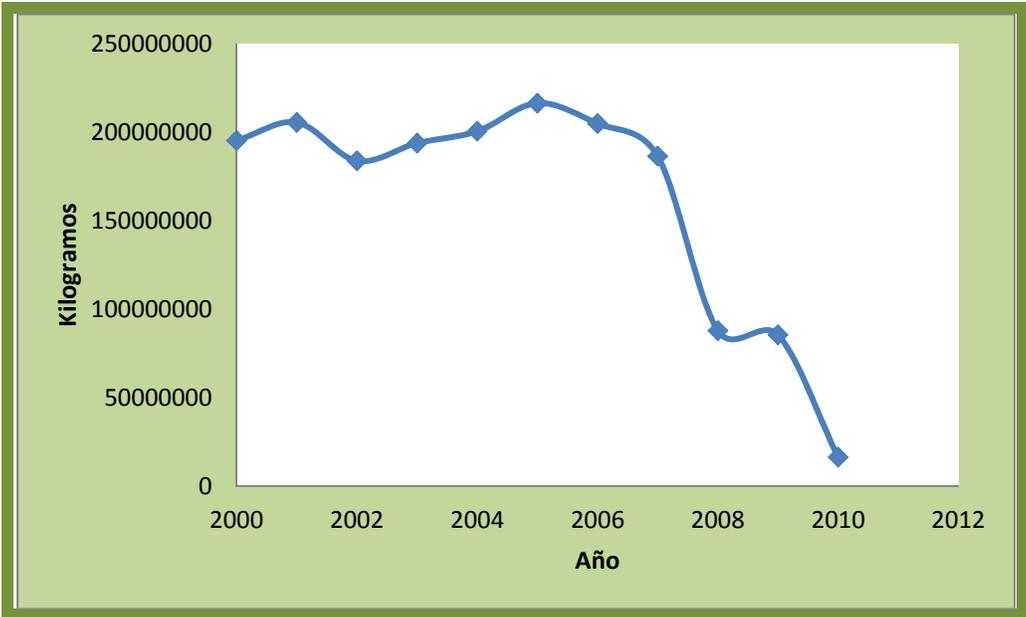
Tabla 5.3 Producción de clínker y consumo de combustóleo en la planta de Hidalgo

Año	Producción clínker (Ton)	Consumo de combustóleo (kg)
2000	2397733	195186260
2001	2381147	205444014
2002	2376690	183806838
2003	2272469	193768369
2004	2319519	200515708
2005	2376139	216364026
2006	2578444	204804612
2007	2362895	186425620
2008	2289023	87841253
2009	2463393	85450178
2010	2362875	16364252

Los datos de la Tabla 5.3 han sido graficados (ver gráficas 5.1 y 5.2) para su análisis. Se puede ver que en el 2006 se presentó un aumento drástico en la producción de clínker, sin embargo la reducción más importante en el uso de combustóleo se tuvo en el periodo 2007-2008. Esto último se debe a que en el año 2004 se comenzó a sustituir el combustóleo por coque de petróleo. Mas de las fluctuaciones en la producción no se ha encontrado información que pueda explicarlas, pues aún en la crisis que comenzó en el año 2008 la producción de clínker aumentó, aunque con algunas repercusiones del año 2009 al 2010, la producción nunca disminuyó siquiera al valor que se tenía en el 2008.



Gráfica 5.1 Producción de clínker en la planta de Hidalgo



Gráfica 5.2 Consumo de combustóleo en la producción de clínker

En la Tabla 5.4 se muestran las emisiones de CO<sub>2</sub> presentadas en el Reporte Corporativo de GEI 2010 por la Cooperativa Cruz Azul para las plantas en Lagunas, Oaxaca y Tula, Hidalgo. Ya que la planta de interés es la de Hidalgo, se prefirió descartar los datos para la otra planta.

Tabla 5.4 Emisiones de CO<sub>2</sub> por consumo de combustóleo y por la producción de clínker

Año	Por producción de clínker (miles de Ton)	Por consumo de combustóleo (miles de Ton)
2000	1258	606
2001	1250	638
2002	1248	571
2003	1193	602
2004	1218	623
2005	1247	673
2006	1354	616
2007	1241	560
2008	1202	281
2009	1293	273
2010	1240	52

Los datos de producción a partir de los cuales se realizó este documento son del año 2001, y de los balances realizados se obtuvieron los resultados que se muestran en la Tabla 5.5 sobre las emisiones de CO<sub>2</sub> correspondientes a dicho año, tanto por producción de clínker como por consumo de combustóleo.

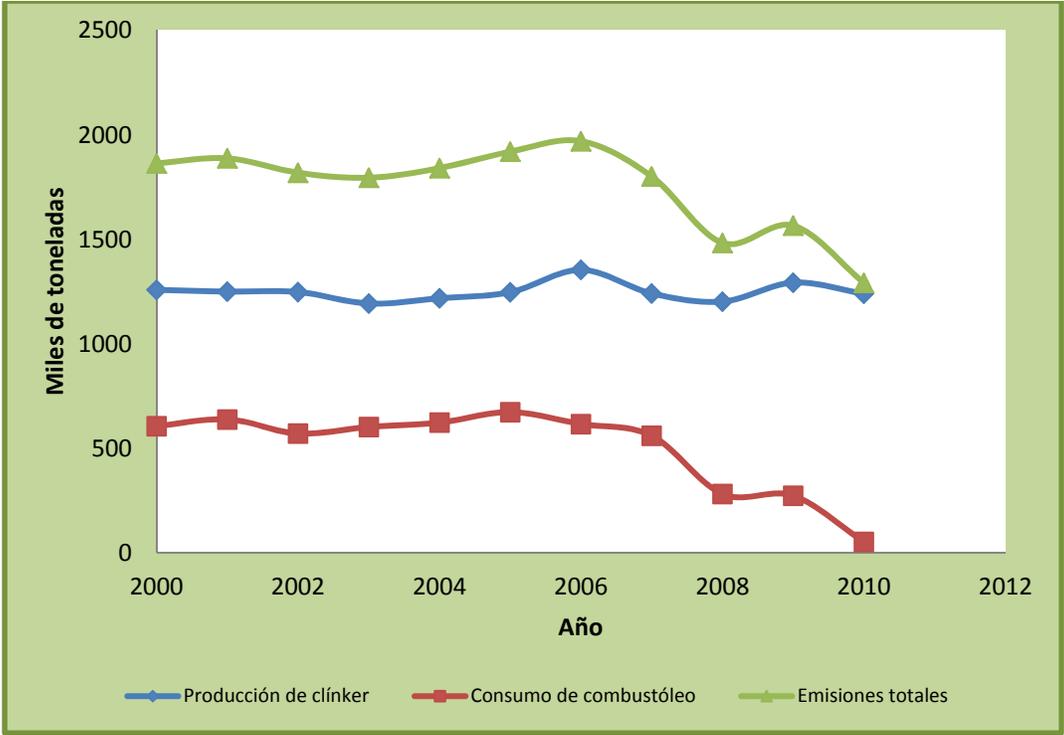
Tabla 5.5 Emisiones de CO<sub>2</sub> para el año 2001

Por producción de clínker (miles de Ton)	Por consumo de combustóleo (miles de Ton)
2448.75	1228.53

Se puede observar que los datos obtenidos difieren bastante de los reportados por la empresa, esto se debe seguramente a que para el cálculo de las emisiones se supusieron algunos parámetros como el porcentaje de CaO libre y se tomó como completa la reacción de combustión. Sin embargo al dividir los datos de la Tabla 5.4 a la mitad los resultados obtenidos son muy parecidos a los datos obtenidos en el año 2001 para las dos categorías, publicados por la empresa.

La Gráfica 5.3 muestra la tendencia que han tenido las emisiones de CO<sub>2</sub> por parte de la planta cementera con el uso de combustóleo y la producción de clínker. Se puede ver que la tendencia de la curva para la producción de clínker y uso de combustible de las gráficas 5.1 y 5.2, son

correspondientes con sus emisiones. Pero lo interesante de esta gráfica es la curva verde, la cual representa la suma de las dos contribuciones a las emisiones, pues se nota que las emisiones totales han disminuido en gran medida casi llegando a las emisiones solo por producción de clínker. Como ya se había mencionado una de las causas es el cambio de combustible para el proceso, pero existen otros cambios que se han llevado a cabo con el fin de minimizar las emisiones de CO<sub>2</sub> como propósito de la empresa para lograr la sustentabilidad ambiental de su proceso, como el uso de combustibles alternativos (llantas (Fig. 5.1) y otros desechos que en lugar de ser solo basura contaminante sirven como combustible y solo se confinan como cenizas).



Gráfica 5.3 Emisiones de CO<sub>2</sub> publicadas en el reporte corporativo de GEI

De acuerdo a la CANACEM, la industria del cemento en México inició sus actividades de coprocesamiento de residuos en el año 1990, de acuerdo al convenio para el reciclaje energético y coprocesamiento de residuos (1996), refrendado y ampliado en el 2001 promovido por la SEMARNAT y la CANACEM. Esto llevó a la industria del cemento a ser el primer sector certificado como *Industria limpia* en la totalidad de sus plantas en operación.

En diciembre del 2002 se publicó la norma NOM-040-ECOL-2002, que regula las emisiones de la industria de cemento, incluyendo el uso de combustibles no convencionales como: llantas, aceites y solventes, textiles impregnados, entre otros.



Fig. 5.1 Coprocesamiento de llantas en la industria del cemento (CANACEM, 2007)

Por último las emisiones de algunos otros gases con efecto invernadero, también calculados, se pueden ver en la Tabla 5.6. Donde se nota que las emisiones de CO<sub>2</sub> son las más significativas en esta industria, sin embargo dado que las emisiones de gases como el SO<sub>2</sub> o los NO<sub>x</sub> pueden ser de gran peligro para el ambiente y la salud, se deben limitar de acuerdo a las normas pertinentes.

Tabla 5.6 Emisiones de GEI calculadas

	Producción de clínker	CO <sub>2</sub>	SO <sub>2</sub>	NO <sub>2</sub>	NO	N <sub>2</sub> O	CO
kg/hr	145844.37	419781.57	1387.29	11.25	355.77	2.69	1821.35
Miles de toneladas	1277.60	3677.29	12.15	0.10	3.12	0.02	15.96

## Conclusiones

La industria del cemento a pesar de ser una de las industrias con alto grado de emisiones de GEI también ha sido una de las industrias con mayor empeño en la busque de nuevas formas de optimización del proceso de producción y sobre todo se ha visto un gran interés por parte de dicha industria en proyectos de sustentabilidad, uso eficiente de energía, uso de combustibles alternativos y disminución de emisiones de GEI.

## Conclusiones

De la aplicación de la teoría del costo exergético se concluye que el horno es un elemento de gran importancia en la destrucción de exergía con 1 291 181 459 kJ/h, mientras el enfriador presenta el mayor costo de formación de sus recursos con 1280 unidades.

Mediante el análisis de malfunciones y disfunciones, donde se utilizó la herramienta TAESS, además de haber podido realizar la comparación entre varios tipos de crudo, también se logró verificar la importancia del horno sobre el mal funcionamiento del sistema así se obtuvo que el costo del producto en el horno es el mayor con 9 079 996 kW en comparación con los productos generados por los otros equipos y un total de 358 661.5 kW en irreversibilidades. En las gráficas de irreversibilidades 3.3 y 3.7, se nota claramente como el cambio en la composición afecta en gran medida el comportamiento del horno disminuyendo sus irreversibilidades y como este equipo afecta directamente a otros equipos disminuyendo de igual forma sus irreversibilidades. Aunque el uso de los crudos 1 y 2 aminoran las malfunciones del horno, aumentan las de los otros equipos y en mayor grado las del precalcinador, equipo que muestra la mayor influencia sobre las disfunciones del sistema. El crudo 2 es el que mejores resultados muestra en cuanto a la disminución de irreversibilidades en el sistema con -12199 kW mientras que con el crudo 1 se obtiene una disminución de -11413 kW.

De los resultados obtenidos del análisis exergoeconómico se puede ver que el aumento en los costos fue mayor en los procesos de molienda de cemento y precalcinación con 0.272489 pesos/kW y 0.163704 pesos/kW, respectivamente y el más bajo fue para el horno, esto indica que puede ser más factible, económicamente hablando, una inversión en cambios sobre el horno que en el precalcinador o en el molino de cemento. Sin embargo de acuerdo a los análisis ya realizados, los equipos que presentan mayor influencia sobre el rendimiento exergético de todo el sistema son el precalcinador y el horno. Una opción que se ha implementado en varias plantas con sistemas correspondientes al que se ha estudiado es el sistema de precalentador-precalcinador-horno, el cual ofrece un mayor tiempo de residencia e interacción entre el crudo y los gases de combustión provenientes del horno y del precalcinador. La reducción por pérdidas de calor presenta relativamente bajos costos de capital (aproximadamente 0.25 dólares por año y por tonelada de clínker producida) y un periodo de recuperación de 1 año, con ahorros de combustible entre los 0.1 y 0.63 GJ/ton de clínker, opción que varias de las plantas en Estados Unidos han tomado. Esto se puede hacer cambiando el aislante utilizado en el refractario del horno, recomendándose algunos como el Lytherm. La elección del aislante está en función del tipo de ladrillos del horno y de la capacidad de mantenimiento del revestimiento. Una medida muy importante es la mejora de los sistemas de combustión que se tengan, pues por lo que se sabe la planta de Hidalgo no ha tenido muchos cambios en su estructura de producción desde que inició actividades y por lo tanto no se tiene la certeza del estado actual de sus instalaciones, sin embargo sería recomendable un análisis primordialmente del horno y como se ha mencionado de su sistema de combustión. Esto ayudaría en gran medida a disminuir la cantidad de combustible utilizado, haciendo su uso más eficiente y con ello reducir las emisiones de gases con efecto invernadero y los gastos en combustible.

