



Caracterização e determinação do processo para a produção de cal comercial a partir de calcário

ALEXANDER FERNÁNDEZ NEIRA

Setembro de 2013



Instituto Superior de Engenharia do Porto

DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA GEOTÉCNICA

Caracterización y determinación del proceso para la producción de cal comercial a partir de la piedra caliza

Caracterização e determinação do processo para a produção de cal comercial a partir de calcário

Alexander Fernández Neira

(Alumno ERASMUS ISEP|IPP - ETSIM|UPM; Finalista de Ingeniería de Minas, ETSI Minas y Energía, Madrid)



Instituto Superior de Engenharia do Porto

DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA GEOTÉCNICA

**Caracterización y determinación del proceso para la
producción de cal comercial a partir de la piedra caliza**

**Caracterização e determinação do processo para a produção de
cal comercial a partir de calcário**

Alexander Fernández Neira

(Alumno ERASMUS ISEP|IPP - ETSIM|UPM; Finalista de Ingeniería de Minas, ETSI
Minas y Energía, Madrid)

NM:1120914

*Projecto de Tese apresentado ao Instituto Superior de Engenharia do
Porto para cumprimento dos requisitos necessários à obtenção do grau
de **Mestre em Engenharia Geotécnica e Geoambiente**, realizada sob a
orientação do Doutor José Augusto Fernandes, Professor Coordenador do
Departamento de Engenharia Geotécnica do ISEP.*

Agradecimientos

Me gustaría expresar mi agradecimiento en la realización de este trabajo a las siguientes personas:

- En primer lugar a mis padres, ya que sin su esfuerzo y su ayuda nunca hubiera llegado a este momento.
- Al departamento de Ingeniería Geotécnica (ISEP) y a todo el personal que lo integra, debido a su acogida como otro alumno más de su escuela y la ayuda que me han proporcionado para finalizar mis estudios.
- A los profesores doctores ingenieros D. José Augusto Fernandes y D. António Carlos Galiza, por su apoyo y ayuda en la realización de este trabajo de tesis.
- A la Escuela de Minas de Madrid y a todos sus profesores, por la formación que me han dado durante estos años y en especial al ingeniero D. Ángel Rodríguez Avelló por su colaboración en este trabajo y por ser uno de los profesores que más vocación despertó en mí con respecto al mundo de la minería.
- A todos mis compañeros de la escuela, que más que compañeros son amigos, por esos momentos de ayuda mutua para superar con creces nuestros años en la escuela.
- Al personal de SEDISA por su aporte de conocimientos y darme la oportunidad de colaborar en un proyecto de esta índole.

Palabras clave

Cal, caliza, calcinación, horno.

Resumen

La cal es un material producido a partir de la calcinación de la roca caliza y tiene diversas utilidades en el mundo de la industria como la siderúrgica, papelera, alimentaria, en la construcción, entre otras. Es fundamental conocer todas las características de la caliza para poder determinar su grado de calcinación.

Con el presente trabajo se pretende estudiar las propiedades de la caliza para su posterior calcinación y el dimensionamiento de una planta de producción de cal desde que el mineral llega de la explotación hasta que sale al mercado.

Para determinar los equipos se calcularon sus dimensiones para una producción de 600 t/h de cal, sabiendo que la planta principal de machaqueo solo trabajará 5 días de la semana en jornadas de 8 horas, mientras que a partir del horno de calcinación estará en funcionamiento los 7 días de la semana, 24 horas al día. A partir de esas consideraciones se obtienen las dimensiones de todos los equipos y se realiza un estudio para la elección de un horno, o un horno de eje vertical y un horno rotativo, así como el combustible empleado, ya que es una parte fundamental para determinar los costes para la producción de cal.

También fue objeto de este trabajo, el estudio ambiental de la instalación de la planta, en función de la mezcla de combustible empleada y del impacto en el entorno de la misma, así como un estudio de viabilidad de la planta, estimando unos costes de la misma y un precio de mercado "*ex Works*".

Keywords

Lime, limestone, calcination, kiln

Abstract

Lime is a material produced from the calcination of limestone and has several applications in the industrial world, mainly the industries of steel, paper, food and construction. It is essential to know all the characteristics of the limestone in order to determine the degree of calcination.

With the present work is intended to study the properties of limestone for the subsequent calcination and the sizing of a lime production plant since the mineral comes from the mining operation until it hits the market.

The processing equipments were calculated for a production of 600 t/h of lime, with the knowledge that the crushing main plant only works five days per week in sessions of 8 hours, while the calcination kiln runs 7 days per week in sessions of 24 hours. With these considerations it was possible to obtain the correct size of all the equipments and the election of a suitable furnace, between the shaft kiln and the rotary kiln, as well as the proper fuel, because it's a crucial part to evaluate the costs of the lime production.

The environmental study for the plant was also a subject of this work, based on the used fuel and the environmental impact, as well as a viability study of the plant, estimating the costs and a "*ex Works*" market price.

Palavras-chave

Cal, calcário, calcinação, forno

Resumo alargado

A cal é um material produzido a partir da calcinação do calcário e tem várias utilizações no mundo da indústria, tais como siderurgia, papelaria, alimentar e construção, entre outras. É essencial saber todas as características da pedra calcária, a fim de determinar o grau de calcinação e o respectivo potencial industrial.

O presente trabalho consiste no projecto de uma instalação de processamento mineral, a qual receberá o material desmontado na pedreira para ser posteriormente submetido aos processos de fragmentação, classificação, calcinação, hidratação e micronização.

O dimensionamento das equipas foi calculado com base numa produção de 600 t/h de cal, sabendo que a instalação principal de britagem só trabalha cinco dias por semana e 8 horas/dia, enquanto o forno e os equipamentos seguintes irão funcionar 7 dias por semana e 24 horas por dia. A partir dessas considerações, foi elaborado um estudo para a eleição de um forno de eixo vertical ou um forno rotativo e do combustível utilizado, pois é uma parte crucial na determinação dos custos de produção de cal, assim como as dimensões de todos os equipamentos.

A primeira fase do processamento, a qual integra uma série de fragmentadores, funcionará por um período diário de oito horas e cinco dias por semana. Receberá o material desmontado na pedreira para ser submetido a uma redução do calibre a dimensões inferiores a 60 mm, para posterior armazenamento em silos.

O material a colocar nos silos será previamente classificado num crivo de malha de 16mm, cuja função consiste em remover os tamanhos menores que poderiam obstruir o forno.

Em seguida, o material entra no circuito de queima, no qual é submetido a calcinação. O produto calcinado sofre, em seguida, uma redução de calibre através

de um moinho de rolos e, da mesma forma que no circuito de trituração, é armazenado numa série de silos. O material assim armazenado é, posteriormente, conduzido ao circuito de micronização.

O processo produz um produto micronizado de tamanho inferior a 200 microns, utilizando um moinho demassa pendular e um ciclone de recirculação do material tratado.

O circuito de hidratado produz cal hidratada obtida através de um equipamento chamado hidratadora, o qual provoca a pulverização natural da cal. Assim, são obtidos tamanhos naturais abaixo de cerca de 200 micra. A diferença entre micronizado hidratado e o produto obtido resulta do facto de um ser tratado com água e o outro não, mas o tamanho dos produtos requeridos pelo mercado é o mesmo.

O mercado da cal hidratada reside na indústria de papel, construção civil e agricultura, enquanto a cal viva se destina às indústrias metalúrgica, siderúrgica e tratamento de resíduos.

Neste trabalho, o processo de calcinação é considerado com particular atenção, determinando primeiro as características de calcário para verificar se ele é ideal para calcinação. Da mesma forma, são determinadas as dimensões do forno para o tratamento de 300 t / dia do referido material.

Neste ponto, determinam-se também as dimensões dos tanques e níveis refratários necessários para a recirculação do gás e para que as perdas de calor sejam as menores possíveis. O presente trabalho culmina com uma avaliação ambiental e um estudo de viabilidade económica.

Na primeira, as questões ambientais são tratadas com o impacto ambiental, as emissões poluentes, acústica e atmosférica, que iria ser produzida colocando a instalação em qualquer local.

No estudo de viabilidade económica apresentam-se com uma série de custos de produção estimados e de mão de obra, assim como a estimativa de preço de venda "ex-works". Determina-se a rentabilidade potencial do projeto, no qual se obteve uma TIR de 11,43% e um "payback" de 75 meses e meio, para o retorno da inversão.

CONTENIDO

1	ENCUADRAMIENTO	1
1.1	ANTECEDENTES.....	1
1.2	PRODUCTOS QUE SE PRETENDEN FABRICAR.....	1
1.3	SITUACIÓN ACTUAL DEL SECTOR DE LA CAL EN ESPAÑA	3
2	CARACTERIZACIÓN DE LA CALIZA Y POSIBILIDADES DE FABRICACIÓN DE CAL COMPETITIVA.....	6
2.1	MÉTODOS PARA LA CARACTERIZACIÓN DE LA CALIZA.....	6
2.1.1	<i>Introducción y usos siderúrgicos de la cal.</i>	6
2.1.2	<i>Procedimientos experimentales de caracterización</i>	7
2.1.3	<i>Análisis de la caliza</i>	14
3	DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE TRATAMIENTO DE MATERIAL.	17
3.1	CANTERA Y MATERIA PRIMA.....	17
3.2	INSTALACIÓN DE TRATAMIENTO DE MATERIAL	19
3.2.1	<i>Circuito de crudos</i>	19
3.2.2	<i>Machacadora de mandíbulas</i>	22
3.2.3	<i>Cintas transportadoras</i>	23
3.2.4	<i>Horno de calcinación</i>	23
3.2.5	<i>Circuito de calcinados</i>	24
3.2.6	<i>Molino de rodillos</i>	25
3.2.7	<i>Elevador de cangilones</i>	25
3.3	EL PROCESO DE HIDRATADO.....	27
3.3.1	<i>Descripción general de la instalación de hidratado</i>	27
3.3.2	<i>Circuito de separación</i>	30
3.3.3	<i>Molino de bolas</i>	30
3.3.4	<i>Tornillos sinfin</i>	32
3.4	CIRCUITO DE MICRONIZADO.....	32
3.4.1	<i>Molino pendular</i>	34
3.4.2	<i>Filtro de mangas</i>	34
3.4.3	<i>Clasificador dinámico</i>	36
3.5	EXPEDICIONES	37
4	CÁLCULOS CORRESPONDIENTES A LOS EQUIPOS	37
4.1	MACHACADORAS DE MANDÍBULAS	37
4.1.1	<i>Machacadora primaria (MM1)</i>	37
4.1.2	<i>Machacadora secundaria (MM2)</i>	38
4.2	CRIBAS.....	39
4.3	SILOS DE ALMACENAMIENTO S1 Y S2.....	40
4.4	MOLINO DE RODILLOS (MR1).....	41
4.5	ELEVADOR DE CANGILONES.....	41
4.6	TORNILLOS SINFIN	42
4.7	HIDRATADO. MOLINO DE BOLAS.....	43
4.8	CIRCUITO DE MICRONIZACIÓN	43
4.8.1	<i>Molino pendular</i>	43
4.8.2	<i>Clasificador dinámico</i>	44
4.9	CINTAS TRANSPORTADORAS.....	44
5	SELECCIÓN DE LA TECNOLOGÍA DE CALCINACIÓN	45
5.1	EL PROCESO DE CALCINACIÓN. TEMPERATURA.....	45
5.2	EL GRADIENTE DE TEMPERATURA.....	46
5.3	EL TIEMPO DE RESIDENCIA.....	46
5.4	LA CONCENTRACIÓN DE CO ₂	46
5.5	TIPOLOGÍA DE HORNOS.....	46

5.5.1	Hornos rotativos vs hornos shaft.....	46
5.5.2	Hornos “single shaft” y “double shaft”	48
5.5.3	Selección de la geometría del horno.....	51
6	DESCRIPCIÓN DEL PROCESO EN EL HORNO SHAFT.....	52
6.1	MODELO DE DESCOMPOSICIÓN DE LA CALIZA A CAL.	57
6.2	CAÍDA DE PRESIÓN EN EL HORNO.....	58
7	BALANCE ENERGÉTICO DEL HORNO	59
7.1	CALOR DE DISOCIACIÓN.....	60
7.2	PROCESO DE COMBUSTIÓN EN EL HORNO.	61
7.3	CONSUMO DE COMBUSTIBLE.....	61
7.3.1	Consumo de gas.....	61
7.3.2	Consumo de Petcoke.....	62
7.4	CALOR EN GASES DE ESCAPE.....	62
7.5	PÉRDIDAS ENERGÉTICAS EN LA CAL	63
7.6	PÉRDIDAS EN LAS PAREDES DEL HORNO	64
7.7	PÉRDIDAS ENERGÉTICAS TOTALES	64
8	CÁLCULOS DE DIMENSIONAMIENTO	64
8.1	DIMENSIONAMIENTO DEL HORNO	64
8.2	DIMENSIONAMIENTO DE SILOS PARA EL PETCOKE.	65
9	OPERACIONES EN EL HORNO.....	66
9.1	INFLUENCIA DE LA ENERGÍA.....	66
9.2	EFFECTOS DE LA CAPACIDAD DE PRODUCCIÓN	67
10	ELECCIÓN DEL COMBUSTIBLE	69
10.1	EL PETCOKE.....	70
10.2	INFLUENCIA DEL TAMAÑO DE LA PIEDRA EN LA SELECCIÓN DE COMBUSTIBLE.....	70
10.3	POTENCIALES IMPLICACIONES MEDIO-AMBIENTALES DEL USO DE PETCOKE	71
10.4	OTRAS ALTERNATIVAS AL PETCOKE	73
10.5	HORNO DE CALCINACIÓN.....	75
10.5.1	Componentes del horno de calcinación.	78
10.5.2	Conclusiones sobre el horno	92
11	IDENTIFICACIÓN, CARACTERIZACIÓN Y VALORACIÓN DE LOS IMPACTOS AMBIENTALES.....	93
12	CONSUMOS.....	95
12.1	CONSUMO DE COMBUSTIBLES Y ENERGÍA.....	95
12.1.1	Electricidad	95
12.1.2	Combustible	95
12.2	CONSUMO DE ACEITE	96
12.3	CONSUMO DE AGUA.....	97
12.3.1	Red Interna de agua no potable	97
12.3.2	Agua potable	98
13	CONSIDERACIONES MEDIOAMBIENTALES.....	99
13.1	EMISIONES A LA ATMÓSFERA.....	99
13.2	RUIDO.....	100
13.2.1	Previsión contaminación acústica.....	101
13.2.2	Cálculo de la incidencia acústica del nuevo proyecto.....	104
14	ANÁLISIS DE VIABILIDAD ECONÓMICA.....	106
14.1	PRESUPUESTO.....	106
14.2	COSTOS	107
14.3	BENEFICIOS	109

14.4	RESULTADOS	109
15	CONCLUSIONES FINALES	109
16	BIBLIOGRAFÍA	112

ANEXO I Curva granulométrica de la voladura.