## Anexos

### Anexo 1 Imagen aérea de la planta productora de cemento



## Anexo 2 Tabla de resultados del balance de materia molar

	Balance de materia (kmol/hr)																										
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	17'	18	19	20	21	22	23	24	25	
CaCO <sub>3</sub>	1884.8	1884.8	54.897	54.897	1829.9	1829.9	1454.8	0	0	0	0	0	0	0	0	0	197.13	0	0	9.8566	187.27	0	0	0	0.2957	9.560	
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	90.656	90.65	2.6404	2.7658	88.016	88.016	64.437	12.536	0	0	12.536	0.1253	12.411	0	12.4	12.411	1.3352	0	0	0.0667	1.2684	0	0	0	0.0020	0.064	
SiO <sub>2</sub>	587.46	587.46	17.110	21.319	570.35	570.35	524.65	420.84	0	0	420.84	4.2084	416.64	0	416.	416.64	1.2145	0	0	0.0607	1.1538	0	0	0	0.0018	0.058	
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	41.476	41.476	1.2080	1.2080	40.268	40.268	25.950	0	0	0	0	0	0	0	0	0	3.1959	0	0	0.159	3.0361	0	0	0	0.0047	0.155	
H <sub>2</sub> O	63.287	63.287	1.8433	1.8433	61.444	61.444	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	61.444	0	0	3.0722	58.372	0	0	0	0.0921	2.98	
MgO	44.810	44.810	1.3051	1.6372	43.505	43.505	33.209	33.209	0	0	33.209	0.3320	32.877	0	32.8	32.877	10.296	0	0	0.5148	9.7813	0	0	0	0.0154	0.499	
K <sub>2</sub> O	20.712	20.712	0.6032	0.7557	20.109	20.109	15.247	15.247	0	0	15.247	0.1524	15.094	0	15.0	15.094	4.8616	0	0	0.2430	4.6185	0	0	0	0.0072	0.235	
Na <sub>2</sub> O	28.873	28.873	0.8409	1.0572	28.032	28.032	21.628	21.628	0	0	21.628	0.2162	21.412	0	21.4	21.412	6.4033	0	0	0.3201	6.0832	0	0	0	0.0096	0.3105	
Combustible																											
C	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	319.14	573.74	0	0	0	
H	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	475.12	854.15	0	0	0	
S	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	2.1270	3.8238	0	0	0	
N	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1.199	2.1566	0	0	0	
O	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	5.2553	3.3768	0	5.2553	0	1.8784	3.3768	0	5.2553	0	
Aire																											
O <sub>2</sub>	0	0	0	44.061	0	0	0	0	524.96	943.75	44.061	44.065	0	0	0	0	244.78	157.29	0	244.78	0	0	0	1512.7	244.78	0	
N <sub>2</sub>	0	0	0	286.40	0	0	0	0	3412.2	6134.4	286.40	286.40	0	0	0	0	9546.6	6134.4	0	9546.	0	0	0	9833.0	9546.6	0	
CO <sub>2</sub>	0	0	0	61.686	0	0	0	0	734.95	1321.2	61.686	61.686	0	0	0	0	2056.2	1321.2	0	2056.	0	0	0	2117.8	2056.2	0	
CO	0	0	0	48.467	0	0	0	0	577.46	1038.1	48.467	48.467	0	0	0	0	1615.5	1038.1	0	1615.5	0	0	0	1664.0	1615.5	0	
H <sub>2</sub> O	0	0	0	10.500	0	0	0	0	125.1	224.90	10.50	10.500	0	0	0	0	1014.6	651.98	0	1014.6	0	0	0	360.51	1014.6	0	
Gases																											
CO <sub>2</sub>	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	875.03	562.26	0	875.03	0	0	0	0	875.03	0	
SO <sub>2</sub>	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	5.950	3.8238	0	5.9508	0	0	0	0	5.9508	0	
NO <sub>2</sub>	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.0671	0.0431	0	0.0671	0	0	0	0	0.0671	0	
NO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	3.2556	2.0919	0	3.2556	0	0	0	0	3.2556	0	
N <sub>2</sub> O	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.0167	0.0107	0	0.0167	0	0	0	0	0.0167	0	
CO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	17.857	11.474	0	17.857	0	0	0	0	17.857	0	
Clinker																											
C <sub>3</sub> S	0	0	0	0.3707	0	0	11.121	37.072	0	0	37.072	0.3707	36.701	0	36.7	36.701	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
C <sub>2</sub> S	0	0	0	1.1121	0	0	33.365	111.21	0	0	111.21	1.1121	110.10	0	110	110.10	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
C <sub>3</sub> A	0	0	0	0.3707	0	0	11.121	37.072	0	0	37.072	0.3707	36.701	0	36.7	36.701	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
C <sub>4</sub> AF	0	0	0	0.3707	0	0	11.121	37.072	0	0	37.072	0.3707	36.701	0	36.7	36.701	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
CO <sub>2</sub>	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1632.7	1454.8	0	1632.7	0	0	0	0	1632.7	0	
CaO	0	0	0	8.2768	0	0	0	1039.6	111.99	99.931	827.68	8.2768	819.40	0	819.	819.40	211.92	99.931	0	4.2385	207.68	0	0	0	0.1271	4.1113	
Cemento																											
Yeso	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	76.902	76.9	76.902	0	0	0	0	0	0	0	0	
Agua enfriamiento	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	25	75	175	0	0	0	75	0
Total	2762.0	2762.0	80.448	547.10	2681.6	2681.6	2206.6	1765.5	5486.7	9762.3	2004.7	466.65	1538.0	76.902	1615	1614.9	17515.	11440.	25	17111.	654.28	799.48	1437.2	15488.	17093.	17.976	

### Anexo 3 Tabla de resultados del balance de materia másico

	PM	Balance de materia (Kg/hr)																									
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	17'	18	19	20	21	22	23	24	25
CaCO <sub>3</sub>	100	188630	188630.8	5494.1	5494.1	183136	183136	145598	0	0	0	0	0	0	0	0	19729.	0	0	986.45764	18742.	0	0	0	29.593	956.86	
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	101.	9243.6	9243.632	269.23	282.01	8974.4	8974.4	6570.2	1278.2	0	0	1278.2	12.782	1265.4	0	1265.4	1265.4639	136.14	0	0	6.8071621	129.33	0	0	0	0.2042	6.6029
SiO <sub>2</sub>	60	35298.	35298.30	1028.1	1280.9	34270.	34270.	31524.	25287	0	0	25287.	252.87	25034.	0	25034.	25034.240	72.977	0	0	3.6488868	69.328	0	0	0	0.1094	3.5394
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	159	6623.5	6623.518	192.91	192.91	6430.6	6430.6	4144.1	0	0	0	0	0	0	0	0	510.37	0	0	25.518628	484.85	0	0	0	0.7655	24.753	
H <sub>2</sub> O	18	1139.1	1139.18	33.18	33.18	1106	1106	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1106	0	0	55.3	1050.7	0	0	0	1.659	53.641	
MgO	40	1806.4	1806.414	52.614	66.001	1753.8	1753.8	1338.7	1338.7	0	0	1338.7	13.387	1325.3	0	1325.3	1325.3526	415.05	0	0	20.752996	394.30	0	0	0	0.6225	20.130
K <sub>2</sub> O	55	1139.1	1139.18	33.18	41.566	1106	1106	838.60	838.60	0	0	838.60	8.3860	830.22	0	830.22	830.22352	267.39	0	0	13.369518	254.02	0	0	0	0.4010	12.968
Na <sub>2</sub> O	62	1790.1	1790.14	52.14	65.549	1738	1738	1340.9	1340.9	0	0	1340.	13.409	1327.5	0	1327.	1327.5801	397.01	0	0	19.850497	377.15	0	0	0	0.5955	19.254
Combustible																											
C	12	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	3829.7	6884.9	0	0	0	
H	1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	475.12	854.15	0	0	0	
S	32	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	68.064	122.36	0	0	0	
N	14	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	16.795	30.193	0	0	0	
O	16	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	84.085	54.030	0	84.085019	0	30.054	54.030	0	84.085	0	
Aire																											
O <sub>2</sub>	32	0	0	0	1409.9	0	0	0	0	16798.	30200.1	1409.9	1409.9	0	0	0	7833.1	5033.3	0	7833.1823	0	0	0	48409.	7833.1	0	
N <sub>2</sub>	28	0	0	0	8019.2	0	0	0	0	95544.	171763.	8019.2	8019.2	0	0	0	267307	171763	0	267307.34	0	0	0	275326	267307	0	
CO <sub>2</sub>	44	0	0	0	2714.1	0	0	0	0	32338	58135.2	2714.1	2714.1	0	0	0	90473.	58135.	0	90473.255	0	0	0	93187.	90473.	0	
CO	28	0	0	0	1357.0	0	0	0	0	16169	29067.6	1357.0	1357.0	0	0	0	45236.	29067.	0	45236.627	0	0	0	46593.	45236.	0	
H <sub>2</sub> O	18	0	0	0	189.00	0	0	0	0	2251.9	4048.32	189.00	189.00	0	0	0	18263	11735.	0	18263.795	0	0	0	6489.2	18263.	0	
Gases																											
CO <sub>2</sub>	44	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	38501.	24739.	0	38501.334	0	0	0	38501.	0		
SO <sub>2</sub>	64	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	380.85	244.72	0	380.85567	0	0	0	380.85	0		
NO <sub>2</sub>	46	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	3.0878	1.9841	0	3.0878280	0	0	0	3.0878	0		
NO	30	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	97.669	62.759	0	97.669342	0	0	0	97.669	0		
N <sub>2</sub> O	44	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0.7383	0.4744	0	0.7383936	0	0	0	0.7383	0		
CO	28	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	500.01	321.29	0	500.01733	0	0	0	500.01	0		
Clinker																											
C <sub>2</sub> S	228	0	0	0	84.645	0	0	2539.3	8464.5	0	0	8464.5	84.645	8379.9	0	8379.9	8379.9292	0	0	0	0	0	0	0	0		
C <sub>3</sub> S	172	0	0	0	191.56	0	0	5747.0	19156.	0	0	19156.	191.56	18965.	0	18965.	18965.110	0	0	0	0	0	0	0	0		
C <sub>3</sub> A	270	0	0	0	100.17	0	0	3005.1	10017.	0	0	10017.	100.17	9916.8	0	9916.8	9916.8821	0	0	0	0	0	0	0	0		
C <sub>4</sub> AF	485	0	0	0	180.16	0	0	5404.8	18016.	0	0	18016.	180.16	17836.	0	17836.	17836.132	0	0	0	0	0	0	0	0		
CO <sub>2</sub>	44	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	71841.	64012.	0	71841.87	0	0	0	71841.	0		
CaO	56	0	0	0	464.16	0	0	0	58301.	6280.7	5604.14	46416.	464.16	45952.	0	45952.	45952.408	11884.	5604.1	0	237.69815	11647.	0	0	7.1309	230.56	
Cemento																											
Yeso	136	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	10464	10464.	10464.918	0	0	0	0	0	0	0	0	0		
Agua enfriamiento	18	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	450	1350	3150	0	0	0	1350	0	
Total		245671	245671.2	7155.4	22166.	238515	238515	208052	144039	169382	298818.	145844	15011.	130833	10464.	141298	141298.24	575042	370776	450	543243.27	36299.	4419.8	7945.6	470006	541915	1328.3