ANEXO II Curva granulométrica del material en la primera criba.

ANEXO III Curva granulométrica del material en la segunda criba.

ANEXO IV Análisis de inversión. *Bussines plan*.

ANEXO V Planos de Implantación

V.1.0 Implantación general.

V.2.1 Línea de crudos, planta y alzado general.

V.2.2 Línea de crudos, planta y alzado molienda.

V.2.3 Línea de crudos, planta y alzado almacenamiento de materia prima.

V.2.4 Calcinación, clasificación y almacenamiento.

V.2.5 Instalaciones de hidratado.

V.2.6 Instalaciones de micronizado.

TABLAS

Tabla 1. Productos a fabricar	3
Tabla 2. Consumo y exportación de cales (ANCADE, 2011)	4
Tabla 3. Estadística del consumo de cales (ANCADE, 2011)	4
Tabla 4. Composición química de la caliza	15
Tabla 5. Propiedades físicas de la caliza.....	15
Tabla 6. Dimensionamiento de cribas.....	40
Tabla 7. Dimensionamiento de cintas transportadoras.....	45
Tabla 8. Comparación de consumos entre un horno shaft y hornos rotativos, alimentados con gas natural (Industria de la cal, 2010)	48
Tabla 9. Criterio de comparación horno circular y rectangular	52
Tabla 10. Comparación horno circular y rectangular	52
Tabla 11. Influencia de la energía aportada en los parámetros del horno (Simulation of lime calcination in PFR kiln- Influence of energy input and lime throughput, ZKG International, 12/2011).....	66
Tabla 12. Influencia de la producción en los parámetros del horno (Simulation of lime calcination in PFR kiln- Influence of energy input and lime throughput, ZKG International, 12/2011).....	67
Tabla 13. Emisiones contaminantes para diferentes combustibles al 100%	72
Tabla 14. Emisiones contaminantes para una combinación de combustibles.	73
Tabla 15. Producción según granulometría (Cimprogetti).....	77
Tabla 16. Impacto ambiental sobre el medio físico	93
Tabla 17. Impacto ambiental sobre el medio biótico	94
Tabla 18. Impacto ambiental sobre el medio antrópico	94
Tabla 19. Valores límites de emisión gaseosa (Real Decreto 833/1975)	99
Tabla 20. Atenuación debida a la vegetación (Acústica ambiental, 2006)	103
Tabla 21. Niveles sonoros de diferentes equipos.	105
Tabla 22. Valores previstos de L_{eq} para el estado futuro en cada uno de los puntos.....	106

ILUSTRACIONES

Ilustración 1. Proceso de producción de cales (ANCADE, 2011)	17
Ilustración 2. Circuito de crudos	20
Ilustración 3. Machacadora de mandíbulas (Manfredini and Schianchi).....	22
Ilustración 4. Circuito de productos calcinados	24
Ilustración 5. Elevador de cangilones (http://www.innova-ing.com/productos/ver/innova-keeper).	26
Ilustración 6. Proceso de hidratación y molienda.....	28
Ilustración 7. Equipo de hidratación. (Fuente: Cimprogetti,2000)	29
Ilustración 8. Molino de bolas.....	31
Ilustración 9. Circuito de micronizado	33
Ilustración 10. Molino pendular (Manfredini and Schianchi).	34
Ilustración 11. Filtro de mangas (http://www.jmsequipamentos.com/filtro-de-mangas/).	35
Ilustración 12. Clasificador dinámico (http://www.imaqsa.cl/ecutec.htm).	36
Ilustración 13. Rangos de empleo de diferentes tipos de horno	47
Ilustración 14. Perfil de temperatura en un horno a contraflujo. (Adaptado: Maerz Ofenbau AG, 2002)	49
Ilustración 15. Perfil de temperatura en un horno Double Shaft. (Adaptado: Maerz Ofenbau AG, 2002)	50
Ilustración 16. Flujo en un horno de sección rectangular. (Adaptado :Maerz Ofenbau AG, 2002). 51	
Ilustración 17. Flujo en un horno de sección circular. (Adaptado: Maerz Ofenbau AG, 2002)	51
Ilustración 18. Representación esquemática del desarrollo de la reacción de descomposición del CaCO_3	53
Ilustración 19. Intensidad admisible del flujo térmico para la descomposición de una piedra redonda de un diámetro de 125 mm (Confidencial).....	53
Ilustración 20. Funcionamiento térmico de hornos a contracorriente y de corriente paralela (Cimprogetti)	54
Ilustración 21. Combustión en el horno nº 1 (CIMPROGETTI)	55
Ilustración 22. Fase 2, Inversión: Carga de caliza y descarga de cal(CIMPROGETTI)	56
Ilustración 23. Combustión en horno nº 2(CIMPROGETTI).....	56
Ilustración 24. Modelo de descomposición de la caliza (Kainer, H., Specht, E., Jeschar, R.: Pore diffusion, reaction and thermal conduction coefficient of various limestones and their influence on decomposition time. Zement-Kalk-Gips 7 (1986), pp. 214–219.].....	57
Ilustración 25. Perfil de temperaturas durante el proceso de transformación (Adaptado: Simulation of lime calcination in PFR kiln- Influence of energy input and lime throughput, ZKG International, 12/2011).	58
Ilustración 26. Perfil de presiones en el horno (Adaptado: Simulation of lime calcination in PFR kiln- Influence of energy input and lime throughput, ZKG International, 12/2011).....	59
Ilustración 27. Balance energético del horno de calcinación.....	60
Ilustración 28. Relación entre aportación de material y energía (Simulation of lime calcination in PFR kiln- Influence of energy input and lime throughput, ZKG International, 12/2011).....	66
Ilustración 29. Relación entre temperatura de producto y energía aportada (Simulation of lime calcination in PFR kiln- Influence of energy input and lime throughput, ZKG International, 12/2011).....	67

Ilustración 30. Relación entre temperatura de producto y producción (Simulation of lime calcination in PFR kiln- Influence of energy input and lime throughput, ZKG International, 12/2011)	68
Ilustración 31. Relación entre aportación de material y producción (Simulation of lime calcination in PFR kiln- Influence of energy input and lime throughput, ZKG International, 12/2011)	68
Ilustración 32. Horno de calcinación similar al proyectado (Maerz).....	76
Ilustración 33. Circuito de lanzas(Adaptado: Maerz,2002)	81
Ilustración 34. Estación de regulación y medida de gas natural	83

ECUACIONES

Ecuación 01 Escoria básica (S).....	6	Ecuación 21 Volumen de cangilón (L)	41
Ecuación 02 Contenido de Al_2O_3 (%)	7	Ecuación 22 Potencia tornillos sinfín (P) ...	41
Ecuación 03 Contenido de SiO_2 (%)	8	Ecuación 23 Potencia molino de bolas	42
Ecuación 04 Contenido de CaO (%).....	9	Ecuación 24 Pérdida de presión	56
Ecuación 05 Contenido de MgO (%).....	9	Ecuación 25 Calor de disociación (Q)	57
Ecuación 06 Contenido de Fe (%).....	10	Ecuación 26 Energía de disociación	58
Ecuación 07 Contenido de S (%).....	10	Ecuación 27 Combustión gases de escape	59
Ecuación 08 Pérdida por ignición (%)	12	Ecuación 28 Disociación de la caliza.....	60
Ecuación 09 Determinación de volumen ..	12	Ecuación 29 Obtención de cal (petcoke)..	70
Ecuación 10 Densidad aparente.....	12	Ecuación 30 Obtención de cal (gas natural)	
Ecuación 11 Porosidad (%)	13	71
Ecuación 12 Reactividad (R)	13	Ecuación 31 Descarbonatación	73
Ecuación 13 Gravedad específica (SG)	13	Ecuación 32 Descarbonatación	74
Ecuación 14 Disociación de la caliza.....	14	Ecuación 33 Hidratación de la cal	93
Ecuación 15 Reactividad de la caliza	14	Ecuación 34 Atenuación de ruidos al aire .	98
Ecuación 16 Hidratación de la caliza	26	Ecuación 35 Atenuación por divergencia..	98
Ecuación 17 Fórmula de Bond.....	36	Ecuación 36 Atenuación por aire	99
Ecuación 18 Ecuación de Testut.....	38	Ecuación 37 Atenuación en edificios.....	100
Ecuación 19 Area de criba (m^2)	39	Ecuación 38 Nivel de ruido.....	102
Ecuación 20 Volumen de silos (m^3)	40		

LISTA DE ABREVIATURAS

ANCADE:	Asociación nacional de fabricantes de cales y derivados de España.
ATEX:	Atmósfera explosiva.
CR1:	Criba primaria.
CR2:	Criba secundaria.
CR3:	Criba terciaria.
CT1:	Cinta transportadora 1.
CT3:	Cinta transportadora 3.
CT6:	Cinta transportadora 6.
CT5:	Cinta transportadora 5.
IPC:	Índice de precios de consumo.
MM1:	Machacadora de mandíbulas primaria.
MM2:	Machacadora de mandíbulas secundaria.
MR1:	Molino de rodillos.
NFPA:	National Fire Protection Association.
p.p.m:	partes por millón.
SA:	Standard Sueco.
S1:	Primer silo.
S2:	Segundo silo.
TIG:	Tungsten Inert Gas.
Toext:	Tolva de exterior.
TT1:	Torre de transferencia 1.

1 ENCUADRAMIENTO

El objeto de este documento es la redacción de un proyecto técnico encuadrado en la tesis de máster en ingeniería geotécnica y geoambiental del Instituto Superior de Ingeniería do Porto (ISEP), Politécnico de Porto, que defina y justifique suficientemente (de acuerdo a los criterios establecidos por el Colegio de Ingenieros de Minas) los equipos e infraestructuras necesarios para una industria de fabricación de cal e hidrato, a partir de piedra caliza. El proyecto permite, y así lo hace, elaborar un presupuesto de ejecución material de la industria referida.

En el presente proyecto se realizará por lo tanto un estudio técnico del proceso de producción de cal, es decir, desde la extracción en la cantera de la caliza hasta la comercialización incluyendo todas las etapas intermedias.

Se trata de una planta de tratamiento principal en la cual se macha el material recién extraído el cual se calcinara en un horno vertical para su posterior hidratado o micronizado para las diferentes exigencias del mercado. En cuanto al horno de calcinación se realizara cierto hincapié sobre su funcionamiento como análisis del mismo.

1.1 Antecedentes

La explotación de la cantera permite sobradamente la alimentación de ambas industrias.

No existen otras instalaciones de fabricación de cal en las proximidades, encontrándose las más cercanas en la zona de Oviedo. Como es sabido, el mercado de la cal, debido a su bajo precio está muy condicionado por las distancias (coste de transporte). En un estudio que la empresa realizó se determinó que esta ubicación permitiría el suministro a grandes focos consumidores, fundamentalmente:

- Siderurgia (Ferrol / Oporto / Gijón)
- Papeleras (Navia / Pontevedra / Viana do Castelo)
- Centrales Térmicas (As Pontes / Meirama)
- Agricultura. Toda la zona es granítica, con suelos muy ácidos y alta demanda de cal.

1.2 Productos que se pretenden fabricar

La cal, con independencia de su naturaleza caliza o dolomítica, es un producto de enorme polivalencia, por ello sus aplicaciones son múltiples:

La más importante es la siderúrgica, donde se aplica en el proceso de defosforación y desulfuración del acero. También es ampliamente utilizada como enmienda agrícola para la regulación del pH de los suelos. Como material de construcción se utiliza en la fabricación de morteros, y en obra civil para la estabilización de suelos. También es ampliamente utilizada en el tratamiento de los minerales no ferrosos, especialmente en la industria del aluminio, del zinc y del oro.

Debido a su enorme reactividad como base química fuerte, la cal también se abre paso en nuevos mercados ligados a la aplicación de medidas correctoras ambientales: neutralización de efluentes líquidos industriales ácidos, depuración de efluentes gaseosos en las centrales térmicas (desulfuración atmosférica), decoloración de los gases emitidos por las plantas de incineración de Residuos Sólidos Urbanos o Residuos Inertes, inertización de residuos.

La cal dolomítica, además es un elemento clave en la fabricación de refractarios y en el tratamiento de los suelos agrícolas. No obstante su aplicación fundamental es la metalurgia primaria del acero (tanto en conversión como en horno eléctrico), como agente que aporta durabilidad al revestimiento refractario.

Dada la enorme polivalencia, antes mencionada, de la cal, ésta es usada en gran diversidad de mercados, siendo por tanto muy variados los productos y sus presentaciones en el mercado. Algunos de los productos producidos son:

- **Cal siderúrgica:** La cal es imprescindible en siderurgia para desfosforar y desulfurar el acero.
- **Cal agrícola:** La cal es usada en agricultura para corregir el pH de los suelos
- **Cal micronizada:** La cal micronizada tiene aplicaciones en otras metalurgias no férreas, procesos de tratamiento de residuos líquidos y sólidos, industriales y urbanos, a efectos de corregir el pH, también se utiliza en la construcción para elaborar morteros bastardos y en obra civil para estabilizar suelos.
- **Cal dolomítica:** Este tipo de cal, tiene aplicación fundamentalmente en la siderurgia y los refractarios.
- **Cal “apagada” o hidróxido cálcico:** Se utiliza en procesos en los que es necesario corregir el pH, es decir, en todos los procesos de neutralización. También se utiliza en la

construcción de morteros bastardos y otros materiales de revoco, en obra civil como estabilizador, y en agricultura como enmienda.

Las formas habituales de presentación de dichos productos son las siguientes:

- **Cal viva**, en diversas granulometrías, a granel, en big-bags o en cisternas.
- **Cal viva**, a granel o en big-bags.
- **Cal dolomítica**, en diversas granulometrías, a granel, en big-bags o en cisterna.
- **Cal dolomítica**, 7-40 mm a granel o en big-bags.
- **Cal micronizada (0-200 micras)**, a granel (en cisternas o en big-bags) y ensacada.
- **Cal apagada o hidróxido cálcico (0-200 micras)**, a granel (en cisternas o en big-bags) y ensacada.
- **Enmiendas minerales**, a granel en big-bags o en sacos.

La Tabla 1 presenta los productos a fabricar con sus características principales.

Tabla 1. Productos a fabricar

	Nombre común	Composición	Morfología	Aplicaciones
1	Cal	CaO (óxido cálcico)	Piedra, Polvo.	Metalurgia, Siderurgia, Medio Ambiente
2	Hidrato	Ca (OH) ₂ (hidrato cálcico)	Suspensión, Polvo	Papeleras, Construcción, Agricultura

En futuras ampliaciones, y tras los correspondientes análisis de mercado, se podría estudiar la viabilidad técnica de producir Carbonato Cálcico Precipitado y Nano Carbonato Cálcico Precipitado.

1.3 Situación actual del sector de la cal en España

El Código Nacional de Actividades Empresariales, recoge en su epígrafe 26.52, al sector de fabricación de productos minerales no metálicos, dentro del cual se encuentran las industrias cuya actividad principal es la fabricación de cal.

El término fabricación de cal, engloba tanto la fabricación de cal viva (óxido de calcio), como cal dolomítica (óxido magnésico) y cal apagada (hidróxido de calcio), estando todas estas cales

clasificadas como cales aéreas, lo que quiere decir que se endurecen en contacto con el dióxido de carbono del aire, y no con el agua. Exigen adicionalmente, una materia prima (piedra caliza) de alta pureza, superior al 95%, en carbonato cálcico para las cales vivas e hidratadas y en carbonato cálcico magnésico para la dolomía calcinada.

En España, existen aproximadamente 19 industrias destinadas a producir cal, 14 de las cuales, pertenecen a ANCADE, siglas éstas, de la Asociación Nacional de Cales y Derivados de España.

Este sector, da empleo, aproximadamente, a 450 trabajadores, siendo la producción estimada en el año 2010 de unos 2 050 000 toneladas (un 76% de cal viva, 15 % de cal hidratada o apagada y un 9 % de dolomía calcinada), destinadas en su mayor parte al consumo nacional, con unas cifras de exportación muy bajas, debido al elevado coste que supone su traslado a distancias mayores a 300 km por el bajo valor añadido del producto, y máximo teniendo en cuenta que la materia prima es abundante en la naturaleza y por lo tanto en casi todas las regiones y países limítrofes se da la presencia de alguna fábrica (ANCADE, 2011).

Tabla 2. Consumo y exportación de cales (ANCADE, 2011)

Sector de consumo	2009	2010	2010/2009%
Industria	1057	1349	27,6
Construcción	280	244	-12,8
Protección ambiental	179	172	-3,9
Agricultura	40	49	22,5
Consumo	1555	1814	16,6
Exportación	339	233	-31,2
Ventas totales	1894	2047	8,1

Tabla 3. Estadística del consumo de cales (ANCADE, 2011)

Concepto	2009	2010	Variación %
Cal viva	1435	1529	6,6
Cal hidratada	278	274	-1,4
Dolomía calcinada	181	244	34,8
Consumos totales	1894	2047	8,1

Ese bajo valor añadido está relacionado con tres grandes condicionantes, en primer lugar, la elevada repercusión de los costes de fabricación, que están comprendidos entre el 40 y el 50% de los costes totales; a ello hay que añadir los costes de amortización de unas instalaciones industriales verdaderamente costosas por su complejidad, y muy desproporcionados respecto al precio de venta del producto; por último, una importancia grande del transporte, dado que los

sectores industriales consumidores carecen generalmente de capacidad de almacenamiento para un producto muy perecedero, lo cual conlleva una entrega “just in time” que generalmente encarece terriblemente la cadena del valor del producto en la fase de distribución.

Por otro lado, las aplicaciones industriales de las cales y sus derivados están sufriendo una evolución paralela a la de los sectores clientes, razón por la que la calidad del producto empieza a ser un elemento clave para la venta del mismo.

La cal (y también la dolomía) es, después de la sosa, la segunda base química industrial fuerte, por ello, en todos aquellos procesos en los que hay que neutralizar, precipitar y también proteger el medio ambiente, la cal aporta una solución potencial.

Como producto antiguo que es, desde el punto de vista comercial, la cal tiene un mercado bastante estabilizado: siderurgia, química y obra civil, junto a construcción y agricultura, empiezan a convivir ahora con las aplicaciones medioambientales en aquellos procesos productivos, que conllevan la aplicación estricta de las medidas correctoras impuestas a las industrias para la protección del medio ambiente; por ejemplo, la depuración de efluentes gaseosos en las centrales térmicas, la cloración de los gases emitidos en las plantas de incineración de residuos domésticos o industriales, la inertización de diferentes tipos de residuos, entre otros.

Todas estas nuevas aplicaciones de la cal, las medioambientales, están incrementando el mercado tradicional de la cal, y sirven para neutralizar la relativa reducción de su consumo en las clásicas aplicaciones siderúrgicas, como consecuencia de la mejora de los procesos metalúrgicos, compensado en parte con una mayor productividad de las mismas.

Además, aunque el cliente siderúrgico aporta buena salud financiera y es muy solvente en las relaciones comerciales, para un fabricante de cal es muy peligroso unir su destino a una industria que a lo largo del tiempo ha sufrido procesos de recesión agudos y que actualmente está amenazada por el desarrollo de la producción de acero en países en vías de desarrollo en los que instalan nuevas plantas enormemente productivas. Por otro lado, el consumidor siderúrgico, es muy exigente en cuanto a calidad y a servicio, al estar las plantas sometidas a numerosos imprevistos productivos.

Como conclusión, diríamos que la cal propiamente dicha o cualquiera de sus derivados son productos de una enorme polivalencia cuyo uso, lejos de quedar relegado a los sectores tradicionales, está experimentando un nuevo crecimiento, fruto de sus nuevas aplicaciones en el control medioambiental de determinados procesos productivos.

2 CARACTERIZACIÓN DE LA CALIZA Y POSIBILIDADES DE FABRICACIÓN DE CAL COMPETITIVA.

2.1 Métodos para la caracterización de la caliza.

2.1.1 Introducción y usos siderúrgicos de la cal.

La caliza es una roca sedimentaria de mineral sólido formada por la acumulación de sedimentos en aire o agua, compuesta por carbonato cálcico o carbonato de magnesio. El material original es el carbonato cálcico, sin embargo, antes o después de su consolidación, se disuelve, y compuestos de magnesio en el agua pueden reemplazar una parte del calcio formando dolomita ($\text{CaMg}(\text{CO}_3)_2$).

Por lo tanto la caliza puede estar formada por calcita pura, una mezcla de calcita y dolomita o pura dolomita.

La cal se produce por calcinación de piedra caliza a una temperatura de 1000 °C en hornos. Es de color blanco o gris.

La cal es soluble en agua formando hidróxido de calcio con desprendimiento de calor.

La cal se utiliza como un agente fundente en hierro y en la fabricación de acero en altos hornos “*Basic Oxygen Furnace (BOF)*”, cuando se inyecta oxígeno en un alto horno se producen reacciones de oxidación en los minerales de hierro, que ralentizan el proceso de fundición incrementando el coste de la separación del metal. Para resolver estos problemas se añade cal apagada al horno, lo que provoca la conversión de dichos óxidos en escorias fácilmente fundibles.

En una primera fase, se obtiene una escoria ácida compuesta por silicio oxidado, hierro y manganeso. En esta primera etapa la cal se disuelve sólo parcialmente junto con parte del fósforo.

En una segunda etapa, la cal se disuelve progresivamente, enriqueciéndose en óxido de calcio y disminuyendo su contenido de óxido de hierro, debido a la disolución y reducción durante todo el proceso de descarburación. La escoria es heterogénea y no hay reactivos con respecto al fósforo. En la etapa final, se produce escoria reactiva adecuada para la desfosforización final.

La escoria básica (S) se define como:

$$S = \frac{\text{wt\%MgO} + \text{wt\%CaO}}{\text{wt\%SiO}_2} \quad [1]$$

Siendo:

Wt: El peso específico de cada fracción.

La basicidad de la escoria controla la viscosidad y punto de fusión punto de esta, que a su vez afecta a la temperatura de la chimenea y el grado del hierro producido (Wikipedia, 2010b).

2.1.2 Procedimientos experimentales de caracterización

La composición de la piedra caliza en cuanto a los óxidos con respecto a la alúmina, sílice, calcio y óxido de magnesio, óxido de hierro, óxido de titanio, óxido de fósforo y azufre se determinaron por el análisis químico clásico (Jeffery, 1978) (Ray, 1979). Las propiedades físicas tales como la pérdida por ignición, densidad aparente, porosidad, reactividad y la gravedad específica fueron también determinadas de acuerdo con procedimientos estándar. Refiriéndose a las normas:

UNE-EN 459-1:2011 (Cales para la construcción. Parte 1: Definiciones, especificaciones y criterios de conformidad)

UNE-EN 459-2:2011 (Cales para la construcción. Parte 2: Métodos de ensayo)

UNE-EN 459-3:2012 (Cales para la construcción. Parte 3: Evaluación de la conformidad)

2.1.2.1 Determinación del contenido en alúmina.

Se pesan cerca de 0,1 g de la muestra en un crisol de níquel y se añaden 10 gránulos de hidróxido de sodio y una pizca de carbonato de sodio. La mezcla se derrite sobre una placa caliente y se funde finalmente a fuego lento, 700 °C durante 15 minutos. El crisol se deja a un lado enfriando al aire. Cuando está frío, el crisol junto con el contenido se deja caer en un vaso de precipitados de 250 ml, se añaden lentamente 100 ml de agua caliente destilada y se somete a ebullición durante 10 minutos. El crisol se retira con una varilla de vidrio y se lava cuidadosamente con agua en el vaso de precipitados. La solución caliente se filtra con papel de filtro nº 40 en un matraz cónico de 500 ml.

El precipitado se lava con agua caliente 6 veces para garantizar que no queda aluminato de sodio en el precipitado. El filtrado se acidifica con ácido clorhídrico y se añade también 25 ml de EDTA estándar. El pH se ajusta a 5,5 con hidróxido de amonio y ácido clorhídrico, posteriormente la solución se hierve durante 15 minutos. La solución se deja enfriar y se añaden 25 ml de solución tampón de ácido acético de acetato de amonio. Se comprueba el pH, se ajusta a 5,5 y se añaden gotas de indicador naranja de xilenol desarrollando un color limón. Se utiliza acetato de zinc

estándar para valorar la solución. El color cambia de púrpura a amarillo limón lo que indica el punto final. A partir del valor teórico de Al_2O_3 en porcentaje y a partir de la fórmula se calcula el valor real (Ray, 1979):

$$Al_2O_3(\%) = \frac{(A - T) \cdot x \cdot 100}{W_s} \quad [2]$$

Dónde:

A = Volumen de acetato de zinc equivalente a 25 ml de solución de EDTA.

T = Valor de teórico de acetato de zinc con la muestra.

2.1.2.2 Determinación del contenido en sílice.

Se pesan 0,2 g de la muestra en un crisol de platino, se mezclan cuidadosamente con la mezcla de fusión y se cubre con un poco de esta. Se funde a una temperatura de 950 °C en un horno de mufla y se deja enfriar. La masa fundida se extrae en un vaso de precipitados de 400 ml usando 50 ml de ácido clorhídrico 1:1 (HCl).

El extracto se deshidrata sobre la placa caliente utilizando una almohadilla de amianto, después de lo cual se enfría y se añaden 10 ml de HCl concentrado. Se utiliza agua destilada para completar el volumen hasta la marca de 50 ml del vaso. Se deja hervir y se filtra con papel de filtro n ° 541. El residuo se lava con HCl 1:4 tres veces y con agua caliente varias veces hasta que el residuo queda libre de HCl. El papel de filtro se pliega en el crisol de platino y se quema a una temperatura de 950 °C hasta peso constante durante 20 minutos.