## Anexo 4 Tabla de resultados del balance de energía

	Balance de energía (kJ/hr)																									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	17'	18	19	20	21	22	23	24	25
CaCO <sub>3</sub>	156139.4	160284	4837.6	5240.74	156807.	157274.	240219.5	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	24809.99	0.00	0.00	101.47	2467.09	0.00	0.00	0.00	1.18	38.09
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	7245.26	124757	9296.4	28896.3	158064.	172959.	1049151	1543002.1	0.00	0.00	442460.5	1478.28	329066.	0.00	1024.32	46413.97	86661.53	0.00	0.00	497.57	13322.28	0.00	0.00	0.00	4.45	4.45
SiO <sub>2</sub>	26241.84	450314	33504.	125566.	570164.	623764.	4902299	29994467.	0.00	0.00	9225874	7987.00	1674711	0.00	6207.75	267569.55	47053.86	0.00	0.00	314.00	8225.29	0.00	0.00	0.00	2.96	95.70
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	4351.31	74336.	5485.4	16018.3	22461.0	24557.0	1193022.	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	63656.59	0.00	0.00	438.72	11468.96	0.00	0.00	0.00	0.00	4.15	134.2
H <sub>2</sub> O	2083.43	35180.	2553.4	7202.14	44291.0	48359.8	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	3863290.4	0.00	0.00	8868.82	232537.4	0.00	0.00	0.00	0.00	83.49	2699.
MgO	1666.10	1712.	51.67	69.47	1717.99	1680.66	1776.95	1722.03	0.00	0.00	1548.51	14.22	1499.44	0.00	1222.48	1305.58	503.63	0.00	0.00	21.32	415.20	0.00	0.00	0.00	0.60	19.38
K <sub>2</sub> O	1195.46	20271.	1481.1	5307.51	25572.7	27935.8	1878960.	1354822.1	0.00	0.00	353349.8	1203.43	262655.	0.00	899.70	39299.11	212268.56	0.00	0.00	1232.86	32600.62	0.00	0.00	0.00	11.42	369.2
Na <sub>2</sub> O	1597.21	27085.	1979.1	7118.71	34168.8	37326.4	2561509.	1354822.8	0.00	0.00	353349.8	1636.74	357363.	0.00	1223.19	53436.24	268363.78	0.00	0.00	1556.71	41168.02	0.00	0.00	0.00	14.42	466.1
Combu stible																										
C	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
S	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
N	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
O	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	51365.76	33519.34	0.00	6667.22	0.00	0.00	0.00	0.00	2083.82	0.00
Aire																										
O <sub>2</sub>	0.00	0.00	0.00	153786.	0.00	0.00	0.00	0.00	15164936.	27262587.	482727.8	172332.	0.00	0.00	0.00	4785125.8	3122590.3	0.00	621103.8	0.00	0.00	0.00	0.00	44462.	194124.3	0.00
N <sub>2</sub>	0.00	0.00	0.00	973346.	0.00	0.00	0.00	0.00	92761878.	16676158	2991942.	1089006	0.00	0.00	0.00	17819471	11485755	0.00	2367599	0.00	0.00	0.00	0.00	285747	7457397.	0.00
CO <sub>2</sub>	0.00	0.00	0.00	282646.	0.00	0.00	0.00	0.00	31555781.	56729038.	938902.5	317989.	0.00	0.00	0.00	58151990.	37989818.	0.00	6785149.	0.00	0.00	0.00	0.00	78723.	2080982.	0.00
CO	0.00	0.00	0.00	165238.	0.00	0.00	0.00	0.00	15875950.	28540805.	510303.0	184936.	0.00	0.00	0.00	30105903.	19643111.	0.00	4016052.	0.00	0.00	0.00	0.00	48352.	1262894.	0.00
H <sub>2</sub> O	0.00	0.00	0.00	41624.7	0.00	0.00	0.00	0.00	4168535.7	7493936.3	129960.9	46613.0	0.00	0.00	0.00	0.00	14716986.	0.00	2929083.	0.00	0.00	0.00	0.00	12127.	919081.6	0.00
Gases																										
CO <sub>2</sub>	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	24746863.	16166752.	0.00	2887453.	0.00	0.00	0.00	0.00	885572.2	8	0.00
SO <sub>2</sub>	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	173692.97	113417.13	0.00	20935.44	0.00	0.00	0.00	0.00	6449.23	0.00	0.00
NO <sub>2</sub>	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	1862.96	1216.82	0.00	220.27	0.00	0.00	0.00	0.00	67.68	0.00	0.00
NO	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	62968.21	41083.92	0.00	8312.34	0.00	0.00	0.00	0.00	2605.83	0.00	0.00
N <sub>2</sub> O	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	492.50	321.80	0.00	57.52	0.00	0.00	0.00	0.00	17.67	0.00	0.00
CO	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	332771.79	217122.64	0.00	44390.93	0.00	0.00	0.00	0.00	13959.24	0.00	0.00
Clinker																										
C <sub>2</sub> S	0.00	0.00	0.00	8082.17	0.00	0.00	4190136.	10182071	0.00	0.00	2705451.	2287.00	487312.	0.00	1720.40	75216.56	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C <sub>3</sub> S	0.00	0.00	0.00	18347.8	0.00	0.00	1547309	36367349.	0.00	0.00	6230999.	5277.58	1122150	0.00	3987.63	174003.18	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C <sub>2</sub> A	0.00	0.00	0.00	10256.5	0.00	0.00	4270324.	12761360.	0.00	0.00	3287313.	2753.66	591869.	0.00	2038.65	89743.75	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C <sub>4</sub> AF	0.00	0.00	0.00	16185.5	0.00	0.00	6555303.	16781323.	0.00	0.00	5145045.	4342.68	928503.	0.00	3240.18	142185.18	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO <sub>2</sub>	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	46176.61	41830241.	0.00	5387.87	0.00	0.00	0.00	0.00	1652440.	0.00	0.00
CaO	0.00	0.00	0.00	43898.3	0.00	0.00	0.00	57780096.	1193594.0	1065009.2	1403094	11784.0	2528731	0.00	8733.73	384357.19	1532810.1	733954.33	0.00	3881.90	264611.2	0.00	0.00	0.00	35.79	1157.
Cemen to																										
Yeso	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	25280321	26105678	26105678	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Agua enfria miento	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	1966.27	48576.7	49725.87	0.00	0.00	0.00	3911.556	0.00
Total	200520.0	893944	59189.	1908832	1013247	1093858	9587885	16812103	16072067	28785296	4683017	1849643	8283862	25280321	26108708	26233031	30275334	24946768	1966.27	4106630	656542.	16130127	28997749	469414	1448174	4983

## Anexo 5 Tabla de resultados del balance de exergía

Balances de exergía (kJ/h)																										
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	17'	18	19	20	21	22	23	24	25
CaCO <sub>3</sub>	261	73559	13005.	9484.70	119731.	14247	206764	0	0	0	0	0	0	0	0	0	686180	0	0	10052.0	3265	0	0	0	29.1248	941.7
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	2.90	829.83	149.24	116.484	1356.19	1616.3	179409	240455	0	0	3988.4	65.34	25183.	0	0.423	786.93	10524.9	0	0	15.3189	539.2	0	0	0	0.04662	1.507
SiO <sub>2</sub>	10.5	2987.7	538.27	522.724	4880.16	5815.6	202147	97332	0	0	63549	1292	57027	0	7.946	14713	8647.28	0	0	7.92304	285.6	0	0	0	0.02355	0.761
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	1.74	490.73	86.883	63.7129	798.968	950.85	121720	0	0	0	0	0	0	0	0	0	35287.6	0	0	46.045	1616	0	0	0	0.14322	4.630
H <sub>2</sub> O	3.55	979.10	168.14	115.538	1583.59	1879.8	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	675433	0	0	1077.41	3691	0	0	0	3.55413	114.9
MgO	2.7	785.93	138.90	125.72	1279.43	1522.5	152947	106704	0	0	18501	314.3	11791	0	2.181	3919.3	297954	0	0	217.77	7580	0	0	0	0.68373	22.10
K <sub>2</sub> O																										
Na <sub>2</sub> O																										
Combustible																										
C	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
S	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
N	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
O	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	194664	127112	0	0	0	0	0	0	0	0
Aire																										
O <sub>2</sub>	0	0	0	23346.7	0	0	0	0	831876	149549	168328	2877	0	0	0	0	2249.66	1477.93	0	71534.0	0	0	0	64.747	753.356	0
N <sub>2</sub>	0	0	0	152783	0	0	0	0	505786	909271	10372	1869	0	0	0	0	81992.7	53854.7	0	286123	0	0	0	456.25	3172.57	0
CO <sub>2</sub>	0	0	0	45869.4	0	0	0	0	176462	317233	338972	5655	0	0	0	0	27973.9	18395.4	0	843478	0	0	0	128.76	897.602	0
CO	0	0	0	25855.6	0	0	0	0	855441	153785	175024	3164	0	0	0	0	13846.2	9094.66	0	484209	0	0	0	77.212	536.898	0
H <sub>2</sub> O	0	0	0	6335.60	0	0	0	0	223860	402443	44115	7775	0	0	0	0	10325.8	678859	0	573188	0	0	0	18.169	36725.8	0
Gases																										
CO <sub>2</sub>	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	11904.4	7828.29	0	358946	0	0	0	0	38197.9	0
SO <sub>2</sub>	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	81562.7	53.6234	0	2541.25	0	0	0	0	274.864	0
NO <sub>2</sub>	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	905.175	189.742	0	29.6757	0	0	0	0	3.18127	0
NO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	28940.8	19011.	0	963.573	0	0	0	0	104.194	0
N <sub>2</sub> O	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	221.245	145.329	0	7.48168	0	0	0	0	0.81592	0
CO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	153047	100526	0	5352.14	0	0	0	0	593.453	0
Clinker																										
C <sub>3</sub> S	0	0	0	92.8195	0	0	433259.	867733	0	0	87368	116.1	51159	0	0.716	1325.3	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C <sub>2</sub> S	0	0	0	276.536	0	0	129503	259286	0	0	260623	346.2	15255	0	2.132	3946.7	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C <sub>3</sub> A	0	0	0	474.155	0	0	943186.	216421	0	0	35828	586.8	22618	0	3.807	87939	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C <sub>4</sub> AF	0	0	0	354.213	0	0	837633.	184707	0	0	268410	438.3	17097	0	2.918	5323.6	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CO <sub>2</sub>	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	22213.1	20080.3	0	3105.46	0	0	0	0	980.96	0
CaO	0	0	0	1698.83	0	0	0	9989.46	679651	606433	1203.4	2088	77095	0	15.10	26602	740670	357147	0	482.462	4301	0	0	0	1.54360	49.90
Cemento																										
Yeso	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	4230	4657	783.69	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Agua enfriamiento	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	26337	35201.2	3549	0	0	0	26422.7	0
Total	282	79632	14086	267516	129629	15426	235029	185226	880163	157614	147628	3169	20851	4230	4658	93680	110121	864751	26337.	525169	4520	217492	891778	745.15	108699	1135

### Anexo 6 Matriz aumentada del sistema agregado y matriz columna [0/ω]

	1	2	3	6	7	8	9	10	11	12	16	17	17'	We1	We2	We3	We4	We5	We6	We7	21	22
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22
Equipo I	1	-1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	0	0	0	0	0	0	0	0
Equipo II	0	1	-1	-1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	1	0	0	0	0	0	0
Equipo III	0	0	0	-1	1	0	-1	0	0	0	0	-1	1	0	0	0	0	0	0	0	1	0
Equipo IV	0	0	0	0	1	-1	0	-1	0	0	0	0	-1	0	0	0	1	0	0	0	0	1
Equipo V	0	0	0	0	0	1	-1	-1	1	0	0	0	0	0	0	0	0	1	0	0	0	0
Equipo VI	0	0	0	0	0	0	0	0	-1	-1	1	0	0	0	0	0	0	0	1	1	0	0
B*we1=Bwe1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	0	0	0	0	0	0	0	0
B*we2=Bwe2	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	0	0	0	0	0	0	0
B*we3=Bwe3	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	0	0	0	0	0	0
B*we4=Bwe4	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	0	0	0	0	0
B*we5=Bwe5	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	0	0	0	0
B*we6=Bwe6	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	0	0	0
B*we7=Bwe7	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	0	0
B*21=B21	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	0
B*22=B22	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1
B*1=B1	1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
B*3=0	0	0	1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
B*17=0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
B*12=0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
B*9/B9=B*10/B10	0	0	0	0	0	0	1.13615E-08	-6.34458E-09	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
B*8/B8=B*17/B17'	0	0	0	0	0	5.39879E-08	0	0	0	0	0	0	-1.1564E-07	0	0	0	0	0	0	0	0	0
B*7/B7=B*8/B8	0	0	0	0	-4.25479E-09	5.39879E-08	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0

(0/ω)

0
0
0
0
0
0
10608120
1000000
944522.42
33929117
326828365
79992
1657643.1
217492008
891778514
282.75742
0
0
0
0
0

## Anexo 7 Tipos de cemento

Para referirse a un cemento se identificará el tipo (clasificados como se muestra en la Tabla 1.1) y la clase de resistencia (como se puede ver en la Tabla 1.2). Si el cemento tiene especificada una resistencia inicial se añade la letra R. Si el cemento tiene alguna de las características especiales que se describen en la Tabla 1.3 su designación se completa de acuerdo con la nomenclatura indicada en dicha tabla. Si presenta dos o más de estas características especiales, la designación se hace siguiendo el orden descendente de la Tabla 1.3, separándolas con una diagonal.

Tabla A.1 Tipos de cemento (NMX-C-414-ONNCCE-1999)

Tipo	Denominación	Descripción
CPO	Cemento Portland ordinario	Es el cemento producido a base de la molienda de clínker Portland y usualmente, sulfato de calcio
CPP	Cemento Portland puzolánico	Es el conglomerante hidráulico que resulta de la molienda conjunta de clínker Portland, materiales puzolánicos y usualmente sulfato de calcio
CPEG	Cemento Portland con escoria granulada de alto horno	Es el conglomerante hidráulico que resulta de la molienda conjunta de clínker Portland, escoria de alto horno y usualmente sulfato de calcio
CPC	Cemento Portland compuesto	Es conglomerante hidráulico que resulta de la molienda de clínker Portland, usualmente sulfato de calcio y una mezcla de materiales puzolánicos, escoria de alto horno y caliza. En el caso de la caliza, este puede ser el único componente
CPS	Cemento Portland con humo de sílice	Es el conglomerante hidráulico que resulta de la molienda conjunta de clínker Portland, humo de sílice y usualmente sulfato de calcio.
CEG	Cemento con escoria granulada de alto horno	Es el conglomerante hidráulico que resulta de la molienda conjunta de clínker Portland y mayoritariamente escoria granulada de alto horno y sulfato de calcio

Según su resistencia mecánica a la compresión, determinada de acuerdo con el procedimiento descrito en el manual M-MMP-2-02-004, *Resistencia a la Compresión del Cemento*, los cementos portland se clasifican en las clases resistentes que se muestran en la Tabla A.2.

Para identificar un cemento Portland, la clase de cemento se anotará siguiendo los siguientes ejemplos:

- CPO 30, cuando se trate de un cemento Portland ordinario con una resistencia normal mínima de 30 mega pascales (306 kgf/cm<sup>2</sup>).
- CPEG 40R, si se requiere un cemento Portland con escoria granulada de alto horno, que tenga una resistencia normal mínima de 40 mega pascales (408 kgf/cm<sup>2</sup>) y deba cumplir con una resistencia inicial mínima de 30 mega pascales (306 kgf/cm<sup>2</sup>).