Después, el crisol se enfría en los desecadores y se pesa como W_1 . Se añaden al residuo en el crisol ocho (8) gotas de ácido sulfúrico 1:1 (H_2SO_4) y 15 ml de fluoruro de hidrógeno (HF) y se calientan en un baño de arena situado en una placa caliente para asegurar una evaporación lenta. Al final, una copiosa masa de humos se observa como sale de la masa seca. Después, el residuo se quema en un horno de mufla a 950 °C durante 20 minutos. Se enfría en un desecador y se pesa el crisol como W_2 . El por ciento en peso de sílice se calcula con la fórmula (Ray, 1979):

$$SiO_2(\%) = \frac{(W_1 - W_2) \cdot 100}{W_s} \quad [3]$$

Dónde:

W_1 = Peso del crisol de platino con el material antes de la hidrofluorescencia.

W_2 = Peso del material después de la hidrofluorescencia.

W_s = Peso de la muestra.

2.1.2.3 Determinación del contenido de calcio y óxido de magnesio

Se pesan 0,2 g de muestra en un vaso de precipitados de 25 ml. Se añaden 20 ml de HCl 1:1 y se vierte en el plato caliente. Después, la solución se filtra en un matraz cónico de 250 ml utilizando papel de filtro n.º 541. El papel de filtro se lava varias veces con agua caliente y la solución se enfría y se vierte hasta la marca.

Para el calcio, 25 ml de fracción alícuota se pipetea en un matraz cónico de 250 ml y se añaden 100 ml de agua destilada. Se añaden aproximadamente 30 mg de $MgCl_2$ y 4 ml de hidróxido potásico 8M (KOH) a la solución, para precipitar el hidróxido de magnesio. Después de dos minutos, se añaden 30 mg de clorhidrato de cianuro de potasio e hidroxilamina, y se deja que se disuelvan por agitación constante. El EDTA 0,01 M se trata contra la solución con un indicador calcón hasta que el color cambie de rosa a azul. El óxido de calcio en porcentaje se calcula con la fórmula:

$$CaO (\%) = \frac{V_{EDTA} \cdot 0,5608}{W_s} \quad [4]$$

Donde:

W_s = Peso de la/ muestra

V_{EDTA} = Volumen de EDTA

Para el magnesio, 25 ml de la alícuota se pipetea en un matraz cónico de 250 ml. Se añaden 100 ml de agua destilada y 5 ml de solución tampón. Se añaden aproximadamente 30 mg de clorhidrato de cianuro de potasio e hidroxilamina y se deja que se disuelva por agitación constante. Se trata con 0,01M EDTA contra la solución usando un indicador de Ericromo T Negro hasta que cambie de color de vino rojo a azul. El porcentaje de óxido de magnesio se calcula con la fórmula (Ray, 1979):

$$MgO (\%) = \frac{V_{EDTA} \cdot 0,4032}{W_s} \quad [5]$$

2.1.2.4 Determinación del contenido de óxido de hierro

Se pesan 0,2 g de la muestra en un matraz cónico de 250 ml seco y se añaden aproximadamente 3 gotas de agua destilada para humedecerlo y 25 ml de HCl concentrado. Se mueve para obtener la

mezcla adecuada. Dos gotas de HF se añaden al matraz colocado sobre un plato caliente. Se añade un 5% de SnCl₂ hasta que la solución se vuelve incolora.

El matraz se cubre con una tapa de crisol de sílice y se hierve sobre una placa caliente hasta que se completa la disolución. El matraz se retira de la placa caliente, la tapa del crisol y la pared interior del matraz cónico se enjuagan en la solución. El 5% de solución de KMnO₄ se añade hasta que el color amarillo de ion férrico aparece. La solución se calienta hasta ebullición y se añade solución de 15% de cloruro de estaño para reducir el ión férrico. Esto se hace evidente con la desaparición del color amarillo.

Se añaden 15 ml de H₂SO₄ (1:3) y la solución se mezcla por agitación, se añade agua destilada hasta que el volumen total sea aproximadamente de 100 ml. El matraz se enfría adecuadamente en un baño de agua. Después, se añaden 10 ml de 2% de solución de cloruro mercuríco, se mezcla y la solución se deja en reposo durante 5 minutos. Se añaden 10 ml de 0,02% de Fe indicador en H₃PO₄ (1:4). A continuación, la solución se trata con 0,1 N K₂Cr₂O₇. El porcentaje de Fe se calcula con la fórmula (Ray, 1979):

$$Fe (\%) = \frac{V_1 \cdot V_2 \cdot 100}{W_s} \quad [6]$$

2.1.2.5 Determinación del contenido de sulfuro

Aproximadamente 0,2 g de piedra caliza pulverizada se pesan en un crisol de níquel. Se añaden unos 2 g de peróxido de sodio y se mezclan, después de que la superficie esté cubierta con una capa delgada de peróxido. La mezcla en el crisol se introduce en un horno de mufla y se calienta suavemente a baja temperatura (60 °C) durante 15 minutos. El crisol se retira del horno y se deja enfriar al aire. A continuación se coloca en un vaso de precipitados de 500 ml, se vierten en el vaso 100 ml de agua destilada, el condensado se extrae con agua y se hierve durante pocos minutos. Se filtra el líquido sobrante con papel de filtro nº 40 en el vaso de precipitados y se lava seis veces.

Se añaden cinco (5) gotas del indicador rojo de metilo y unas gotas de HCl al filtrado. A continuación la solución se calienta hasta el punto de ebullición, después se añaden lentamente 15 ml de una solución del 10% de cloruro de bario. Posteriormente, se retira el vaso de precipitados y su contenido, el precipitado se filtró con papel de filtro Whatman nº 42. Se lava el precipitado ocho veces con agua caliente. El residuo se traslada en un crisol de platino pesado

calentándose a una temperatura de 1000 °C durante 20 minutos. El crisol y las cenizas se retiran, y se enfrían en los desecadores pesándolo una vez seco. El porcentaje de azufre (S) en la piedra caliza fue entonces calculado con la fórmula (Ray, 1979):

$$S (\%) = \frac{w_{BaSO_4} \cdot 0,1374 \cdot 100}{W_S} \quad [7]$$

Donde:

W_S : Peso de la muestra.

w_{BaSO_4} : Peso del sulfato de bario.

2.1.2.6 Determinación calorimétrica de óxido de titanio

Una cantidad de 0,2 g de la muestra pulverizada se pesa en el crisol de platino y se fusiona con alrededor de 1 g de sulfato de hidrógeno de potasio (KHSO₄) a 950 °C durante una hora. A continuación, la masa fundida se extrae en un vaso de precipitados de 25 ml con 10% ácido sulfúrico y se asimila en un plato caliente. La solución asimilada se filtra en un matraz aforado de 250 ml usando papel de filtro Whatman nº40 y después se lava con una solución de 10% de H₂SO₄. Se añaden 5 ml de ácido ortofosfórico y 10 ml de peróxido de hidrógeno al contenido del matraz y se hace llegar a la solución hasta la marca con 10% ácido sulfúrico. Para la curva de calibración, una solución estándar de dióxido de titanio con concentraciones de 10 ppm, 20 ppm, 30 ppm, 40 ppm y 50 ppm se prepararon a partir de una solución madre de 1000 ppm primero pipeteando 10 ml de la solución madre.

Usando una cubeta de 1 cm³, la absorción de las diversas soluciones se lee con una longitud de onda de 410 nm utilizando un espectrofotómetro y el porcentaje de óxido de titanio se calcula así el porcentaje de titanio (Jeffery, 1978)

2.1.2.7 Determinación espectrofotométrica de fósforo aniónico como pentóxidos de fósforo aniónicos

Una cantidad de 0,1 g de la muestra se pesa en un vaso de precipitados de 250 ml y se añaden 5 ml de ácido nítrico concentrado y unas gotas de fluoruro de hidrógeno. El contenido del vaso de precipitados se calienta hasta que se evapora lentamente hasta alcanzar la sequedad sobre un plato caliente. El vaso de precipitados se retira y se deja enfriar y se añaden 5ml de ácido nítrico y

50 ml de agua destilada. La solución se calienta hasta alcanzar el punto de ebullición, se filtra en un matraz de 100 ml y se lava con agua caliente. Se añade hasta la marca y se mezcla correctamente. El color se determina a continuación, mediante la adición de 10 ml de una solución de vanadato de amonio, que junto con agua destilada constituye el volumen hasta la marca, seguido de una mezcla minuciosa.

Para la curva de calibración, 0.5 ppm, 1.0 ppm, 1.5 ppm, y 2.0 ppm de soluciones standard de pentóxido de fósforo se preparan y el color se obtiene como se describió anteriormente. La absorción de las soluciones se lee a 400 nm utilizando el espectrofotómetro. Se calcula el porcentaje de pentóxido de fósforo aniónico a partir del método descrito anteriormente que aparece en (Jeffery, 1978)

2.1.2.8 Determinación de la pérdida por ignición

Un (1) gramo de la muestra de piedra caliza se pesa y se deposita en un crisol de platino pesado. La muestra que se toma se introduce en un horno de mufla y se calienta a una temperatura de 1000 °C durante 30 minutos. El crisol se retira y se deja enfriar en el desecador. Posteriormente, se pesa y se calcula el porcentaje de pérdida por ignición como (Ray, 1979):

$$Loss(\%) = \frac{W_2 - W_1}{W_s} \times 100 \quad [8]$$

2.1.2.9 Determinación de la densidad aparente

La muestra de piedra caliza se forma sin problemas con una esfera de aproximadamente 2 cm de diámetro. A continuación se pesa en una balanza de carga. Se limpia el mercurio que se vertió en un vaso de precipitados de 1000 ml y se coloca en posición central en el platillo de la balanza. A continuación, la escala gramo fue puesta a cero. El micrómetro se ajusta hasta que el puntero acaba de tocar la superficie del mercurio. Se ajusta de nuevo a cero. La silla de montar está ahora planteada por medio de la rueda de mano y la muestra se hunde en el mercurio y se bloquea el puente de tornillo para cerrarla. El micrómetro se ajusta hasta que el puntero sólo toca la superficie del mercurio. El peso se lee como W_2 . El volumen de la muestra está dado por (Perry, 2000):

$$\text{Volumen} = \frac{W_2}{D} \quad [9]$$

Donde:

D = Densidad del mercurio a la temperatura correspondiente al análisis.

W₂ = Peso del mercurio.

La densidad aparente se calcula a partir de la ecuación [10]:

$$\text{densidad aparente} = \frac{W_1 \cdot D}{W_2} \quad [10]$$

Donde:

W₁ = Peso de la muestra de caliza.

2.1.2.10 Determinación de la porosidad

La muestra de ensayo es de aproximadamente 1,5 cm de diámetro e se seca en un horno durante aproximadamente una hora después de lo cual se enfría a temperatura ambiente y se pesa (D). La muestra seca se suspende en agua destilada, de manera que no toque el fondo ni los lados del vaso de precipitados. Después se hierve en una placa caliente durante dos horas mientras que está suspendida en agua y después de lo cual se enfría (S). Se retira la muestra del agua y se quita el agua que queda en la superficie con una toalla y luego se pesa (W). La porosidad aparente se calcula con la fórmula:

$$\text{Porosidad}(\%) = \frac{W - D}{W - S} \cdot 100 \quad [11]$$

2.1.2.11 Determinación de la reactividad

Se calcinan 150 g de piedra caliza a 900 °C, después de esto se retira y se muele a menos de 5 mm de diámetro. Se anota la temperatura del lugar de estudio T_r y 150 g de cal se vierten en un vaso de precipitados de 600 ml. El cronómetro se activa y el termómetro se inserta en la mezcla al mismo tiempo. El tiempo empleado por la cal para alcanzar una temperatura de 60°C se anota (t). La reactividad, R, se calcula con la fórmula (Ray, 1979):

$$R = \frac{60 - T_r}{t} \quad [12]$$

2.1.2.12 Determinación de la Densidad específica

La muestra de piedra caliza se pulveriza en partículas finas. Se cogen 10 g de la muestra los cuales se pesan y se introducen gradualmente en un matraz de densidad (con la ayuda de un embudo) lleno con agua destilada. El volumen desplazado por la muestra introducida en el matraz se anota. La gravedad específica (SG) se calcula con la fórmula (Jeffery, 1978):

$$SG = \frac{W_s}{V_d} \quad [13]$$

Donde:

W_s = Peso de la muestra.

V_d = Volumen desplazado por la muestra.

2.1.3 Análisis de la caliza.

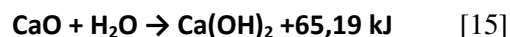
La disociación [14], según (Oates, 1997) avanza siempre en una zona muy estrecha de la piedra.



La temperatura en el centro de esta permanece bastante baja, casi constante hasta el final del proceso, mientras que en la parte exterior la materia ya está calcinada y la temperatura sigue subiendo. En esta parte exterior se produce una sinterización que ocasiona un cambio notable en las propiedades físicas del material.

Los cambios mencionados son fuertemente dependientes de la caliza de partida y tienen una influencia determinante en la reactividad de la cal obtenida. La reactividad es el parámetro básico que determina la competitividad de la cal en el mercado.

La reactividad viene dada por la reacción [15], según (Oates, 1997):



Obviamente la entalpía de la reacción es siempre la misma, pero lo que distingue una cal de otra es la velocidad con la que esta reacción se produce y consecuentemente la velocidad a la que se libera el calor de la reacción. Los parámetros que determinan esta velocidad son:

- Superficie de reacción
- Porosidad accesible
- Tamaño de los cristales de CaO
- Densidad aparente
- Defectos de la cristalización

Sobre estos aspectos se ha tratado de establecer una modelización que permita caracterizar la caliza y su proceso de calcinación o sinterización, pero con resultados hasta el momento poco esperanzadores (*Research Project: AIF #14654 Lime and Mortar Research Association, 2001*). La única forma de caracterizar la caliza es mediante la técnica experimental de calcinado y determinación de reactividad.

Un análisis químico de la caliza a emplear presenta la siguiente composición:

Tabla 4. Composición química de la caliza

Componentes	Porcentaje
CaO	53,84
MgO	1,48
Fe ₂ O ₃	0,4
AlO	1,44
SiO	2,25
PO	0,03
SiO	0,02

Propiedades físicas:

Tabla 5. Propiedades físicas de la caliza

Concepto	Valor
LOI (loss on ignition)	39,60%
Peso específico al mercurio	2,65 g/cm ³
Porosidad	1,25%
Reactividad	22,7°C/min

La reactividad se califica según la norma *EN459-2:2011 Cales para la construcción. Métodos de ensayo*, en:

- Alta $t_{60} < 3$ min
- Media..... $t_{60} = 3 - 9$ min
- Baja $t_{60} > 9$ min

Siendo t_{60} el tiempo que se tarda en alcanzar una temperatura de 60 °C.

Los valores estándar para considerar una caliza viable para la fabricación de cal son los siguientes:

- CaO 50 - 65%
- MgO.....2,3 – 5,5% (Se considera la suma de ambos valores)
- Fe₂O₃ 0,2 - 0,5%
- Al₂O₃..... 1 – 2,8%
- SiO₂ 0,8 – 2,5%
- P₂O₅..... 0,01 – 0,10%
- K₂O 1 – 1,5%
- Ma₂O..... 1 – 1,3%
- S 0 -0,1%
- LOI (loss on ignition) ... 30 - 45%

Podemos establecer que la materia prima disponible cumple los parámetros necesarios para su utilización en un horno, aunque una prueba de calcinación en las instalaciones del suministrador confirmaría este extremo.

La estructura cristalina de la piedra afecta al grado de calcinación, al tamaño de los cristales obtenidos y a la reducción del volumen en la piedra.

La densidad está relacionada con la estructura cristalina. La forma de los cristales determina los espacios vacíos entre los mismos, y consecuentemente, la densidad.

La disposición de huecos influye en el proceso de calcinación. Huecos grandes permiten un fácil paso de los gases durante el proceso de calcinación, pero también dan lugar a una mayor reducción de volumen. Algunas calizas se deshacen durante el proceso de calcinación, imposibilitando su uso en hornos como el propuesto, ya que la carga se compacta, limitando la circulación de gases.

3 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE TRATAMIENTO DE MATERIAL.

En la siguiente imagen (Ilustración 1) se presenta una descripción del proceso de producción de los diferentes productos, según ANCADE.



Ilustración 1. Proceso de producción de cales (ANCADE, 2011)

3.1 Cantera y materia prima.

La actividad de fabricación de cal de naturaleza caliza y dolomítica a partir de la calcinación de las mismas, está íntimamente ligada a la extracción de las calizas y dolomías existentes en la explotación minera.

Por necesidades de producción, se planifica extraer una producción media anual de 80 000 toneladas, lo que representa un aprovechamiento del 78% de la producción bruta media anual que será de 103 000 toneladas.

Se estima que la duración de la actividad minera será de 16 a 17 años. El método de extracción de la materia prima de la cantera propiedad de la empresa, es el clásico de arranque en bancos, por el método de voladuras, las cuales de acuerdo a un estudio realizado recientemente, y aprobado por la administración correspondiente, no superarán una carga operante de 36,3 kg por

barreno. Así, el estado de agregación de la materia prima es sólido, con una granulometría muy heterogénea.

La materia prima es transportada directamente desde la cantera anexa, hasta la machacadora primaria, donde se inicia su proceso de tratamiento, por lo que no sufre ningún tipo de almacenamiento desde que se extrae hasta que se transforma.

Tanto en la cantera actual, como en la ampliación de la misma, en la explotación de la roca, se distinguen las tres operaciones clásicas: desmonte y formación inicial de los bancos, arranque, cargue y transporte.

El desmonte consiste en la retirada de la cubierta vegetal mediante desbroce y la eliminación de todo su espesor de los suelos. Las tierras vegetales se apilan para emplearlas posteriormente en los trabajos de restauración.

El arranque consiste en la explotación a cielo abierto de la roca en frentes formados por bancos, empleando para ello la técnica de voladuras controladas. La futura industria extractiva está colindante con la actual cantera, por ello, los frentes se planificarán de forma que serán continuación de los que actualmente están en explotación.

Condicionado por la topografía del terreno, el avance de los frentes se hará manteniendo durante la explotación, bancos de altura no superiores a 12 metros y con un ancho de berma de al menos 7 metros. En función de la topografía de la zona, se iniciarán las labores extractivas en el banco superior continuando sucesivamente con el arranque de los dos inferiores. No obstante, al tratarse de una explotación a cielo abierto asentada a media ladera, pueden formarse desde el comienzo y estar en explotación simultáneamente los tres bancos, que es lo que aconseja la buena práctica minera y en este caso concreto de forma más necesaria. El hecho de tener tres bancos abiertos, facilitará la explotación de la caliza y/o la dolomía según sea la demanda del momento.

El cargue de los materiales producidos, como pueden ser las rocas voladas, estériles y tierras vegetales, se hará directamente a camiones, empleando para ello una retroexcavadora hidráulica sobre orugas manejadas por personal cualificado. Durante el desmonte y la formación inicial de bancos, los suelos y las rocas que se vayan retirando, se apilarán por separado para ser cargados posteriormente.

El transporte de los materiales extraídos desde los frentes de explotación hasta la planta de molienda y clasificación ubicada en la planta propiamente dicha, se hará sobre camiones.

3.2 Instalación de tratamiento de material

A partir de este momento describimos las instalaciones propias del proyecto.

La materia prima, una vez introducida en las instalaciones de transformación, sufre en primer lugar, una molturación en la machacadora primaria (MM1), reduciendo su granulometría, en función de la apertura de la boca de la misma. Tras sucesivas cribas y transportes sobre cintas, se obtiene un producto final de caliza o dolomía (según la materia prima tratada) con granulometrías entre 20-100 mm, que es llevado de nuevo mediante cintas transportadoras, hasta los silos de almacenamiento. La capacidad de descarga y almacenamiento de dicho circuito es de un máximo de 250 toneladas/h.

Posteriormente, el almacenamiento se efectúa en una batería de dos silos de hormigón (S1 y S2) especialmente diseñados para evitar el impacto acústico. Uno de estos silos se destina al almacenamiento de caliza y otro al de dolomía. Dichos silos tienen una capacidad de 2 000 toneladas cada uno, lo que permite la autonomía del horno durante más de tres días. Estos silos, disponen además de un control de niveles, que permite conocer en todo momento el material contenido en ellos.

3.2.1 Circuito de crudos.

El proceso productivo comienza con la introducción del material en lo que se conoce como “Circuito de Crudos” depositando los camiones el material en la tolva primaria (TO1) (Ilustración 2). Esta descarga, como a su vez todo el funcionamiento del circuito en sus diversas partes, es controlado por el operario de la machacadora primaria mediante un circuito interno de televisión. Desde esta tolva, se alimenta la machacadora primaria (MM1) (Ilustración 2), que moltura el material y cuya boca de salida, puede variar su apertura. En este proceso, como se calculara posteriormente para el abastecimiento del horno, se introducirán 155 t/h para abastecer al horno ya que este trabaja 24 horas durante todos los días mientras que la planta de trituración solo trabaja 5 días a la semana en jornadas de 8 horas.

Desde la machacadora, el material se conduce mediante un conjunto de cintas transportadoras y alimentadores, a la criba primaria (CR1) (Ilustración 2). Esta criba separa el material con una granulometría inferior a 20 mm que cae y es almacenado para su uso posterior como zahorra y el material con granulometría superior a 20 mm, que sigue su transporte a lo largo de la cinta CT3 (Ilustración 2) hasta la criba secundaria (CR2) (Ilustración 2), la cual tiene dos tipos de malla; de 100 y 20 mm, realizándose aquí la última separación del circuito.

Desde esta criba, el material con granulometría superior a 100 mm caerá directamente por gravedad sobre la machacadora secundaria, que una vez que ha molturado el material, lo incorpora de nuevo mediante la cinta CT6 (Ilustración 2), al circuito primario, sobre la anteriormente citada cinta CT3 (Ilustración 2).

El material que queda entre 100 y 20 mm, es transportado mediante la cinta CT5 (Ilustración 2) a una primera torre de transferencia (TT1) (Ilustración 2), y de ahí, mediante una nueva cinta hasta la segunda torre de transferencia donde un conjunto de dos cintas, deposita el material sobre los silos, para introducirlo al silo correspondiente en función de si se trata de caliza o dolomía.

En la criba secundaria, el material con tamaño entre 20-25 mm, es separado para ser usado como trito en el proceso de calcinación, incorporándose al circuito general de crudos y a los silos de almacenamiento de materia prima a través de la tolva de exteriores (TOext) (Ilustración 2).

El material con tamaño inferior a 20 mm, se deposita en el separador correspondiente para luego ser comercializado como sub-base en obra civil. En el caso de la dolomía este material se comercializa, junto con algunas zahorras limpias, como aporte magnésico para la fabricación de abonos químicos.

Por otra parte, el circuito de crudos se completa, con la tolva de exteriores que recibe a veces el propio trito generado durante el proceso en el circuito de crudos, a fin de realizar el máximo aprovechamiento de los recursos propios en el proceso productivo. Desde esta tolva de exteriores es incorporado, mediante cintas a la primera torre de transferencia, y desde aquí se une al material propio, hasta llegar a ser depositado en el silo correspondiente.

Una vez que se ha almacenado el material previamente seleccionado en el circuito de crudos, comienza el proceso de alimentación del horno. Para ello la caliza o la dolomía se extraen de cada uno de los silos mediante extractores vibrantes y a través de una cinta transportadora, se lleva hasta un tamiz (CR3) (Ilustración 2), donde se produce el cribado final, eliminando la fracción

inferior a 16 mm que hubiera podido quedar después de su paso por el circuito de crudos, y que no es apta para la calcinación en el horno (su presencia puede producir un efecto “tapón”).

La fracción útil (16-100) mediante una cinta transportadora con sistema de pesaje, se incorpora al skip de carga, realizándose una alimentación discontinua, de manera que en el horno entre una cantidad prefijada de caliza, entre 3 y 5 toneladas, en ciclos de 11 a 12 minutos, o bien 20 minutos aproximadamente, dependiendo de las necesidades de producción de la planta.

El estado de agregación de todos estos productos, es sólido, y excepto el material que es introducido en los silos, y que servirá como materia prima para alimentar al horno de calcinación, todos los demás subproductos son comercializados a granel, para sus diferentes usos.

La producción vendible corresponde al tonelaje de roca obtenido en la planta de molienda y clasificación a partir del todo-uno que se destina a la fabricación de cal y dolomía calcinada.

3.2.2 Machacadora de mandíbulas

Este tipo de machacadoras está dividida en dos grupos, los que tienen unas mandíbulas pivotantes en la parte superior, el movimiento oscilatorio se realiza por medio de una leva; y los que tienen un cuerpo excéntrico con movimientos lineales.

Ambos tipos de machacadoras presentan unos platos molidores corrugados y extraíbles en la parte fija de la carcasa. Mientras que la parte móvil suele ser un material de alta resistencia a la abrasión, extraíble y con un perfil liso.



Ilustración 3. Machacadora de mandíbulas (Manfredini and Schianchi)

Aproximadamente el ángulo de los dos platos es de 26° y la reducción del producto es de 8:1.

Las machacadoras de mandíbulas se aplican principalmente en la primera etapa del tratamiento, sobre todo para aquellos casos en los que el material es extremadamente duro.

El funcionamiento es muy simple, por la parte superior se alimenta el producto en bruto y posteriormente las mandíbulas generan presión sobre las rocas lo que genera una reducción del tamaño.

3.2.3 Cintas transportadoras

Las cintas transportadoras es una de las aplicaciones más universales para el movimiento de material. Puede viajar a lo largo de grandes distancias y transportar grandes capacidades. También es capaz de desplazar cantidades muy pequeñas de producto y operar a velocidades capaces de permitir el trabajo manual.

Para el diseño de un transportador por cinta se ha de considerar el tipo de material a transportar y las condiciones, no vale sólo con conocer las toneladas a transportar. A veces pueden encontrarse materiales muy compactos, mientras que otras podemos hablar de productos muy ligeros y altamente volátiles.

Además para el diseño de las cintas se ha de cuidar las temperaturas de operación. Por ejemplo, goma natural debe evitarse con materiales oleosos. O cintas con gomas especiales, algodón y fibras se pueden utilizar en aquellos casos en los que se trabaje con temperaturas importantes. En general hay mucho elastómeros para la fabricación de cintas como pueden ser neopreno, teflón, vinilos, entre otros.

También se debe de tener en cuenta que para que una cinta no presente problemas de descarga, el producto se ha de mantener en un bajo grado de humedad. La humedad alta favorece que el producto se adhiera entre sí mismo y con la cinta.

3.2.4 Horno de calcinación.

Posteriormente el material, con dimensión entre 20 y 60 mm, es almacenado en los silos de almacenamiento (S1 y S2)(Ilustración 2. Circuito de crudos para alimentar al horno en un régimen de 600 t/día.

Sobre el proceso de calcinación se hablara en el capítulo 5.