Tabla A.2 Especificaciones de los cementos con características especiales (NMX-C-414-ONNCCE-1999)

Nomenclatura	Característica especial	Expansión de ataque de sulfatos (máx %)	Expansión por reacción álcali agregado (máx %)		Calor de hidratación (máx) kJ/kg (Kcal/kg)		Blancura (min %)
		1 año	14 días	56 días	7 días	28 días	
RS	Resistente a los sulfatos	0.1					
BRA	Baja reactividad álcali agregado		0.020	0.060			
BCH	Bajo calor de hidratación				250 (60)	290 (70)	
B	Blanco						70

Tabla A.3 Especificaciones mecánicas y físicas del cemento (NMX-C-414-ONNCCE-1999)

Clase resistente	Resistencia a la compresión (N/mm <sup>2</sup> )			Tiempo de fraguado (min)		Estabilidad de volumen en autoclave (%)	
	3 días	28 días		Inicial	Final	Expansión	Contracción
	mínimo	mínimo	máximo	mínimo	máximo	máximo	máximo
20	-	20	40	45	600	0.80	0.20
30	-	30	50	45	600	0.80	0.20
30 R	20	30	50	45	600	0.80	0.20
40	-	40	-	45	600	0.80	0.20
40 R	30	40	-	45	600	0.80	0.20

## Anexo 8 La industria del cemento en el mundo

El cemento ha jugado un rol clave como material para la construcción a través de la historia de la civilización. En Europa el uso del cemento y el concreto en los trabajos de construcción figuran desde la antigüedad hacia los tiempos modernos.

El cemento Portland fue patentado en 1824 y el concreto a finales del siglo 19, basado en el cemento Portland, llegó a ser muy apreciado como material para la construcción por toda Europa.

La manufactura del cemento es la industria más importante entre la industria minera. En 1995 la producción mundial de cemento fue de 1420 millones de toneladas, en la Tabla 1.4 se puede observar la participación de algunos países en la producción de cemento en 1995.

La producción de cemento en la Unión Europea se contabilizó en 172 millones de toneladas en 1995 con un consumo de 168 millones de toneladas. Las importaciones fueron de 23 millones de toneladas y las exportaciones de 27 millones de toneladas. La Tabla 1.5 muestra el consumo de distintos países para el año 1995. El consumo per cápita en la Unión Europea fue de 452 kg. Desde 1990 el consumo de cemento en la Unión Europea ha descendido en un 13 % aproximadamente y la producción en un 11 %. Mientras que en 1973 la industria del cemento en la Unión Europea representaba el 27 % de la producción mundial, en 1995 su participación disminuyó a solo 12 %.

Tabla A.4 Participación en la producción mundial de cemento de algunos países en 1995 (CEMBUREAU, 1999).

País	Participación
China	30%
Otros de Asia	23%
Unión Europea	12%
Otros de Europa	6%
Japón	7%
USA	5%
Otros de América	8%
URSS	4%
África	4%
Oceanía	1%

En la Unión Europea existen 320 plantas productoras de cemento, de las cuales 70 son para la extracción de la materia prima sin hornos. Actualmente cerca del 78 % de la producción de cemento en Europa es por vía seca, el 16 % por vía semi húmeda y semi seca y el 6 % por vía húmeda debido a la naturaleza de la materia prima.

Hoy en día cuatro grupos de compañías del Éste Europeo (Holderbank, Lafarge, Heidelberger e Italcementi) se encuentran entre los 5 mayores productores del mundo junto con CEMEX de México. (CEMBUREAU, 1999).

El primer aglutinante utilizado en la construcción de mampostería fue el barro liso (con o sin paja), el cual sigue siendo utilizado, principalmente para las construcciones de adobe, en varias partes del mundo. El bitumen (asfalto natural) fue utilizado como aglutinante en varias partes de la Mesopotamia antigua. Los primeros usos de un verdadero mortero se presentaron en Egipto, Grecia y Creta. Los morteros de carbonato de cal se hacían como ahora, a partir de la cocción de la caliza. En contraste los egipcios utilizaban principalmente morteros de yeso crudo, sin embargo ellos tenían acceso a grandes cantidades de caliza por lo cual preparaban algunos morteros de cal. La práctica egipcia de utilizar yeso (material más difícil de encontrar que la cal) en primera instancia se daba por la escases de combustibles, dado que la conversión de la caliza a cal requiere

considerablemente altas temperaturas (por lo tanto grandes cantidades de combustible) en comparación con el yeso. Incluso algunas construcciones antiguas de Egipto fueron hechas a base de concreto de yeso. (Kemp, 1994).

Los antiguos romanos aprendieron bastante acerca de diferentes tipos de morteros a partir de los griegos, pero dado que los romanos mejoraron la calidad y los métodos de aplicación de los morteros hidráulicos y ampliaron el uso de los mismos, son los romanos quienes comúnmente se llevan el crédito del desarrollo del cemento hidráulico. Fue más significativo el uso de cementos de puzolanas y cal con la incorporación de cenizas volcánicas, las preferidas por los romanos era la que obtenían de la cantera ubicada en una pendiente distal de Mt. Vesuvius, cerca de la Villa de Pozzuoli. Este material llegó a ser conocido como puzolana (pozzolana) basado en el nombre de dicha villa. Donde la puzolana no estaba disponible los romanos hicieron uso de las baldosas como una puzolana artificial, los griegos probablemente hicieron un uso similar de la cerámica triturada anteriormente.

Los concretos y cementos hidráulicos hechos durante los primeros siglos después de la caída del imperio romano fueron de muy baja calidad, ya sea por el mal entendimiento de las técnicas para la manufactura del cemento y/o la cal o por la falta de puzolanas de algunos lugares, o por ambas. Sin embargo, se mantuvo un interés esporádico sobre la reproducción de la calidad de los cementos antiguos romanos por lo que en el siglo 18 la investigación activa sobre la mejora de la calidad de los cementos se llegó a extender pronto por todo el occidente europeo.

Tabla A.5 Consumo de cemento de algunos países en 1995 (Hendrik, 2005).

Producción	Consumo (miles de toneladas)
Austria	3,777 4,987
Bélgica	8,223 5,735
Dinamarca	2,051 1,185
Finlandia	907 1,089
Francia	20,697 19,822
Alemania	33,302 38,486
Grecia	14,480 6,851
Irlanda	1,730 1,860
Italia	34,019 34,639
Luxemburgo	708 511
Países bajos	3,180 5,300
Portugal	8,123 7,886
España	28,491 25,460
Suecia	2,539 1,505
Reino Unido	11,805 12,740

Se obtuvo un gran avance en la comprensión del cemento hidráulico como resultado de la investigación de John Smeaton seguido de habersele otorgado, en 1756, el contrato para

construir un faro de remplazo en las rocas de Eddystone, en el mar de Plymouth, Inglaterra. Para este proyecto, Smeaton condujo varios experimentos para hacer un mortero que pudiera soportar las condiciones marinas especialmente complicadas. Smeaton descubrió que un mortero de cal hidráulico muy resistente se podría obtener de la calcinación de la piedra caliza que contenía cantidades apreciables de la arcilla. La idea clave era la relación entre el componente de la arcilla y el desarrollo del carácter hidráulico. Él encontró que un mortero mejor se podría obtener mediante la combinación de la cal hidráulica con puzolanas, y de hecho fue un mortero de cal hidráulica-puzolana (en concreto, cal hidráulica de Aberthaw, piedra caliza y puzolana italianas) el que se utilizó para construir el nuevo faro de Eddystone, el cual permaneció erguido durante 126 años antes de necesitar reemplazo. Smeaton publicó los resultados de su investigación sobre las cales hidráulicas en 1791.

La producción de cemento de cualquier tipo vino más tarde en los Estados Unidos que en Europa, con el impulso inicial de la necesidad de morteros impermeables para el revestimiento del canal de Erie, Nueva York. La construcción del canal se inició en 1817 y, al año siguiente, los depósitos de caliza arcillosa, adecuada para la fabricación de cemento natural, fueron descubiertos cerca del canal. La fabricación de cemento natural se inició poco después. La piedra caliza arcillosa fue llamada localmente roca de cemento. La industria del cemento natural en los Estados Unidos creció en forma sostenida ya que los depósitos de cemento de rocas fueron descubiertos posteriormente en el este de Pensilvania y en otros lugares. Hasta principios de la década de 1870, sólo los cementos fabricados en Estados Unidos fueron los cementos naturales y cementos de escoria de cal (principalmente sobre la base de escorias de horno templado de hierro).

Los cementos naturales en los Estados Unidos y en Europa mostraron variaciones regionales significativas en la calidad, debido a las diferencias en los métodos de procesamiento y en la composición del material de la roca de cemento en bruto. El descubrimiento de Smeaton sobre la importancia de la arcilla para el desarrollo del carácter resistente en morteros de cal hidráulica inspirada en la investigación sobre formas de mejorar la calidad y / o reducir la variabilidad, de los cementos naturales que abrió una brecha más, importante de la investigación, fue la realización del llamado cemento artificial. Es probable que el investigador más influyente en esta área de investigación fuese el ingeniero francés Louis J. Vicat. Su investigación fue publicada por primera vez en 1818 y mostró cómo, en ausencia de calizas arcillosas o roca de cemento, cales hidráulicas de alta calidad se podrían obtener a partir de la piedra caliza ordinaria, siempre que cantidades controladas de arcilla o pizarra se hayan añadido. Una revisión más completa fue publicada en 1828, y fue traducido al inglés en 1837. (Vicat, 1837).

Los resultados de Smeaton, Vicat, y otros investigadores parecen haber sido muy difundidos, ya que un buen número de patentes fueron publicadas en Inglaterra y Francia para varios tipos de cales y cementos hidráulicos. En 1810, Edgar Dobbs recibió una patente en Inglaterra por un cemento que contenía arcilla, polvos de carretera (de piedra caliza) y cal. La patente expiró en 1824, dicho trabajo pudo haber inspirado a Joseph Aspdin, un albañil y experimentador de Leeds, Inglaterra, para presentar en ese mismo año una patente acerca de lo que superficialmente parece ser un producto similar. En diciembre 15 de 1824 Aspdin obtuvo la patente con el nombre: "Una

mejora en los modos de producir una piedra artificial” (patente británica 5022), producto que él llamó cemento *Portland*. Este nombre alude a la piedra de Portland, un bien considerado muy duro, extraída en la isla de Portland a lo largo de la costa sur de Dorset.

La comparación de piedra de Portland también se había utilizado, mucho antes, por Smeaton en la mejora de las cualidades de su propio cemento. La patente de Aspdin es interesante para los estándares modernos, ya que revela muy poca información específica del producto y su fabricación y, de hecho, parece ser una base débil para una industria importante el futuro. La primer planta de cemento portland (el nombre, comúnmente ya no se capitaliza) se estableció en Wakefield, Inglaterra por Aspdin poco después de recibir su patente. Su hijo, William Aspdin, después instaló plantas en el Támesis y en Gateshead-on-Tyne. En los primeros años de la industria del cemento portland británica el nuevo y caro cemento encontró dificultades en la captación de mercado compitiendo con los cementos considerados naturales. La comercialización del cemento portland recibió un importante impulso en 1838 cuando fue elegido para el prestigioso proyecto para construir el túnel de río Támesis. Los primeros esfuerzos de los demás para duplicar la calidad del cemento Portland de Aspdin tuvieron poco éxito lo cual dio lugar a la especulación de que la patente de Aspdin carecían de (quizás deliberadamente) de los detalles críticos sobre la fabricación del cemento. Los esfuerzos para la duplicación, sin embargo, cobraron importancia en la mitad de la década de los 1840s, con ideas interesantes en cuanto a cuáles eran esos detalles que faltaban: Sobre todo la necesidad de calentar las materias primas en el horno a temperaturas mucho más altas que lo que se necesitan para calcinar la piedra caliza.

La evidencia empírica de ello es el descubrimiento de que el exceso de quemado, parcialmente vitrificado del material (hasta ahora descartado), de los hornos de cemento producido da una mejor calidad, un rival fabricante de cemento, Isaac C. Johnson, se acredita generalmente por hacer pública la necesidad de la alta temperatura de quemado. Se determinó finalmente que la mejora en la calidad del cemento era debido a la presencia de silicato dicálcico hidráulico en el material vitrificado (clínker) y, aún más importante, la presencia de silicato tricálcico. Continuó el debate acerca de si el cemento portland original de Aspdin contenía alguno de estos minerales, o si era simplemente cal hidráulica bien procesada, con arcillas puzolánicas activadas por calor. Ahora se sabe que efectivamente tanto el silicato dicálcico como el (en menor cantidad) silicato tricálcico estaban presentes en al menos algunos de los cementos portland posteriores hechos por Joseph Aspdin (Stanley, 1999; Campbell, 1999), y estuvieron sin duda presentes en los cementos hechos por su hijo. A través de ensayo y error, numerosas mejoras en el proceso de fabricación y la composición mineralógica del cemento portland en Inglaterra y en otros lugares a lo largo de las décadas siguientes. Las mejoras continúan y no queda más que semejanza superficial entre los modernos cementos portland y los fabricados a mediados y hacia finales del siglo 19.

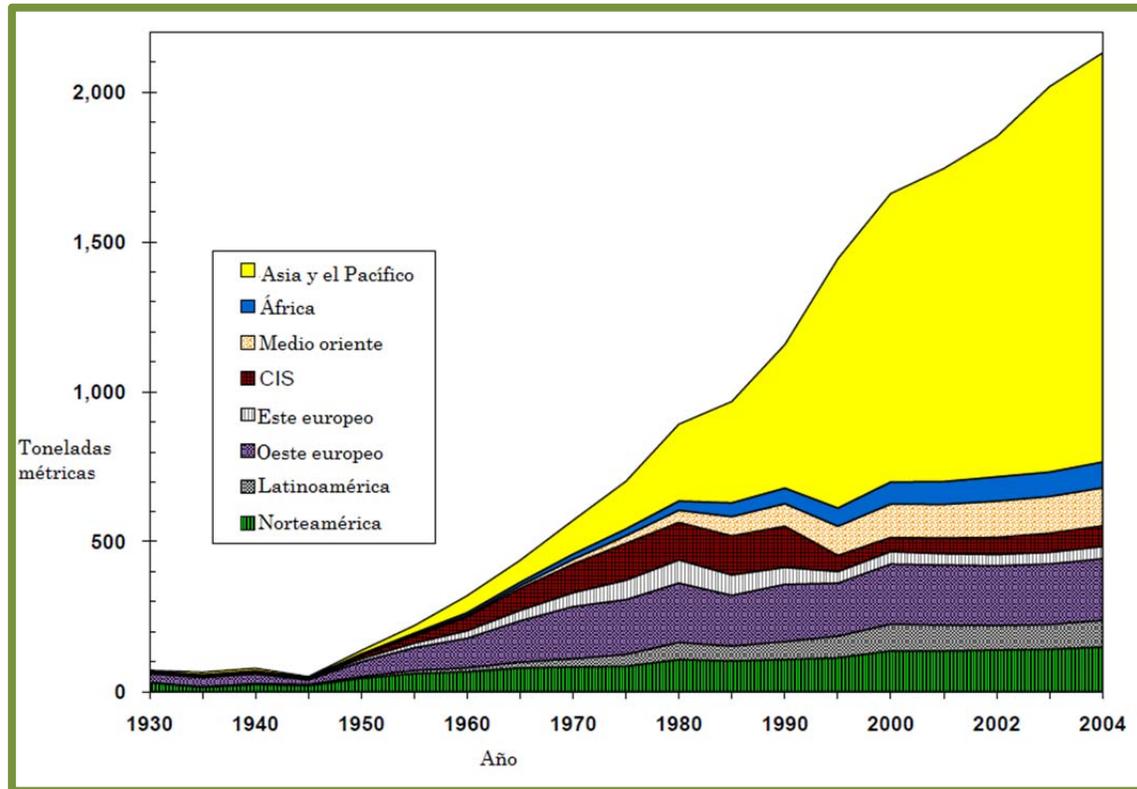
Las primeras plantas de cemento portland construidas fuera de Inglaterra fueron situadas en Bélgica y Alemania por el año de 1855. Las importaciones por parte de los Estados Unidos comenzaron a finales de los 60's y alcanzaron un nivel pico de 0.5 millones de toneladas métricas en 1895, antes del declive debido al incremento en la producción local. La primer planta productora de cemento portland en los Estados Unidos fue establecida en 1871 por David Saylor

en Coplay, Pensilvania; el cemento natural se había hecho ya desde 1850. El primer cemento realizado en Coplay no fue realmente satisfactorio. Sin embargo, en 1875 Saylor teniendo los problemas más o menos superados, sobre las bajas temperaturas de cocción y la inadecuada mezcla de las materias primas, estaba haciendo un producto de alta calidad. La superioridad del cemento portland dio lugar a una proliferación de plantas de cemento en otras partes de los Estados Unidos, una revisión detallada de la historia de principios de los años (a través de alrededor de 1920) la industria de cemento portland en los Estados Unidos es proporcionado por Lesley (1924). La producción de cemento portland en los Estados Unidos creció rápidamente desde aproximadamente 1890 en adelante. En 1900, la producción de EE.UU. había alcanzado los 1.46 millones de toneladas, superando por primera vez la combinación de la producción de EE.UU. de 1.22 Mt de los cementos naturales y la escoria de cal.

El crecimiento global de la demanda de concreto dio un gran impulso con la invención del concreto armado en la década de 1860. Debido a que el hormigón es resistente a la compresión, pero relativamente débil en tensión, esta innovación de incorporar la varilla de acero de refuerzo para proporcionar resistencia a la tracción abrió una serie de nuevos usos para el concreto, por ejemplo, para edificios de gran altura y se suspendieron las estructuras de losa (por ejemplo, tableros de puentes). Todos los primeros cementos portland y naturales se hicieron de manera discontinua en el eje vertical u hornos de tipo chimenea. Un avance importante en la capacidad de producción y en la rigurosidad de mezcla y calentamiento de las materias primas se incluye con la invención en 1873 del horno rotativo. El ingeniero Inglés F. Ransome patentó una versión mejorada del horno rotatorio en 1885 que permitió acrecentar el rendimiento continuo de los materiales. Thomas Edison desarrolló los primeros hornos rotatorios de alta capacidad en 1902, los hornos de Edison fueron alrededor de 46 metros de largo, en lugar de sólo 18-24 m para los hornos rotatorios hasta ese momento.

En la primera mitad del siglo 20, el consumo mundial de concreto, y por lo tanto la producción de cemento, creció de forma errática, experimentando importantes alzas durante las dos guerras mundiales y la Gran Depresión. La producción mundial de cemento hidráulico no parece haber llegado a 100 millones de toneladas / año hasta 1948 (ver Gráfica A.1). Sin embargo, desde la Segunda Guerra Mundial, la producción de cemento ha experimentado un fuerte crecimiento constante, con una producción en el 2004 de alrededor de 2 Gt, como se señaló anteriormente. Hoy en día, hay muy pocos países que no tienen al menos una planta de cemento. Como se puede observar en la Gráfica 1.1, el mayor crecimiento de la producción de cemento desde 1950 (y especialmente desde 1980) ha sido en Asia, que actualmente representa más de la mitad de la producción mundial. Gran parte del crecimiento general de Asia ha sido por parte de China. En 1950, China produjo sólo alrededor de 2 millones de toneladas de cemento, mientras que la producción en 2004 fue de alrededor de 950 millones de toneladas. En la actualidad, los cinco principales productores mundiales son, en orden decreciente, China, India, Estados Unidos, Japón y la República de Corea. La gran mayoría del cemento producido en el mundo hoy en día es cemento portland o cementos estrechamente relacionados que tienen cemento portland como base. (Hendrik, 2005).

Los precios en el norte de India pasaron los Rs200 (4.49 dólares) por bolsa por primera vez en marzo del 2006. Los productores culparon al aumento en los precios del carbón y las recientes restricciones por la sobrecarga de los camiones.



Gráfica A.1 Producción mundial de cemento (Hendrik, 2005).

## Anexo 9 La industria del cemento en México

En México a principios del siglo XX fue cuando se empezó a consumir el cemento importado de Inglaterra, y para 1906 se construyó la primera compañía de cementos portland, en Tolteca estado de Hidalgo, cuyo primer horno comenzó a trabajar en 1909. La revolución mexicana de 1910 y la crisis mundial de 1929 fueron factores determinantes que retrasaron el desarrollo de la industria cementera mexicana (Babú y Martínez; 2008). La primera planta de cementos en México se construyó con inversión exclusivamente extranjera. A partir de la década de los cuarentas la estabilidad política del país favoreció el crecimiento de la oferta cementera por lo que se construyeron nuevas fábricas en diversos lugares del país. En 1973, la industria cementera nacional contaba con 26 plantas y 73 hornos. A partir de ese año y hasta 1985, la capacidad instalada aumentó hasta 28 millones de toneladas anuales con un ritmo del 8 % anual. Durante este periodo el gobierno promovió el desarrollo de esta industria al otorgarle precios preferenciales para los hidrocarburos y electricidad; además el crecimiento económico nacional

favoreció el desarrollo de la construcción y por consiguiente de la industria del cemento (Ozawa, 2000).

Hasta la década de los sesentas, la industria se estructuraba en seis grupos de carácter regional que respondían al propio proceso de industrialización ya señalado. El grupo más importante era comandado por “Cementos Tolteca”, subsidiario del gigante británico Blue Circle, que operaba en la región centro y costa del Pacífico, quien controlaba el 25.8 % del mercado. El segundo grupo de importancia era “Cementos Anáhuac”, que cubría el centro y el Golfo, controlando el 15.7 % del mercado. El tercer grupo conformado por “Cementos Mexicanos”, que cubría la región del noreste con una participación en el mercado del 15.1 %. El cuarto grupo estaba constituido por “La Cooperativa Cruz Azul”, que cubría el centro y sureste con una participación del 11.2 % del mercado. El quinto grupo con una participación del 10.2 % del mercado estaba constituido por el grupo “Guadalajara” y cubría la región del Bajío y el Pacífico; finalmente el sexto grupo estaba representado por “San Luis Minig Co”, que cubría el Pacífico norte y sólo representaba el 4.1 % del mercado (Babú y Martínez; 2008).

De 1982 a 1988, la demanda interna de cemento disminuyó drásticamente debido a la crisis económica del país, sin embargo existía un exceso en la capacidad instalada, por lo que la industria cementera mexicana buscó nuevos mercados en el exterior principalmente en Estados Unidos, el Caribe y Centroamérica. En este periodo las exportaciones se incrementaron notablemente a una tasa anual del 54.4 %. No obstante, esta actividad se afectó seriamente cuando en 1990 los productores de cemento estadounidenses acusaron a la industria cementera mexicana de exportar el cemento a precios *dumping* y el gobierno estadounidense impuso un impuesto compensatorio del 47.2 % al cemento portland y del 53.3 % al clínker. Es importante mencionar que, en general, los costos de producción de cemento en México eran menores que en Estados Unidos, debido a menores costos de capital y a menores impuestos, de acuerdo a Byland, el costo de producción de una planta de un millón de toneladas anuales en México era aproximadamente de 8 dólares por tonelada menos que el de una planta en Texas.

Con respecto a la acusación realizada por los productores estadounidenses, en la publicación del mes de abril del 2006 de la revista World Cement se menciona que los problemas de las exportaciones mexicanas a Estados Unidos habían terminado con la firma de los debidos acuerdos por parte del secretario de comercio de los EUA, Carlos Gutiérrez y el ministro de economía de México Sergio García; durante la ceremonia realizada en Washington, EUA. Se habló de que el aumento en las exportaciones de México a EUA podrían aumentar a más de un millón de toneladas bajo los acuerdos firmados (Cement news, 2006).

Hasta 1980 se tenía una confluencia entre oferta y demanda del producto, el crecimiento interno empezó a superar la producción, pero la brecha tendió a acostarse a finales de la década, aún así mantuvo producciones que alcanzaban los 4 millones de toneladas por año, como consecuencia de tres factores:

1. La expansión en forma sostenida, anticipándose al boom petrolero y a las intensiones gubernamentales de incrementar la demanda nacional, es así que para mediados de los 80', el

gobierno mexicano fomento la producción de cemento con estímulos fiscales y un control de precios para la industria.

2. El lento consumo local, producto del colapso del petróleo y de otros factores que iniciaron la crisis de 1982
3. El inicio del periodo de crecimiento de las exportaciones de cemento al sur de Estados Unidos.

Durante la década de 1980 el país siguió una política de reafirmación dentro del continente. En 1982 el Lic. Miguel de la Madrid Hurtado fue elegido presidente para suceder en el gobierno al presidente José López Portillo.

A mediados de esta década, el acelerado aumento de la deuda extranjera unida a la caída de los precios de petróleo, puso al país en serias dificultades financieras, dada esta situación económica el país implementó el Programa Inmediato de Reordenación Económica (PIRE). Uno de los objetivos del programa era el control de la inflación a través de una disminución en el gasto y por consiguiente en la demanda agregada, su efecto se manifestó con la caída del PIB de 5.3 %, de la construcción en 20.4 % y el consumo de cemento en 16.1 % (Aspe, A. 1994).

Esta crisis hizo evidente la imposibilidad de mantener el crecimiento económico, con el aumento del déficit público y una creciente deuda exterior. Ante esta situación se aplicaron medidas de ajuste como: contracción del gasto público, disminución de la circulación monetaria, liberación del comercio exterior, aumento de las tasas de interés, devaluación del peso, contracción salarial, reducción de subsidios, y reestructuración de empresas públicas, entre otras. La crisis económica mundial de 1981-1982 provocó que la demanda internacional por petróleo disminuyera, sus precios bajaron y se redujeron los ingresos del país; las exportaciones no compensaron las importaciones y las divisas no fueron suficientes para cubrir las obligaciones financieras con los acreedores internacionales, manteniendo la necesidad de créditos externos para financiar el desarrollo, las tasas de interés internacionales se incrementaron, y la falta de una política de ajuste produjo una gran fuga de capitales que inicialmente se financió con endeudamiento externo de corto plazo, una proporción creciente de los nuevos créditos se canalizó al pago del servicio de la deuda externa, reduciendo el monto de los recursos necesarios para la inversión productiva.

Sin embargo, en 1982, ya no había acreedores dispuestos a seguir prestando a México y el gobierno tuvo que declarar una suspensión de pagos de la deuda externa (por 90 días) en tanto se nacionalizó la banca. En 1982 el tipo de cambio pasó de 27 a 150 pesos por dólar y las reservas de divisas bajaron. La inflación fue de 98.8 % y quedó por arriba de las tasas de interés además de empezar una desaceleración de la actividad económica. A partir de ese año los ajustes salariales se calcularon en función a la inflación esperada (misma que subestima sistemáticamente a la observada) en lugar de hacerlo con el incremento registrado en los precios del año anterior.

Sin embargo la Ley de acuerdos comerciales de Estados Unidos de América obligó a México a ingresar al GATT (por sus siglas en inglés, Acuerdo General sobre Aranceles Aduaneros y Comercio) pues de no ser así se aplicarían sanciones compensatorias, (las cuales se aplicaron), vinculadas con la carta de intención firmada con el Fondo Monetario Internacional (FMI) en 1982, de tal manera

se inició el proceso de apertura con la eliminación de permisos previos por aranceles y en 1985 se consolidó de forma bilateral con EUA y el FMI.

Otro elemento que institucionalizó la apertura fue el memorándum de entendimiento comercial México-EUA de 1985, como antecesor del Tratado de libre comercio de América del Norte (TLCAN) que planteó la eliminación gradual de los subsidios a las exportaciones, a cambio de que EUA aceptara que México pudiera defenderse ante el Congreso norteamericano de acusaciones como los subsidios, mejor conocido como prueba de daño.

Finalmente con el ingreso al GATT en agosto de 1986 México culminó la formalización de lo que ya se había acordado, a partir de ese momento inició la modernización de la industria nacional para poder competir con el exterior, mediante el cambio estructural que permitiría convertir al país en una nación moderna y competitiva, sin embargo, la figura del proteccionismo de las grandes industrias se incrementaba (Cortes, L y Ruíz, L., 2006).