3.2.5 Circuito de calcinados

El producto calcinado se extrae del horno de forma secuencial mediante un extractor vibrante. Una vez extraída, la cal o la dolomía se someten a una trituration para obtener una granulometría no superior a 40 mm. Dicha trituration se realiza con un molino de rodillos (MR1)(Ilustración 4), a fin de reducir al mínimo la generación de finos.

Una vez molido, el producto pasa a través de una cinta transportadora a un elevador, que lo lleva a la parte superior de una batería de ocho silos (4 para cal y 4 para dolomía) de construcción metálica, con una capacidad conjunta superior a 5 000 toneladas. Antes de ser almacenadas en sus respectivos silos, la cal y la dolomía sufren un proceso de cribado, obteniendo tres clasificaciones granulométricas distintas: 0-3 mm, 3-10 mm y 10-40 mm. Mediante un conjunto de tornillos sinfín se distribuyen las diferentes granulometrías en los silos correspondientes (Ilustración 4).

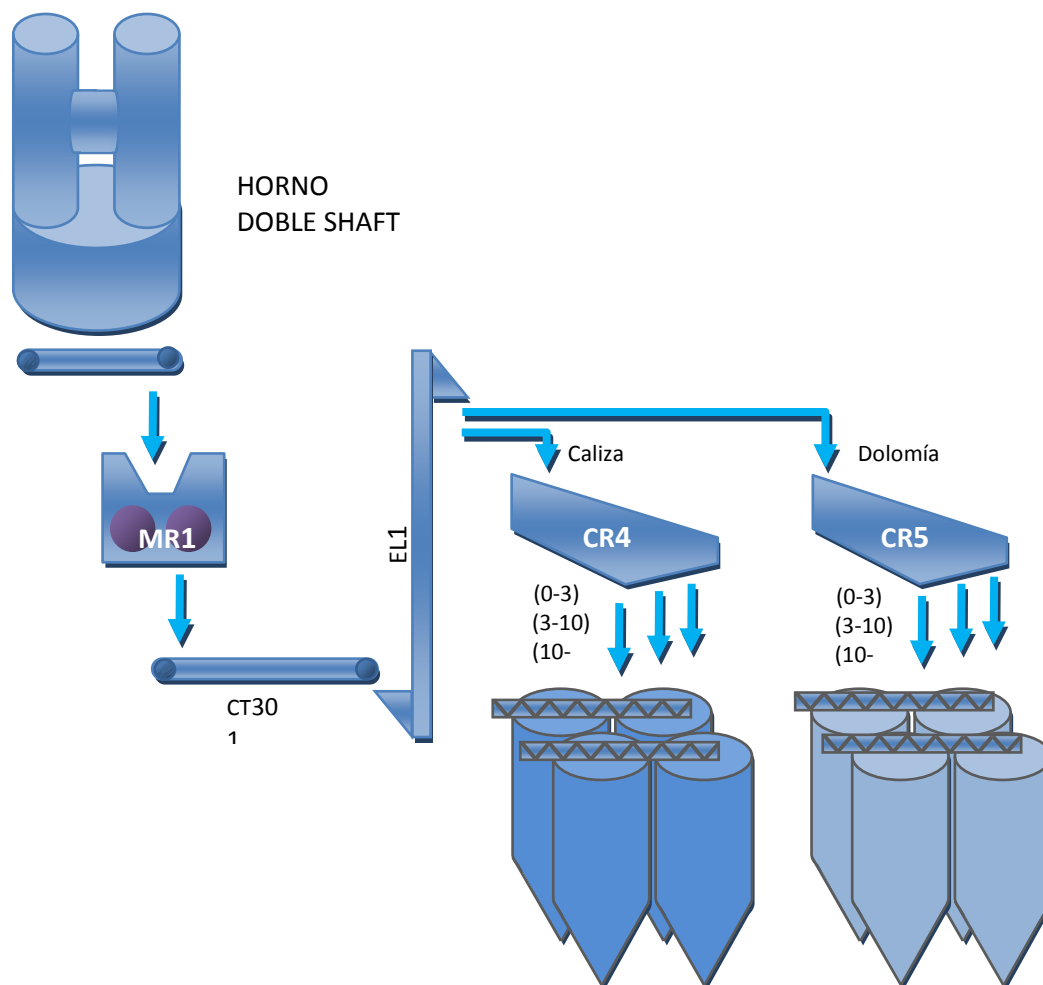


Ilustración 4. Circuito de productos calcinados

La parte superior de esta instalación está cubierta de las inclemencias del tiempo, para ello se protege debidamente con galerías o cierres sobre silos.

Así mismo, el circuito está dotado de un sistema de captación de polvo en todos aquellos puntos en los que es necesario: cribas, molino, transferencias, etc.

El material calcinado, puede seguir a continuación varios pasos adicionales, para su comercialización, bien como hidrato, bien como material micronizado.

3.2.6 Molino de rodillos

Este tipo de molinos, derivados del término inglés, ofrece la ambigüedad de que no siempre son rodillos los que actúan como cuerpos moledores, puesto que dentro de este grupo se incluyen molinos que funcionan con bolas en vez de con rodillos.

La definición que da la norma alemana DIN 24100 en la parte 2 "trituration primaria": "denominación de maquinaria" es la siguiente: "Máquina con pista de molienda circular. Sobre ella se mueven los cuerpos moledores (rodillos o bolas). Los cuerpos moledores presionan por su propio peso, por fuerza centrífuga, por resortes o por sistemas hidráulicos o neumáticos a la pista de molienda. Se pueden accionar tanto las pistas como los cuerpos moledores".

Los molinos de rodillos tradicionalmente suelen ser molinos de barrido por aire y normalmente tienen en su interior separadores de aire, por tanto son utilizados para moler muy fino en circuito cerrado secando simultáneamente el material (Molinos secaderos).

Entre los materiales que se pueden moler con este tipo de molinos pueden citarse los siguientes: caliza, cal calcinada, talco, bauxita, magnesita, fosfatos, feldespato, baritas y otros como carbón, grafito y hasta pellets de turba. Desde hace algunos años también se utilizan para la molienda de materiales muy duros y porosos y a la vez abrasivos, como son las escorias y el *clinker*.

3.2.7 Elevador de cangilones

Los elevadores de cangilones se utilizan en la industria para el transporte de muchos tipos de materiales, ya sea en granel, secos, húmedos o líquidos. Su principal razón de uso es su capacidad para realizar desplazamientos verticales a gran altura. Constan de una cinta ó cadena motora accionada por una polea de diseño especial (tipo tambor) que la soporta e impulsa, sobre la cual van fijados un determinado número de cangilones. El cangilón es un recipiente abierto por su

parte superior que puede tener distintas formas y dimensiones, construido en chapa de acero o aluminio y modernamente en materiales plásticos, de acuerdo al material a transportar. Van unidos a la cinta o cadena por la parte posterior, mediante remaches o tornillos, en forma rígida o mediante un eje basculante superior cuando trabajan montados sobre cadenas para transporte horizontal (Ilustración 5).

Los materiales a emplear en sus distintas partes dependerán del uso del mismo. Los materiales más comunes son aceros de diferentes calidades y plásticos como el poliuretano. La principal utilización de estos elevadores es el transporte de cereales o minerales. La altura de los mismos es muy variable, desde los 3 metros para pequeñas plantas clasificadoras de minerales hasta los 70 metros en las instalaciones de puertos y grandes plantas de acopio.

Usualmente los elevadores se complementan con plataformas de accesos a sus accionamientos (cabezal), compuertas laterales para mantenimiento de la banda, limpieza y reemplazo de cangilones y tolvas de carga y descarga.

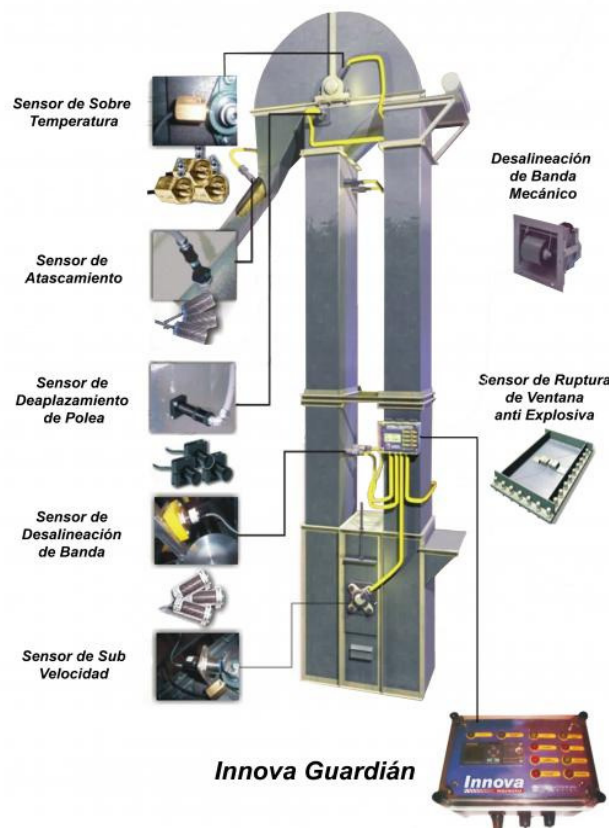
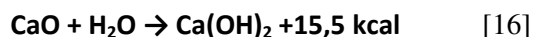


Ilustración 5. Elevador de cangilones (<http://www.innova-ing.com/productos/ver/innova-keeper>).

3.3 El proceso de hidratado

En presencia de agua, en unas determinadas proporciones, la cal viva se hidrata (o se apaga), según la reacción 16, (ANCADE, 2001)



Como se ve en la reacción, el proceso de hidratación va acompañado de un fuerte desprendimiento de calor que provoca una pulverización natural muy fina. El producto así obtenido se denomina hidrato de cal o cal apagada.

Para la realización industrial de este proceso, se utiliza un componente específico, denominado hidratador, equipado con una serie de dispositivos que lo habilitan para el control de la reacción de hidratación y de la humedad de la cal hidratada de forma automática (Ilustración 6). El producto así formado, debe sufrir posteriormente un proceso de separación de alta eficiencia, a fin de lograr un producto final con una finura inferior a 60 micras.

El hidróxido de cal se utiliza fundamentalmente en todos aquellos procesos en los que es necesaria una corrección del pH. También se utiliza en la construcción para elaborar morteros “bastardos” y otros materiales de revoco.

3.3.1 Descripción general de la instalación de hidratado

La cal viva se extrae de los silos de almacenamiento mencionados en la descripción del circuito de calcinados y se envía por medio de tornillos sinfín y de un elevador de cangilones a la tolva de alimentación de la planta de producción de cal hidratada (Ilustración 6).

La hidratación de la cal se produce en una hidratadora de tres etapas constituidas por agitadores de doble hélice que trabajan a una velocidad elevada para disminuir la cantidad de aglomeraciones de la cal hidratada descargada y para aumentar la superficie específica de la cal hidratada.

La alimentación de la hidratadora desde la tolva de alimentación se lleva a cabo mediante un sistema de dosificación constituido por tornillo sin fin de paso variable, tornillo de pesaje y pantalón de selección de proceso.

El hidratador está equipado con dispositivos para el control de la reacción de la hidratación y de la humedad de la cal hidratada que permite una regulación del proceso de hidratación de la cal. Asimismo también está equipado de su propio filtro de mangas previsto para el filtraje del vapor.

La cal hidratada se envía por medio de un elevador a un separador de alta eficiencia.

El rechazo del separador es procesado por un molino de bolas para alcanzar las granulometrías requeridas.

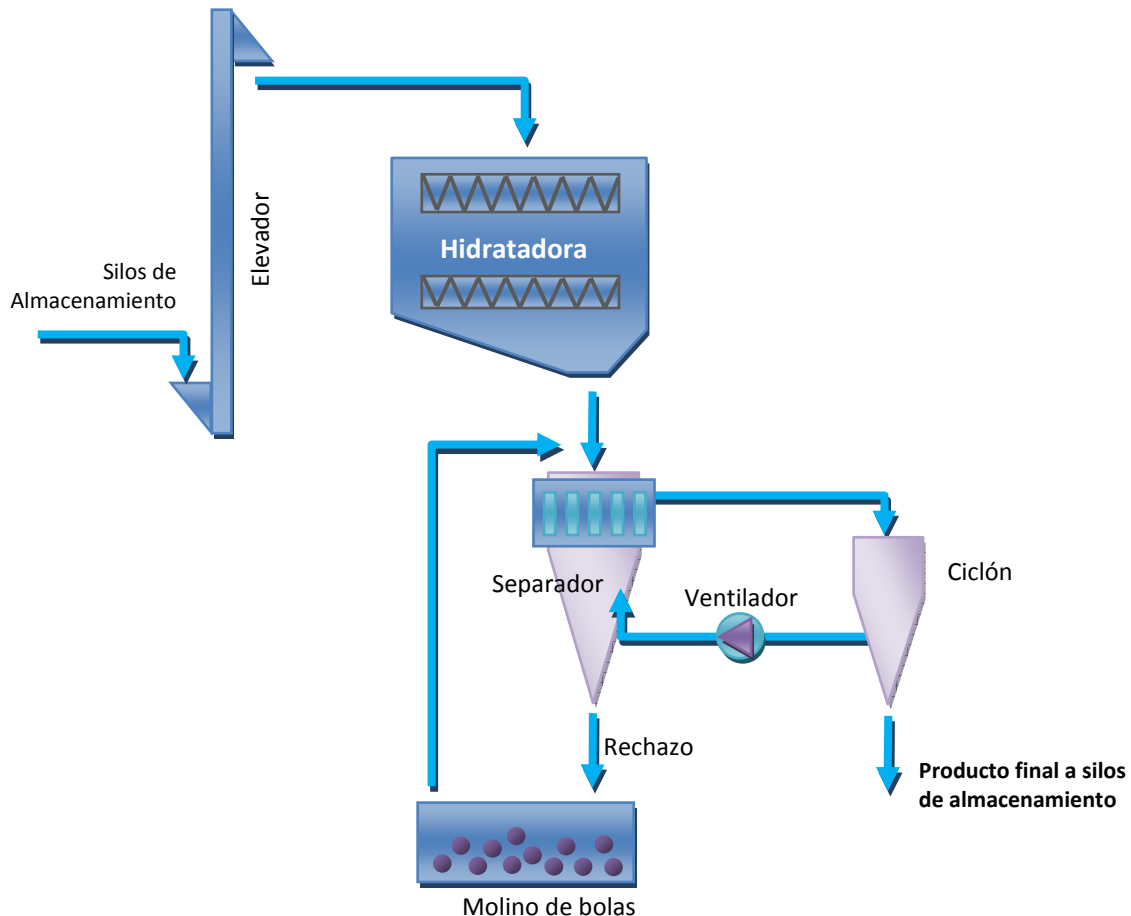


Ilustración 6. Proceso de hidratación y molienda.