En este contexto, era necesario llevar a cabo una política comercial más abierta y se implementaron medidas de desregulación que facilitaron la apertura económica, las cuales fueron:

1. Reforma al sistema aduanero
2. Liberación del mercado financiero interno
3. Flexibilización de los reglamentos a la inversión extranjera directa
4. Desregulación acelerada del sector de servicios
5. Privatización de empresas públicas

Por otro lado, la ligera recuperación de la economía mexicana a principios de la década de los 90' permitió la reactivación del mercado interno y un incremento continuo de la producción. Sin embargo una nueva crisis económica a finales de 1994 provocó una fuerte reducción en el consumo interno del cemento y nuevamente aumentaron las exportaciones.

En 1995 la industria del cemento en México estaba integrada por 31 plantas de cemento situadas estratégicamente para satisfacer tanto la demanda interna como la externa. Una fuerte concentración de plantas se localiza en el centro del país cerca de la Zona Metropolitana del Valle de México (ZMVM), mientras que otro grupo de plantas se ubica cerca de la frontera con Estados Unidos o cerca de puertos con facilidades de transporte marítimo. La capacidad instalada de cemento en 1995 fue de 43.7 millones de toneladas anuales como se puede ver en la Tabla A.6.

En los últimos años la capacidad instalada aumentó principalmente por la construcción de nuevas plantas con avanzada tecnología, además las plantas existentes también han ampliado su capacidad además de haber instalado sistemas de precalentamiento y precalcificación, sistemas automatizados del procesos de producción, sistemas de molienda más eficientes, equipos para el control de emisiones de contaminantes y equipos especiales para el uso de combustibles alternos (Ozawa, 2000).

Tabla A.6 Participación de las empresas productoras en México para el año 1995

Grupo industrial	No. De plantas	Capacidad instalada vía húmeda (millones de toneladas)	Capacidad instalada vía seca (millones de toneladas)	Participación en la producción nacional
Grupo CEMEX	17		27.66	63.30%
Grupo APASCO	6		7.78	17.80%
Cooperativa Cruz azul	2		4.77	10.90%
Cementos de Chihuahua S.A. de C.V.	3		1.8	4.10%
Cementos Portland Moctezuma S.A. de C.V.	2	0.4	0.9	3.00%
Cementos Portland blanco de México S.A. de C.V.	1		0.37	0.80%
<b>Total</b>	<b>31</b>	<b>0.4</b>	<b>43.28</b>	<b>0.999</b>

CEMBUREAU, 1997. World Cement Directory 1996. Bruselas Bélgica.

En México las principales empresas cementeras han señalado al gobierno, que uno de los factores que más ha impactado a la producción de este sector, es el alto costo de la energía, argumentando que entre el 2000 y 2006 los precios de gas natural se incrementaron 300%; el combustóleo 164%; la electricidad industrial 124% y la inflación aumento en 41% durante el mismo periodo; además de otros factores que afectan la competitividad del sector, como lo son las deficiencias de las carreteras y de la red ferroviaria. A pesar de ello, las empresas Holcim Apasco y CEMEX aseguran que la inversión crecerá de 400 millones de dólares a 1 mil millones de dólares, que serán canalizadas a la producción y modernización de las empresas (Babú y Martínez; 2008).

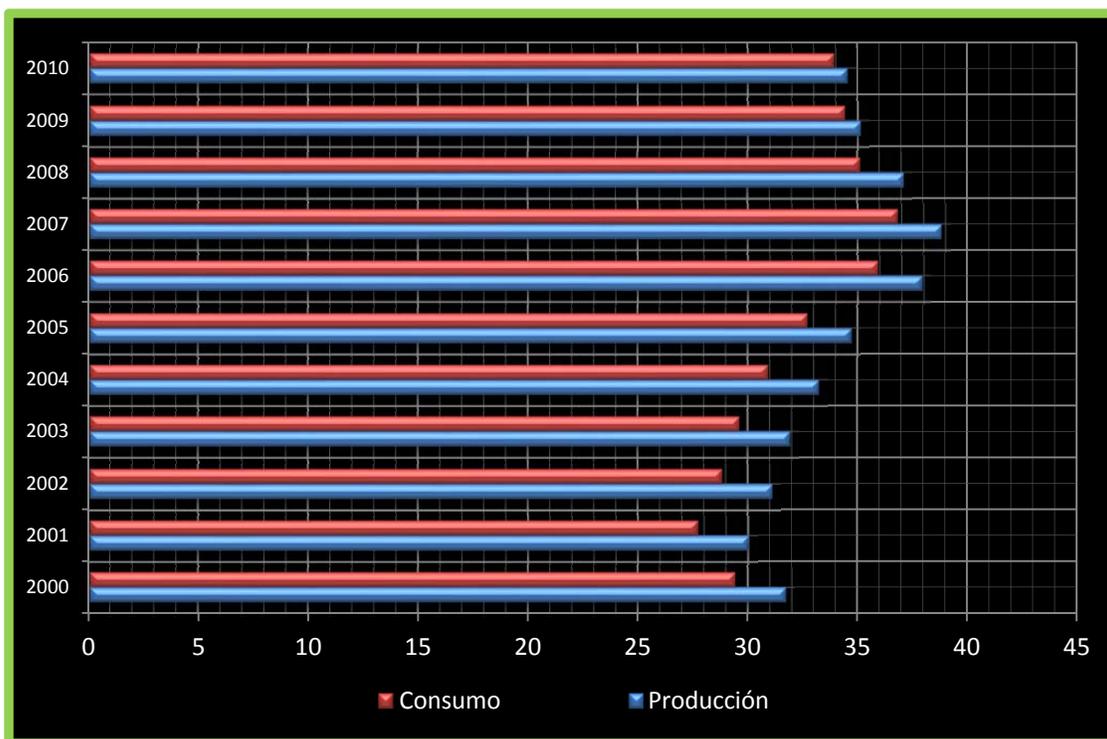
Uno de los factores importantes para la consolidación de la industria cementera en México, se debe a que las materias primas para la elaboración del producto se encuentran distribuidas en todo el territorio nacional y son abundantes lo que permite una distribución de abastecimiento regular y confiable en todos los rincones del país, con excepción de la zona Pacífico Centro, entre Puerto Vallarta y los Mochis y en Baja California, en donde no se localizan los insumos necesarios, sin embargo, la zona del Pacífico Centro, específicamente en Colima se han instalado nuevas plantas. Además, México es una de las naciones con costos de producción más bajos, los datos de la evolución de los precios en los últimos años nos indican de manera aproximada, los márgenes de la ganancia de las empresas, más aún considerado que los precios nacionales son diferentes en cada región. La producción de cemento en México alcanzó un nivel sin precedente, al llegar a 35 millones de toneladas en el 2004, un incremento del 9.4 % respecto al 2003 (AIG, 2004).

De esta manera, la industria cementera nacional se ubicó como la tercera del mundo con el mayor aumento de producción en términos porcentuales. Los únicos países que en el 2004 superaron a México en el crecimiento de su producción cementera fueron Egipto y Rusia, cuya elaboración de cemento se elevó en 20.3 % y 12.2 %, respectivamente. En el año 2004 la producción de éste material creció 2.6 % en comparación con el registro del 2003. La demanda de cemento creció alrededor de 4.5 % y la de concreto en 15 %. Así mismo el sector formal demanda la mitad del cemento que se produce en el país, constituido por obras del gobierno y edificación de vivienda, y la demanda del sector informal, representada por las obras de autoconstrucción, particularmente

de vivienda, permaneció estancada. El principal productor del país es CEMEX, con una participación de alrededor del 60 % (Barrientos, A. 2005).

El sector en México, por sus características (el 73% del cemento se vende en sacos) hace del transporte una variable clave. Se estima que el costo del transporte es similar al costo de producción, esto se debe a: 1) Un área geográfica de 2 millones de km<sup>2</sup>, 2) Sistemas de montañas a lo largo de todo el territorio; 3) Poblaciones de baja densidad muy dispersas; 4) Insuficientes carreteras y muchas en condiciones precarias (el 78% de la distribución se hace mediante transporte automotor); 5) La utilización del transporte multimodal, que por su misma naturaleza es complejo. Otro tema clave es que la Industria es intensiva en el consumo de energía (aprox. el 60% del costo de producción) y por su alto costo es necesario invertir en tecnología que permita optimizar su uso.

La producción y consumo de cemento durante la primera década de éste siglo XXI se presenta en la Gráfica A.2 donde se puede observar que durante el año 2001 hubo una disminución bastante fuerte con respecto al año anterior. Este descenso se explica por la ralentización económica en Estados Unidos y sus efectos nefastos sobre la demanda, así como por la competencia asiática, sobre todo china, cada vez más fuerte. Ya que aunque México dispone en los Estados Unidos de una cuota de mercado cercana al 12 %, China le arrebató en 2003 el puesto de segundo suministrador de los Estados Unidos después de Canadá (Neves, 2007). La producción y el consumo habían presentado una variación proporcional durante los primeros años del siglo XXI, sin embargo y a pesar de la recesión global que se presentó desde el año 2008 el consumo de cemento no disminuyó presentándose en el 2010 casi al mismo nivel de la producción del país para dicho año.



Gráfica A.2 Producción y consumo de cemento, en millones de toneladas, en México (Elaboración propia)

La industria del cemento en México se caracteriza por ser de las más eficientes del mundo, gracias a: 1) Las inversiones continuas en tecnología y equipamiento de punta; 2) Capacidad Técnica de su personal; y 3) La seguridad de sus procesos, equipos y operaciones. Esto le permite que México se encuentre entre los 15 principales productores de cemento en el mundo. La Industria está compuesta por 6 empresas (dentro de las cuales se encuentran las 3 más grandes a nivel mundial: Lafarge, Holcim y Cemex), 31 plantas (al cierre de 2006) con una capacidad total de 51.0 mmt (millones de toneladas métricas) En la Figura A.1 se puede ver la distribución de dichas plantas en todo el territorio nacional.

La industria del cemento en México es un usuario intensivo del transporte de mercancías, en todas sus modalidades. Este transporte se caracteriza por su compleja logística y conectividad (multimodal). Esto se debe principalmente a: 1)Área geográfica: 2 millones de km<sup>2</sup>; 2) Litorales: 11,122 kilómetros; 3)Población de 107 millones de habitantes; 4)Sistemas de montañas a lo largo del territorio; 5)Poblaciones de baja densidad dispersas; 6)Carreteras insuficientes y, en algunos casos, en condiciones precarias; y 7)Un sistema de ferrocarril insuficiente. A esto hay que sumarle que generalmente el transporte de cemento es multimodal (varios medios de transporte) lo que implica que además de su complejidad mencionada hay que sumarle la necesidad de una eficiente conectividad. Aquí la Industria se enfrenta a diversos problemas de infraestructura: por ejemplo las empresas cementeras deben contar con una terminal portuaria para despachar el cemento y tener barcos con las especificaciones necesarias para transportarlo.

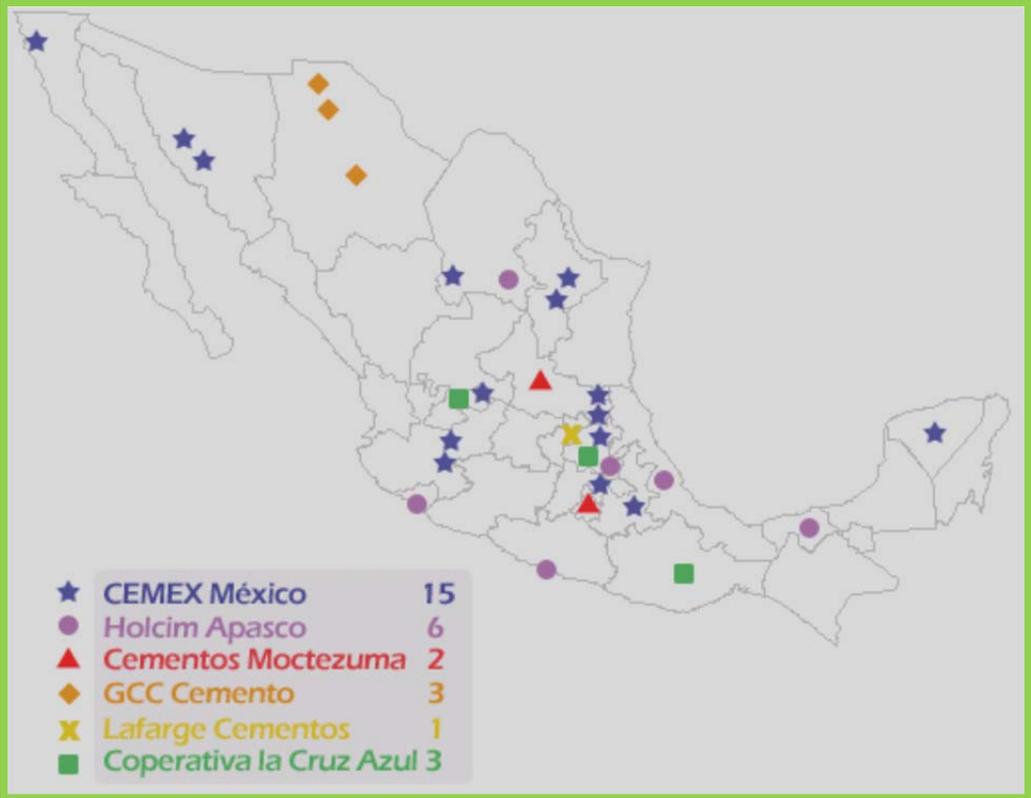


Fig. A.1 Distribución de las plantas cementeras en la República Mexicana (CANACEM, 2007)

En la Figura A.2 se muestra la segmentación del consumo en México. Como se puede ver, la mayor parte del consumo (73%) corresponde al sector de la autoconstrucción y vivienda particular. El resto (27%) corresponde al sector de infraestructura, los grandes desarrolladores de vivienda y la construcción comercial e industrial.

Cabe destacar que en el caso de los mercados desarrollados el consumo es justamente al revés de como se da en México: por ejemplo, en EUA la composición del consumo es: 90% a granel y 10% en sacos.

Otro punto importante que es el potencial de crecimiento del consumo de cemento en México (331kg per cápita) vs otros mercados emergentes (el objetivo es de 400kg per cápita) el cual se apoya principalmente en el crecimiento del PIB y el incremento de la población (Heredia y González, 2007).

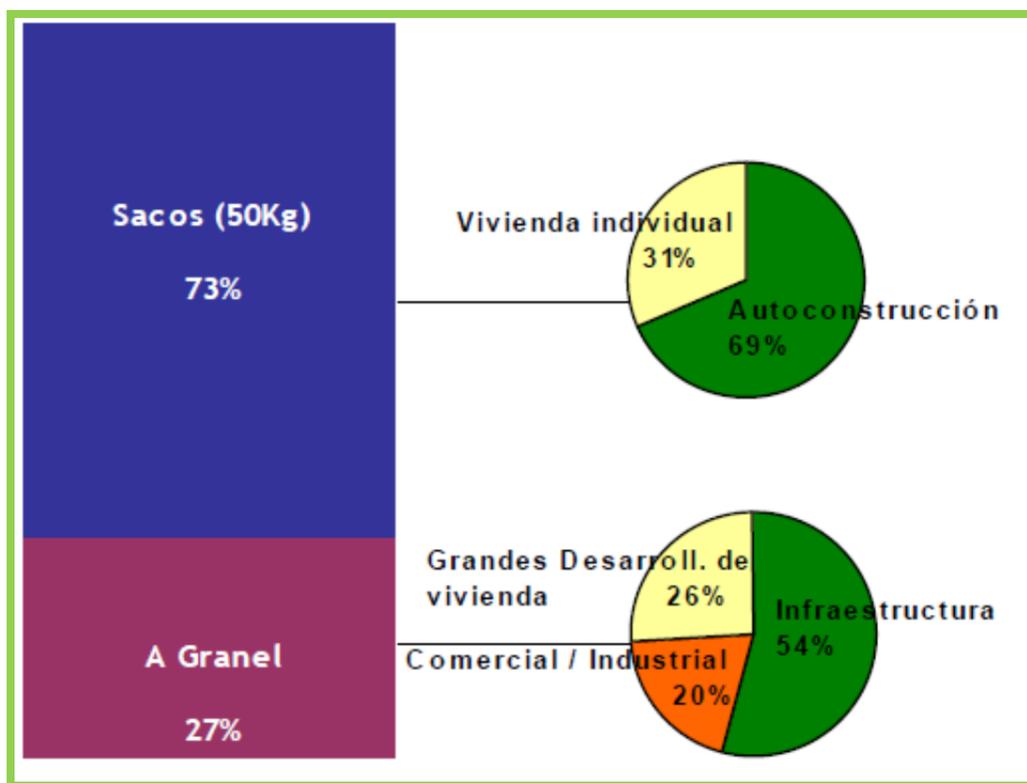


Fig. A.2 Segmentación del consumo del sector cemento (CANACEM, 2007)

## Anexo 10 Historia del cemento

El concepto de exergía tiene sus orígenes en una serie de trabajos de científicos eminentes como: Carnot (1824), Clapeyron (1832, 1834), Rankine (1851), Thomson (1852), Clausius (1850, 1867), Gibbs (1873) y Gouy y Stodola (1889, 1898), (Sciubba, 2007).

Carnot fue el primero en hacer mención del comportamiento de la eficiencia térmica de un sistema y su relación con la segunda ley de la termodinámica. Su trabajo llamado *Reflexiones sobre la potencia motriz del fuego y sobre las máquinas adecuadas para desarrollar esta potencia*,

fue el inicio de lo que tiempo después se conocería como la segunda ley de la termodinámica y que sienta las bases para definir el concepto de exergía.

Muchos científicos han trabajado con el concepto desde entonces. De los trabajos más sobresalientes podemos mencionar el de Gibbs, quien en 1873, presentó un artículo a la *Conncticut Academ*. Gibbs logró definir una función térmica a la que llamó energía disponible, este fue la primera notación explícita de lo que se conoce como “trabajo disponible”. La ecuación que definió como energía disponible es idéntica a la definición actual de exergía. Desafortunadamente para Gibbs su trabajo no tuvo un seguimiento adecuado por lo complicado que resultó para la época, fue hasta 1932 que Keenan presentó estos mismos resultados con una notación más simple y práctica ampliando el concepto a exergía del flujo (Valero y Lozano, 1994).

Finalmente Guy (1889) y Stodola (1898), desarrollaron de manera independiente, una expresión para la energía útil, que actualmente se conoce como la diferencia entre la entalpía y el producto de la temperatura de referencia con el cambio de entropía.

Actualmente la exergía se define como: el trabajo útil máximo teórico máximo obtenido si un sistema S es llevado al equilibrio termodinámico con el medio ambiente mediante procesos donde S únicamente interactúe con este ambiente. El valor de la exergía depende tanto del estado termodinámico en que se encuentra la sustancia que constituye el sistema, como de la temperatura, presión y composición química del ambiente.

Así entonces la exergía es definida como el trabajo máximo útil que puede ser obtenido de un sistema en ciertas condiciones en un ambiente específico (Cengel y Boles, 1998).

## Anexo 11 Horno con Recuperación de Emisiones de Oxígeno (REO)

La conversión de una planta convencional productora de cemento a un diseño de horno con Reducción de Emisiones de Oxígeno (REO) conlleva muchos cambios en el diseño original, si no todo, varias partes de la planta. La fase de producción de clínker (ver Figura 1.3) abarca el precalentador, el horno rotatorio y el enfriador de clínker así como los ventiladores asociados a éste último. Cada uno de dichos procesos será afectado de diferente manera y como tal serán discutidos de forma separada. En adición, el horno REO contiene un reciclador de CO<sub>2</sub>, que regresa el CO<sub>2</sub> de la parte alta del precalentador al enfriador de clínker. Un lazo común entre ellos es la ausencia de aire, o más concretamente la disminución del contenido de Nitrógeno en el aire. La mezcla de gas en dichos equipos será O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub> con un exceso del 70 % de CO<sub>2</sub>. También habrá un esfuerzo general dirigido a reducir las fugas a fin de evitar la propagación del CO<sub>2</sub> (Zeman y Lackner, 2008).

### Precalentador

La función primaria del sistema horno-precalentador es la transferencia de calor entre los gases de combustión y el crudo que entra al mismo. El precalentado del crudo incrementa la eficiencia térmica lo cual conlleva a la reducción de los costos de operación del combustible. Los gases de salida del horno están gobernados por el exceso de nitrógeno, como se muestra en la Tabla A.7. Se

espera que con el diseño del horno REO aumenten los niveles de CO<sub>2</sub> de 20-30 % a arriba del 90 %. Como se mencionó, cambiando a una corriente con CO<sub>2</sub> con la mayor concentración se puede afectar de forma adversa la transferencia de calos por convección, debido a su baja conductividad térmica. En adición, la densidad de los gases se incrementará en un 50 % afectando la dinámica del fluido en el precalentador. El incremento actual de la densidad probablemente sea menor debido a la presencia del vapor, del cual se incrementará la concentración debido a la recirculación de los gases de combustión. El incremento de la capacidad calorífica del gas provocará un decremento en el flujo volumétrico y con ello puede disminuir la velocidad del gas a las mismas condiciones de operación del precalentador.

Tabla A.7 Comparación de las propiedades de los gases de escape (Zeman y Lackner, 2008)

Propiedad	Unidades	N <sub>2</sub>	CO <sub>2</sub>	Cambio (%)
Densidad	g/L	1.12	1.76	+57
Capacidad calorífica	J/mol K	29.2	37.1	+27
Capacidad calorífica*	J/mol K	34.8	58.4	+68
Conductividad térmica	mW/m K	26	16.8	-35

\* A 1500 K y 1 bar

Una torre de precalentamiento consiste en una serie de, usualmente 4-6, conductos verticales y ciclones de separación; donde el sólido cae desde la parte más alta del precalentador mientras los gases de combustión suben. En el sistema actual los gases elevan parte del crudo a la siguiente etapa, sin embargo el CO<sub>2</sub> podría ser más efectivo en ello, en comparación con el nitrógeno, debido a su alta densidad (Clark, 2006). Con el cambio en la densidad y velocidad del gas se afectará la caída de presión en el ciclón. La caída de presión es proporcional a la densidad por la velocidad al cuadrado ( $\rho v^2$ ). El cambio neto en la caída de presión en el precalcinador dependerá del cambio en la velocidad requerida para obtener la misma cantidad de polvos removida. El decremento de la conductividad térmica de los gases afectará también la eficiencia de la torre de precalentamiento. Se espera que con dicha reducción en la conductividad térmica disminuya la transferencia de calor entre los gases y las partículas sólidas. La transferencia de calor mejorará aumentando el tiempo de residencia entre etapas como resultado de la disminución en la velocidad. La velocidad mínima estará dada de acuerdo al tamaño de las partículas del crudo, para mantener la fluidización, y el flujo de gases provenientes del horno. Si éste último es limitante, algunos de los gases se pueden canalizar para eludir la torre de precalentamiento. Las condiciones de operación necesarias se determinarán por criterios de sitio específicos tales como la molienda del crudo, el diámetro en el precalentador y los incrementos en la capacidad de producción.

Los requerimientos discutidos arriba sugieren que haya 4 velocidades relevantes en la torre de precalentamiento. Estas serán las velocidades requeridas para remover los gases de combustión del horno, para la transferencia de calor de los gases al sólido, para transportar el crudo a la siguiente etapa y para permitir una separación satisfactoria del sólido en los ciclones. Los cambios

producidos por los cambios en la concentración de CO<sub>2</sub> en los gases de combustión pueden hacer necesaria una alternativa tecnológica a la existente de múltiples etapas del diseño del ciclón.

El aumento de la presión parcial del CO<sub>2</sub> en el precalentador tendrá el efecto de aumentar la re-carbonatación de la cal que migra de la torre. La migración de las partículas es causada por la eficiencia de los ciclones de la etapa inferior, la cual es menor del 100 %. Si usamos una eficiencia de la etapa final del 85 %, podemos determinar el límite superior del consumo de energía adicional debido a la re-carbonatación. Un ciclón con una eficiencia del 85 % deja 0.18 kg de crudo en la torre de precalentamiento por kg de clínker producido. En 65 % del CaO, la energía asociada con la re-calcinación de la cal es de 218 kJ por kg de clínker, asumiendo una re-carbonatación completa. La cantidad de energía extra que se necesita para aumentar la potencia térmica del horno en 7 % es de 3200 kJ por kg de clínker. Incrementando la eficiencia del ciclón de la etapa inferior se puede reducir la cantidad de energía perdida. El punto óptimo de operación se encuentra en el equilibrio entre el aumento de la eficiencia de los ciclones y el aumento de la caída de presión en la torre de precalentamiento.

### **Precalcinador**

A pesar de que el funcionamiento del precalcinador podría no cambiar, la concentración de CO<sub>2</sub> se podría incrementar de 20-30 % a potencialmente un 90 % o más debido a la ausencia de N<sub>2</sub>. El efecto de incrementar la presión parcial del CO<sub>2</sub> ha sido conocido desde hace por lo menos cien años (Johnston, 1910). La temperatura a la cual ocurre la calcinación se incrementará de 800-850 °C e un horno convencional a 900 °C en el horno REO. La temperatura de operación del precalcinador, acorde con el aumento en el horno, también aumentaría. La energía requerida para calcinar el carbonato de calcio permanecería constante (180 kJ/mol de CaO).

El impacto al cambiar la temperatura del precalcinador es el cambio de temperatura del perfil del horno. Aumentando la temperatura en el precalcinador provoca que el perfil de temperaturas con respecto al horno se equilibre y sea necesario que se mantenga así para impedir la re-carbonatación de la cal. Las temperaturas menores a los 900 °C entre el precalcinador y la zona de calentamiento podrían provocar la re-carbonatación de la cal. Esto aumentaría significativamente el consumo de energía en el horno, dado que la calcinación es la reacción más endotérmica y gran parte del crudo se calcina en esta etapa. La alta temperatura en el precalcinador también puede aumentar las pérdidas de calor a través de las paredes del mismo. Algunas plantas productoras de cemento incluyen sistemas de desviación para controlar el contenido de cloruros y álcalis entre el horno y el precalcinador. El sistema opera removiendo un pequeño porcentaje (1-5 %) de los gases de combustión provenientes del horno y luego enfriarlos con el fin de cristalizar los álcalis y los cloruros. El enfriamiento se logra mediante el contacto de los gases de escape con aire a temperatura ambiente.

### **Horno**

La implementación del sistema horno REO para la producción de clínker cambiará drásticamente la composición de los gases de escape del horno. El uso de oxígeno concentrado conlleva a la remoción del nitrógeno del aire, el cual actúa como lastre térmico durante el proceso de

combustión. La ausencia de ese lastre térmico daría como resultado temperaturas suficientemente más altas en el horno (mayor a 2000 °C) lo cual causaría daños estructurales al horno. Por lo tanto se debe recircular el CO<sub>2</sub> de los gases hacia el horno para que actúe como lastre. El cambio del gas dominante en los gases de escape alterarán las propiedades del gas en el horno, una comparación de algunas propiedades de ambos gases se presenta en la Tabla 1.11

El efecto de dichos cambios ha sido estudiado por la industria de generación de potencia. Cambios en las condiciones de la combustión incluyen una alta proporción de oxígeno para alcanzar una temperatura de flama similar a la adiabática; grandes emisiones de gases debido a la alta concentración de gases tri-atómicos; reducción del volumen del gas debido al aumento en la capacidad calorífica: alta concentración de impurezas debido a la recirculación del gas y la reducción del volumen del aire en exceso (Buhre y col., 2005). Investigaciones acerca de la combustión del oxígeno enfocadas en calentadores para la generación de potencia. Los resultados obtenidos hasta la fecha proclaman que la tecnología es factible. Buhre y col. Identificaron la transferencia de calor, las emisiones de gases y cenizas así como las características de la flama, como los temas dominantes más avanzados. En todos los casos, los estudios piloto muestran que las condiciones de la transferencia de calor en una instalación de aire encendido se podrían duplicar con un sistema de oxígeno. También resultó que la transferencia de calor aumentó directamente con la caída de la transferencia de calor por convección, teniendo como resultado mayores pérdidas de energía por a través de las paredes del horno. Los estudios mostraron un incremento en la concentración de SO<sub>2</sub>, causado debido a la recirculación de los gases, con potencial de corrosión.