El producto obtenido es enviado mediante un conjunto de tornillos sin fin y un elevador a los silos de almacenamiento desde donde se puede descargar directamente en camiones o ser enviado a una planta empacadora para su embalaje en sacos y posterior almacenamiento, transporte y distribución.

Los rechazos del separador son enviados a un molino de bolas que trabaja en circuito cerrado con el propio separador, de forma que el producto más fino es separado y enviado a los silos de almacenamiento para su posterior venta y distribución, siendo los rechazos del separador enviados al molino donde una vez triturados son introducidos nuevamente en el separador para repetir el proceso.

3.3.1.1 Hidratadora

El cuerpo principal de la máquina se compone de tres cámaras superpuestas, llamadas "etapas".

En la primera etapa, la cal viva recibe agua del *rack* de agua de alimentación a través de múltiples puntos de inyección de agua y se somete a una fuerte acción mezcladora (Ilustración 7).

Dos ejes de alta velocidad funcionando en contra-rotación, dispuestos con una amplia superposición de las palas, producen un fuerte efecto de agitación y, por consiguiente, una drástica disminución de las aglomeraciones en la salida.

Esta primera etapa es de velocidad variable, lo que permite adaptar la intensidad de mezcla y el tiempo de retención a una amplia gama de calidades de cal.

Al final de la primera fase, la cal cae en la segunda fase en la que finaliza la reacción de hidratación casi en su totalidad. Durante la transformación del óxido de calcio en hidrato, el peso específico aparente del material es básicamente reducido a la mitad. Por esta razón, la segunda etapa tiene un volumen dos veces más grande que el de la primera etapa.

La tercera etapa está diseñada para homogeneizar el producto acabado, o para permitir un tiempo de retención adicional que permita completar la reacción de la cal viva con media o baja reactividad.



Ilustración 7. Equipo de hidratación. (Fuente: Cimprogetti,2000)

Una esclusa ajustable permite que el hidrato más ligero descargue por rebosamiento, mientras que la mayoría de la cal, más calcinada, con una velocidad más lenta de reacción y un mayor peso específico se pueda mantener durante un período más largo, para que la reacción finalice. El

material no procesado es recogido en la parte inferior de esta etapa, de donde es periódicamente retirado.

Durante la reacción de hidratación se libera a la atmósfera vapor de agua que arrastra consigo gran cantidad de polvo, es por ello que la hidratadora se equipa con un filtro de mangas.

3.3.2 Circuito de separación

Para separar los finos de los materiales de tamaño más grueso se utilizará un separador centrífugo de alta eficiencia.

Este separador está constituido por una unidad compacta preparada para funcionar en circuito cerrado. El equipo es alimentado por gravedad y el material se carga desde la parte superior.

El principio de operación consiste en dispersar el material de alimentación en un flujo de aire que lo transporta a través de una jaula giratoria para seleccionar el corte.

El separador cuenta con un alto grado de flexibilidad y un elevado rendimiento gracias a la posibilidad de ajustar tanto el flujo de aire de transporte como la velocidad de rotación de jaula, en cualquier combinación, para adaptarse a cada producto que se vaya a separar.

El circuito de separación se completa con un ventilador encargado de aportar el aire que vehicula el producto y un separador ciclónico que recoge el producto seleccionado para su envío al almacenamiento final.

3.3.3 Molino de bolas

Para valorizar los rechazos del equipo separador se instala un molino de bolas (Ilustración 7) que recibe los materiales más gruesos generados en el proceso, los muele, y los vuelve a introducir en el separador.

Se trata de un molino de acción periódica que está formado por un cuerpo cilíndrico de acero soldado eléctricamente, sostenido sobre cojinetes.

Para proteger al molino de un rápido desgaste, la cara interna del cuerpo se reviste mediante una chaqueta o forro realizado con chapas de acero de alta resistencia.

Como agente de molienda se usan bolas de acero de diferentes diámetros, dureza y composición siderúrgica. Cuando el molino gira, las bolas junto con el mineral son elevados por las

ondulaciones del forro, subiendo hasta una altura determinada, de donde caen girando sobre sí y golpeándose entre ellos y contra las chaquetas o revestimiento interiores. Luego vuelven a subir y caer y así sucesivamente. En cada vuelta del molino hay una serie de golpes producidos por las bolas, estos golpes son los que van moliendo el mineral.

El molino será accionado bien por una transmisión de correas trapezoidales y engranajes de mando o mediante una reductora, mediante una rueda dentada de acero con dientes fresados montada sobre el cuerpo cilíndrico del molino.

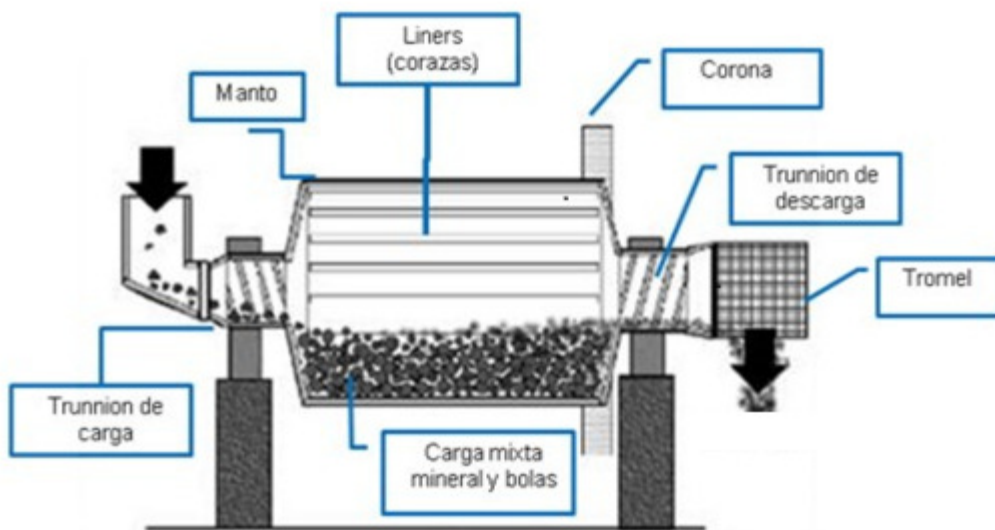


Ilustración 8. Molino de bolas (<http://www.trituradoras-machacadora.mx/blog/componentes-del-molino-de-bolas.html>)

La carga de bolas debe ser correcta y bien proporcionada, con bolas lo suficientemente grandes para triturar las partículas de mineral más grande y duras, pero no las muy finas.

El mineral ya molido hasta la finura indicada, circula hasta que terminen de molerse las pocas partículas de mineral grandes no fraccionadas. La capacidad de producción del molino de bolas se determina por el peso de carga y la duración del ciclo de operación y trabajo, que es la suma de los tiempos de carga, molienda y descarga.

Normalmente los molinos de bolas trabajan con un 70% a 78% de sólidos, dependiendo del peso específico del producto a moler. La cantidad de bolas que se coloca dentro de un molino está en un rango del 40% al 50%, generalmente nunca se alcanza el 50% del volumen.

La duración de la molienda es función de las dimensiones del molino, del tamaño de las partículas de mineral entrante y de finura de molido exigida a la salida.

La potencia necesaria para el accionamiento del molino es proporcional a su carga y es de aproximadamente 1,5 kWh/t de la mezcla de producto y bolas.

La cantidad de mineral que se puede cargar oscila entre 0,4 y 0,5 toneladas por metro cúbico de capacidad.

3.3.4 Tornillos sinfín

Están constituidos por un tornillo sin fin o rosca elevadora de paso helicoidal, que gira dentro de un caño de acero o camisa, produciendo el desplazamiento del material a transportar a través de los labios de la rosca. Se los emplea como extractores de las tolvas o rejillas de recepción de las plantas de acopio, de los silos base cónica, como equipos móviles. Como se verá a continuación el sinfín nos proporciona una gran flexibilidad tanto por el rango de diámetros como por la facilidad de regulación de velocidad que hoy en día brinda la tecnología con una amplia gama de reductores y engranajes unida a los variadores de frecuencia que permite controlar los motores asíncronos con un amplio rango a un precio económico.

3.4 Circuito de micronizado.

El proceso de micronizado de la cal es una consecuencia del carácter polivalente de la misma. La cal tiene un uso como mortero en construcción pero también tiene un uso como neutralizante básico en muchísimos procesos industriales en los que se producen efluentes ácidos, de ahí su gran importancia medioambiental campo en el que cada vez encuentra nuevas aplicaciones y que está siendo uno de los motores de crecimiento de la producción de cal especialmente en los países desarrollados donde en los que constantemente se van implantando nuevas exigencias legales en todo lo referente al tratamiento de residuos .

Tanto en su uso como material de construcción como en su uso de correctivo medioambiental la cal debe presentar una forma micronizada que al aumentar la superficie específica contribuya a mejorar y acelerar su eficacia. Por ese motivo hoy en día, en prácticamente cualquier fábrica de cal moderna, una vez superado el proceso de calcinación la cal debe pasar por un proceso de transformación de su granulometría a fin de conseguir los efectos que se persiguen.

Para este proceso denominado micronizado (Ilustración 9), en el que la finura del grano debe estar por debajo de 200 micras, existen varias posibilidades tecnológicas. Se ha elegido un tipo de molino, llamado pendular, debido a que el micronizado se consigue por la fuerza centrífuga que mantiene los granos de cal entre unos péndulos con rodillos y un aro fijo de rodadura.

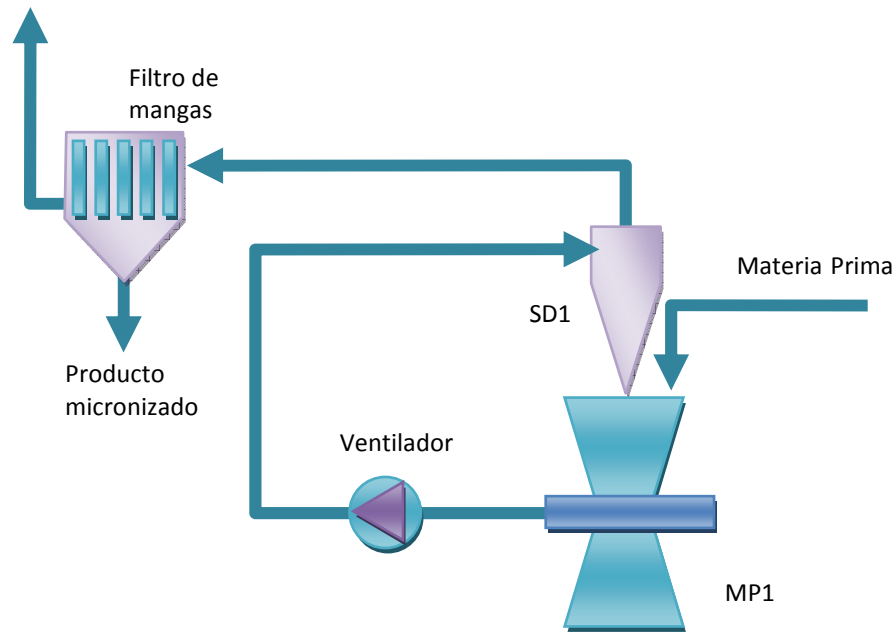


Ilustración 9. Circuito de micronizado

El material a micronizar, cuya granulometría oscila entre cero y cuarenta milímetros, es introducido en el molino (MP1) (Ilustración 9) por un alimentador alveolar (regulado por la potencia consumida por el motor del molino, o bien por la potencia consumida por el ventilador de arrastre) depositándose en el fondo, de donde es recogido por las rejas que giran conjuntamente con el grupo de estrella-péndulos y proyectado en forma de chorro continuo entre cada rodillo y el aro donde es pulverizado.

Al mismo tiempo el aire de circulación entra a la base del molino a través de un aserie de alabes tangenciales que provocan el remolino ascendente que arrastra las partículas finas y medias.

La corriente de aire cargada de partículas llega al separador dinámico (SD1) (Ilustración 9) que clasifica el material pulverizado, rechazando las partículas gruesas hacia la cámara de molienda. Las partículas molidas al tamaño requerido son entonces arrastradas hacia el ciclón o filtro de mangas colector, de cuyo interior son recogidas como producto final.

Un conjunto de tuberías, diseñadas adecuadamente para limitar las pérdidas de carga y las deposiciones de material, une los diversos elementos de la planta: molino-separador, ciclón-filtro-ventilador, etc. Todo el conjunto de la instalación funciona en depresión.