Dado el alto contenido de CaO en el crudo, existe la posibilidad de que se formen depósitos de CaSO<sub>4</sub> en el horno o se obtengan trazas en el producto. También se espera obtener altas concentraciones de elementos traza, como mercurio y cadmio. Las emisiones de NOx disminuyeron significativamente en la mayoría de los casos. El rendimiento de la combustión general se ve afectada por la fuga de aire en la zona de combustión.

Una importante diferencia entre los hornos de cemento y los hervidores de las plantas de potencia es la rotación del horno. La rotación del horno potencializa las fugas en la salida y potencialmente en el extremo de la alimentación del horno. La campana está típicamente a presión negativa, lo cual resulta en infiltración de aire al sistema. Las pérdidas por fugas en el horno representan aproximadamente el 4 % del balance total de la planta (Rasul y col., 2005). Cualquiera de dichos casos demerita el objetivo del horno REO. Las infiltraciones de aire frío en la campana podrían reducir la eficiencia de la combustión, disminuyendo la concentración de CO<sub>2</sub> e incrementando la formación de NOx. Las fugas podrían resultar en mayores emisiones de CO<sub>2</sub> al ambiente y el costo de su captura. Las fugas se pueden reducir mediante el mantenimiento preventivo destinado a cubrir los agujeros de las superficies del precalentador y del enfriador. Recubriendo el horno en una vaina no estructural ligeramente presurizado con CO<sub>2</sub> que servirá como sistema de contención de gases, se pueden reducir las fugas por la rotación del horno. La vaina minimizará las fugas desde el horno y las infiltraciones a la campana de combustión, pudiendo resultar en un aumento excesivo en la temperatura de la coraza del horno. Lo cual requeriría un sistema de enfriamiento basado en la evaporación-condensación de agua.

## Referencias

- Acevedo, L.E. 2010. Evaluación exergoeconómica de una central termoeléctrica convencional de 300 MW. Tesis de maestría en Ingeniería. Posgrado de Ingeniería, Facultad de Ingeniería. UNAM. México, DF.
- AIG, 2004. Reporte de consumo y producción de minerales en el mundo en la Agencia de Investigaciones Geológicas del Departamento del Interior de Estados Unidos.
- Alsop, P.A. y J.W. Post. 1995. The Cement Plant Operations Handbook, (First edition), Tradeship Publications Ltd., Dorking, UK
- Aspe, A. 1994. El camino mexicano de la transformación económica. Editorial: Fondo de cultura económica.
- Ayres, R.U., Ayres, L.W. y Martinas, K. 1996. Eco-thermodynamics: Exergy and life cycle analysis. In: Working Paper 96/19/EPS. Fontainebleau: INSEAD.
- Baehr, H.D. 1973. Thermodynamics, Springer-Verlag, Berlin.
- Barrientos, A. 2005. Registra cemento producción record. Sección negocios. Diario "Reforma". México D.F.
- Babú, G. y Martínez, S. 2008. Evolución reciente de la industria del cemento: un estudio comparativo entre México y la India. **PORTES**. 2(3):165-202.
- Bejan, A., Tsatsaronis, G. y Moran, M. 1996. Thermal Design and Optimization. **Ed. Jhon Wiley and Sons. Inc.** New York. Pp. 463-513.
- Bogue, R. 1955. The Chemistry of Portland Cement, 2nd Edition. Published by Reinhold. New York, USA. Pag. 793.
- Buhre, B. J. P., Elliot, L. K., Sheng, C. D., Gupta, R. P. y Wall, T. F. 2005 Oxy-fuel combustion technology for coal-fired power generation. *Progress in Energy and Combustion Science*. **31**:283-307.
- Buzzi, S. y G. Sassone. 1993. Optimization of Clinker Cooler Operation, Proc. VDZ Kongress 1993: Verfahrenstechnik der Zementherstellung Bauverlag, Wiesbaden, Germany: 296-304.
- Campbell, D. 1999. Microscopical examination and interpretation of portland cement clinker. Skokie, IL, Portland Cement Association. 2da edición. Pp. 202.
- CANACEM. 2007. [www.canacem.com](http://www.canacem.com). Cámara Nacional del Cemento. México.
- Canadian Lime Institute. 2001. Energy Efficiency Opportunity Guide in the Lime Industry, Office of Energy Efficiency, Natural Resources Canada, Ottawa, ON.

- CEMBUREAU, 1997. Best Available Techniques for the Cement Industry, Brussels: Cembureau.
- CEMBUREAU. 1999. Best available techniques for the cement industry. European Association
- Cement news, 2006. World Cement. 37(4):7-23.
- Cengel, Y.A. y Boles, M.A. 1998. Thermodynamics: An Engineering Approach, 3rd Edition, McGraw Hill.
- Clark, M. 2006, *Zero Emissions*. Pp: 45-46.
- Cortes, L y Ruíz, L. 2006. El dumping como práctica desleal, en el marco del TLCAN, entre México y EUA, en el sector de la industria del cemento. El caso de CEMEX. FES Aragón. UNAM. México D.F.
- Costa, M.M., Schaeffer, R. y Worrell, E. 2001 Exergy accounting of energy and materials flow in steel production systems, *Energy*. 26:363-384.
- COWIconsult, March Consulting Group and MAIN. 1993. Energy Technology in the Cement Industrial Sector, Report prepared for CEC - DG-XVII, Brussels.
- Cui, Y. 2006. Personal communication with Prof. Cui Yuansheng, VP of the Institute of Technical Information for Building Materials Industry of China (ITIBMIC).
- Czernin, W. 1980. Cement Chemistry and Physics for Civil Engineers, 2nd English Edition, published by Foreign Publications, New York, USA, p.13-30.
- Duda, W. 1977. Manual tecnológico del cemento. Editores Técnicos Asociados, Barcelona. España, 1a edición.
- Environmental Roadmapping Initiative (ERI). 2004. Cement impacts, risks, and regulations. <http://ecm.ncms.org/ERI/new/IRRcement.htm%23profile>. Visitada (10/10/2004).
- Energy Technology Support Unit (ETSU). 1988. High Level Control of a Cement Kiln, Energy Efficiency Demonstration Scheme, Expanded Project Profile 185, Harwell, United Kingdom.
- Fujimoto, S. 1994. Modern Technology Impact on Power Usage in Cement Plants. IEEE Transactions on Industry Applications. 30(3).
- Hendrik, G. 2005. Background facts and issues concerning cement and cement data. USGS (US Geological Survey). Pp. 2-6.
- Hendrik, C., Worrell, E., Jager, D., Blok, K. y Riemer, P. 2004. Emission Reduction of Greenhouse Gases from the Cement Industry. IEA. Greenhouse Gas R. and D. programme.
- Heredia, R. y González, G. 2007. Sector cemento: Mira lejos y piensa en grande. IXE. México.

Huntzinger, D. y Eatmon, T. 2009. A life-cycle assessment of Portland cement manufacturing: comparing the traditional process with alternative technologies. *Journal of Cleaner Production* 17:668–675.

IDAE, 1982. Técnicas de Conservación Energética en la Industria. Instituto para la Diversificación y Ahorro de Energía. Vol. 1. Madrid, España.

Jaccard, M.K. & Associates and Willis Energy Services Ltd. 1996. Industrial Energy End-Use Analysis and Conservation Potential in Six Major Industries in Canada. Report prepared for Natural Resources Canada, Ottawa, Canada.

Johnston, J. 1910. The Thermal Dissociation of Calcium Carbonate. *J. Am. Chem. Soc.* **32**:938-946

Kemp, B. 1994. Concrete Bover three thousand years in the making: International Cement Review. Pp. 52-53.

Komatsu, H., Arai, M. y Ukawa, S. 2000. Current and future status of chrome-free bricks for rotary cement kilns. *Taikabutsu Overseas*, 19(4):5-8.

Labahn, O. 1985. Prontuario del cemento. Barcelona. España, 5a edición.

Lesnikoff, G. 1999. Hanson Cement, Cupertino, CA, personal communication.

Lozano, A. y Valero, A. 1993. Theory of the Exergetic Cost. *Energy*. 18:939 - 960.

Martin, G., T. Lange, and N. Frewin. 2000. Next Generation Controllers for Kiln/Cooler and Mill Applications based on Model predictive Control and Neural Networks, Proceedings IEEE-IAS/PCA 2000 Cement Industry Technical Conference, Salt Lake City, UT, May 7th – 12th.

Montaño, A. 2000. Proceso de elaboración del cemento. Tesis. Universidad de Sonora. Tesis digitales del sistema institucional bibliotecario. México.

Neves, P. 2007. Nota sobre la situación política y económica de México y sus relaciones con la Unión Europea. Dirección General de Políticas Exteriores de la Unión. Parlamento Europeo. Bruselas.

Norma mexicana NMX-C-414-ONNCCE-1999. Industria de la construcción. Cementos hidráulicos: Especificaciones y métodos de prueba.

Ozawa, Leticia. 2000. Análisis del consumo de energía en el sector industrial mexicano y comparaciones internacionales: Industrias siderúrgica y cementera. Tesis de maestría. UNAM. (Ozawa, 2000).

Rasul, M., Widiyanto, W. y Mohanty, B. 2005 Assessment of the thermal performance and energy conservation opportunities of a cement industry in Indonesia. *Applied Thermal Engineering* **25**: 2950-2965.

Sahoo, K. 2007 "Exergoeconomic Analysis and Optimization of a Cogeneration System Using Evolutionary Programming." *Applied thermal engineering*. 28: 1580-1588.

Sánchez C., R. 2001. Oportunidades de ahorro de energía térmica Unidad de calcinación No. 9 Cementera Cruz Azul. Universidad Autónoma Metropolitana unidad Iztapalapa. DF, México.

Schmidt, H-J. 1998. Chrome Free Basic Bricks – A Determining Factor in Cement Production Proc.1998 IEEE-IAS/PCA Cement Industry Technical Conference: 155-167.

Soriano, M. 2006. Cemento y desarrollo sostenible. HOLCIM. S. A. España.

Stanley, C. 1999. Where it all began: *World Cement* 30(12):20-24.

Szargut, J., Morris, D.R. y Steward, F.R. 1988. *Exergy Analysis of Thermal, Chemical, and Metallurgical Processes*, 1st edition, Springer Verlag, Berlin.

TESTO, 2007. Análisis de gases de combustión en la industria. Guía práctica para medir emisiones y Procesos. 2ª edición. España.

Torres, C. Manual TAESS. Universidad de Zaragoza, España.

Valero, A. y col. 1993. CGAM problem: Definition and conventional solution. Departamento de Ingeniería mecánica. Universidad de Zaragoza. España.

Valero, A. y Lozano, M. 1987. Los balances de energía, entropía, exergía y energía libre. Universidad de Zaragoza, España. Pp. 148.

Valero, A. y Lozano, M. 1994. Curso de termoeconomía. Departamento de ingeniería mecánica. Universidad de Zaragoza. España. Vol. I.

Valero, A. y Lozano, M. 1994. Curso de termoeconomía. Departamento de ingeniería mecánica. Universidad de Zaragoza. España. Vol. II.

Valero, A. y Torres, C. 2000. Curso de doctorado: Termoeconomía. Pp. 15.

Van Oss, H. 1999. Personal Communication. U.S. Geological Survey, February 9.

Van Oss, H. 2002. Personal Communication. U.S. Geological Survey, March – May, 2002.

Van Schijndel, P.P.A.J., van Kasteren, J.M.N. y Janssen, F.J.J.G. 1998. Exergy analysis - a tool for sustainable technology - in engineering education, Proceedings of ENTREÂ E '98 (Environmental Training in Engineering Education), Innovation strategies for Economy and Environment, Nov. 1998, The Netherlands.

Velázquez, O. 2009. La industria del cemento en la contaminación del medio ambiente :CEMEX y la norma ISO/14001. Tesis de Licenciatura en Relaciones Internacionales. Facultad de Ciencias Políticas y Sociales. UNAM.

Venkateswaran, S.R. and H.E. Lowitt. 1988. The U.S. Cement Industry, An Energy Perspective, U.S. Department of Energy, Washington D.C., USA.

Vicat, L. 1837. A practical and scientific treatise on calcareous mortars and cements, artificial and natural: trans. J.T. Smith. London. John Weale. Pag. 302.

Vleuten, F. 1994. Cement in Development: Energy and Environment Netherlands Energy Research Foundation, Petten, The Netherlands.

Wall, G. 1990. Exergy conversion in the Japanese society. *Energy*, 15(5):435-444.

Wei, S., Wenxi, H. y Panyong. M. 1990. Process Technology of Portland Cement in China, published by Polytechnic University Publishers. Wuhan. China. Pp: 6-83.

Worrell, E., J.W. Bode, J.G. de Beer. 2008. Energy Efficient Technologies in Industry - Analysis Research and Technology Development Strategies - The 'Atlas' Project, Department of Science, Technology & Society, Utrecht University, Utrecht, The Netherlands.

Zeman, F. y Lackner, K. 2008. The Reduced Emission Oxygen Kiln. A white paper report for the cement sustainability initiative of the world business council on sustainable development. The Earth Institute at Columbia University. New York, EE.UU.

[www.understanding-cement.com](http://www.understanding-cement.com)