3.4.1 Molino pendular

Los molinos pendulares se emplean para el molido de materias primas de diversa naturaleza, peso específico y humedad, hasta durezas de tipo medio (arcillas, caliza, bentonita, yeso, dolomitas, etc.) produciendo materiales finales de una calidad excepcional.

El molido se realiza mediante péndulos de grandes dimensiones, que al rodar y bajo la acción de la fuerza centrífuga ejercitan una fuerte presión sobre la pista situada en la base del molino (Ilustración 10).

Respecto a otros molinos el molino pendular presenta las siguientes ventajas:

- Breve tiempo de permanencia del producto en la zona de molienda.
- Mayor ventilación interna que en los demás tipos de molinos.

Estas dos características se traducen por su parte en las siguientes ventajas:

- Molienda controlada, permitiendo alcanzar la finura requerida con la mínima producción de extrafinos.
- Menor consumo energético.
- Manejo y ajuste más fácil y eficaz.



Ilustración 10. Molino pendular (Manfredini and Schianchi).

3.4.2 Filtro de mangas

Los filtros de mangas son los elementos encargados de la recuperación de productos en polvo del gas que los contiene. Algunas veces estos productos a recuperar son partículas contaminantes

mientras que en otros casos se ha de recuperar el material producido, que es trasladado de un punto a otro por medio neumático (Ilustración 11).

Los filtros de mangas son uno de los equipos más representativos de la separación sólido-gas mediante un medio poroso. Aparecen en todos aquellos procesos en los que sea necesaria la eliminación de partículas sólidas de una corriente gaseosa, haciéndolas pasar a través de un tejido.

En ocasiones el condicionante de la separación será un factor de seguridad, ya que algunos productos en estado de partículas muy finas forman mezclas explosivas con el aire.

Los filtros de mangas son capaces de recoger altas cargas de partículas resultantes de procesos industriales en muy diversos sectores, tales como: cemento, yeso, cerámica, caucho, química, petroquímica, siderúrgica, automovilística, cal, minera, amianto, aluminio, hierro, coque, silicatos, almidón, carbón, anilina, fibras de granos, etc.

El funcionamiento del equipo consiste en provocar el paso del aire con partículas en suspensión mediante un ventilador, a través de una tejido en forma de bolsa o cilindro, de esa forma las partículas quedan retenidas entre los minúsculos poros que no dejan pasar el producto pero si el gas.



Ilustración 11. Filtro de mangas (<http://www.jmsequipamentos.com/filtro-de-mangas/>).

A mayor acumulación de producto en el filtro habrá mayor pérdida de carga en el sistema. Para evitar disminuciones en el caudal se procede a efectuar una limpieza periódica de las mangas por medio de aire comprimido a alta presión que se inyecta en la parte limpia de las mangas.

Los filtros de mangas constan de una serie de bolsas con forma de mangas, normalmente de fibra sintética o natural, colocadas en unas jaulas que les dan consistencia. El gas sucio, al entrar al equipo, generalmente por la parte inferior, fluye por filtro con tendencia a salir por las mangas, obligando al producto a quedarse en la tela filtrante. En la parte inferior del filtro se encuentra una tolva que recoge el producto decantado.

3.4.3 Clasificador dinámico

El clasificador es la solución aportada por la industria a la separación de partículas menores de 150 μm y grandes volúmenes. El producto a clasificar puede ser muy variado, desde las 300 μm hasta 1 μm . Dentro de los clasificadores tenemos dos tipos de sistemas, los estáticos y los dinámicos (Ilustración 12).

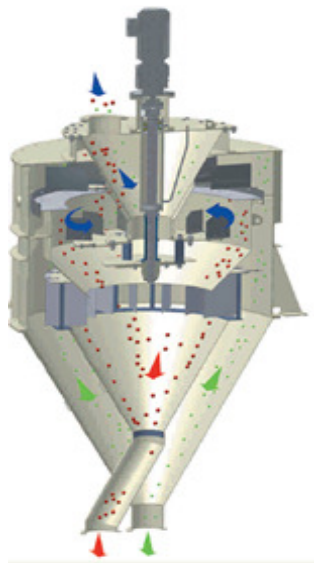


Ilustración 12. Clasificador dinámico (<http://www.imaqsa.cl/ecutec.htm>).

Los estáticos corresponden a los ciclones. Estos para funcionar necesitan trabajar con un ventilador a depresión.

El funcionamiento consiste en que junto al aire de succión se desplaza el material hasta el ciclón. En el ciclón el producto entra de forma tangencial y debido a su forma cónica se acelera. Gracias a esa aceleración el producto más grueso es desplazado por efecto centrífugo hacia el exterior de la carcasa y decantado en la parte inferior del ciclón. El producto más fino no obtiene la suficiente

energía para poder vencer la fuerza de succión, por lo que es arrastrado con el aire. Generalmente los ciclones se utilizan para separar productos gruesos con poca presencia de finos.

3.5 Expediciones

El producto final almacenado en los silos y clasificado granulométricamente en fracciones 0-3 mm, 3-10 mm y 10-40 mm se carga en camiones cisterna o en camiones a granel., mediante sistemas de fuelle, dotados de tajaderas neumáticas.

Todo el sistema de expediciones está equipado con el correspondiente sistema de filtros, para la captación de polvo en todos los puntos de caída, a fin de minimizar el impacto ambiental de la operación. Existen varios filtros, encargados, del sistema de cribado y distribución de la cal sobre silos y de las instalaciones de carga.

4 CÁLCULOS CORRESPONDIENTES A LOS EQUIPOS

En los anexos correspondientes se adjuntan planos generales de la planta.

4.1 Machacadoras de mandíbulas

4.1.1 Machacadora primaria (MM1)

Teniendo en cuenta que la machacadora tratará una capacidad de 155 t/h y conocidos los datos siguientes:

- $d_a = 2,72 \cdot 0,6 = 1\,632$
- $W_i = 11,1$
- $D_{80} = 740$ mm
- $d_{80} = 43$ mm

Siendo:

- d_a = densidad aparente del material.
- W_i = índice de “*Bond Work*”, que es la potencia requerida para reducir de tamaño
- D_{80} = Tamaño en micras por debajo del cual el 80% de la alimentación inicial permanece.
- d_{80} = Tamaño en micras por debajo del cual el 80% del producto permanece.

Conocida la fórmula de Bond (Jimeno, 2000) para la energía:

$$W = 10 \cdot W_i \cdot \left(\frac{1}{\sqrt{d_{80}}} - \frac{1}{\sqrt{D_{80}}} \right) \quad [17]$$

Lo cual da un valor de:

$$W = 0,259 \text{ kWh/t}$$

Conocida la capacidad de la machacadora y para calcular la potencia necesaria del motor se utiliza la fórmula de Bond pero además la potencia teórica hay que multiplicarla por un valor debido a otros consumos no considerados en la fórmula empírica, este valor será 2 (Trituración, molienda y clasificación, (Alvarez, 1998), por lo tanto:

$$P_m = 0,259 \cdot 155 \cdot 2 = 80,3 \text{ kW}$$

4.1.2 Machacadora secundaria (MM2)

La machacadora secundaria se calculará análogamente a la primaria para una capacidad de 47,5 t/h. De nuevo, conocidos los datos siguientes:

- $d_a = 2,72 \cdot 0,6 = 1,632$
- $W_i = 11,1$
- $D_{80} = 160 \text{ mm}$
- $d_{80} = 40 \text{ mm}$

La citada fórmula de Bond para la energía [17], nos da un valor de:

$$W = 0,2775 \text{ kWh/t}$$

Igual que en el caso de la machacadora primaria (MM1) emplearemos un parámetro de corrección para absorber posibles desviaciones:

$$P_m = 0,2775 \cdot 47,5 \cdot 2 = 26,4 \text{ kW}$$

Siendo:

- $P_m =$ Potencia necesaria del motor.

4.2 Cribas.

En la primera criba (CR1) tendremos en la malla de 60 mm un paso del 62% y un rechazo de 38% mientras que en el tapete de 20 mm se obtendrá un paso del 28%. Por lo tanto en la primera criba 27 toneladas van destinadas a zavorra y unas 69 toneladas que se encuentran entre 20 y 60 mm se envían directamente a las torres de transferencia en dirección los silos de almacenamiento, que suministran el material al horno.

A continuación el rechazo del tapete de 60 mm en la primera criba (CR1), unas 59 toneladas, se envía directamente a la segunda criba (CR2).

De esa cantidad de material pasará por el primer tamiz de 100 mm un 80,5% mientras que el 19,5% restante será rechazado por la criba y enviado directamente a la machacadora secundaria (MM2).

En resumen de las 59 toneladas que recibe la segunda criba (CR2) 47,5 toneladas van directamente a la torre de transferencia, al igual que las anteriores, y 11,5 toneladas a la machacadora secundaria, que posteriormente vuelven al inicio, es decir, se recirculan.

Por lo tanto la cinta CT5 después de todo el proceso de trituración y clasificación transportará 127 t/h.

La criba CR3 contiene un tamiz de 16 mm pero su función es de seguridad, ya que si entran tamaños inferiores a este en el horno se puede taponar. Por tanto su misión es eliminar posibles finos que no se hayan depositado anteriormente debido a la eficiencia de las cribas, se considera entre un 5% y un 8% de ineficiencia por lo que eliminaría entre 1 y 2 t/h.

Las cribas CR4 y CR5 se emplean para clasificar el material y almacenar el material por tamaños antes de salir al mercado.

A continuación aplicaremos la ecuación de Testut [18] (Rodríguez, 1998) para conocer las capacidades de cada una de las cribas presentes en el tratamiento así como su área, siendo la ecuación de Testut la siguiente:

$$C = 1,4 \times \frac{\rho_r}{\gamma} \times a^{0,6} \quad [18]$$

Siendo:

ρ_r : Densidad real del material.

γ : Tanto por uno de los tamaños críticos.

α : Apertura de la malla (mm).

El área necesaria para cada criba S (m²) se obtiene a partir de la capacidad de la criba y de la cantidad de material que va a tratar:

$$S = \frac{T}{C} \quad [19]$$

Siendo:

T : Toneladas a tratar.

C : Capacidad de la criba.

En la Tabla 6 se muestran los resultados obtenidos para cada criba:

Tabla 6. Dimensionamiento de cribas

Cribas	CR1		CR2		CR3		CR4			CR5	
	1	2	1	2	1	1	2	3	1	2	3
Densidad	2,7	2,7	2,7	2,7	2,7	2,7	2,7	2,7	2,7	2,7	2,7
Tamaño corte	60	20	100	20	16	40	10	5	40	10	5
Críticos	0,48	0,3	0,34	0,25	0,12	0,36	0,21	0,14	0,36	0,21	0,14
Capacidad	91,86	76,03	176,20	91,24	166,26	96,03	71,66	70,92	96,03	71,66	70,92
Area	1,69	2,04	0,40	0,77	0,15	0,13	0,17	0,18	0,13	0,17	0,18
Area total (m ²)	3,73		1,17		0,15		0,48			0,48	

4.3 Silos de Almacenamiento S1 y S2.

Estos silos, tal y como se describió anteriormente tienen que estar dimensionados sabiendo que la planta de trituración solo trabaja cinco días a la semana, en jornadas de ocho horas, mientras que el resto del proceso (horno, micronización, etc.) está en funcionamiento los siete días a jornada completa.

Por lo descrito anteriormente se ha decidido instalar unos silos con una capacidad de 2000 t que permitan un abastecimiento continuo del horno.

Los silos recibirán 1000 t/día durante cinco días, es decir, en una semana almacenarán 5000 t.

Como el horno funciona 24h durante toda la semana a un régimen de 600 t/día, será preciso almacenar para los días que este parada la planta unas 1600 t. Incluyendo un margen de

seguridad por si ocurriera cualquier imprevisto se diseñan los silos con una capacidad de almacenamiento de 2000 t.

Por lo tanto el volumen de estos silos será:

$$V = \frac{m}{\rho} \quad [20]$$

Siendo:

m = Masa del material almacenado.

ρ = Densidad del material.

$$\frac{2000}{2,7} = 740 \text{ m}^3$$

4.4 Molino de Rodillos (MR1).

Con posterioridad a su calcinación en el horno, el material procedente de este, con un caudal de 12,5 t/h, será procesado por un molino de rodillos para reducir su tamaño.

Análogamente al caso de las machacadoras de mandíbulas, se calcula la potencia del molino de rodillos a partir de la ecuación de Bond [17]

$$W = 10 \cdot \frac{11,1}{0,907} \cdot \left(\frac{1}{\sqrt{20000}} - \frac{1}{\sqrt{42000}} \right) = 0,268 \text{ kWh/t}$$

Incrementando la potencia teórica que obtenemos en un factor de 1,3 (Rodríguez, 1998) para absorber posibles pérdidas y consumos del equipo que no están considerados anteriormente, tenemos:

$$Pm = 1,3 \cdot Pt$$

$$Pt = 12,5 \cdot 0,268 = 3,35 \text{ kW}$$

$$Pm = 3,35 \cdot 1,3 = 4,36 \text{ kW}$$

4.5 Elevador de Cangilones.

Este elevador trasladará el material procedente del MR1 a las cribas que clasificarán el material que posteriormente será almacenado o introducido en los circuitos de hidratado ó micronización.

Se encargará de transportar el material procedente del horno después de ser tratado por el molino de rodillos (MR1) reducirá el tamaño medio del material, es decir, que tratará unas 12,5 t/h. Podemos determinar el volumen de cada cangilón a partir de la ecuación [21] (Fernández-Caro, 2010).

$$Q = \rho \cdot G \cdot L \cdot \frac{V}{d} \quad [21]$$

Siendo:

ρ = Coeficiente de llenado correspondiente al cangilón, variará entre 0,65 y 0,75.

G = Peso específico del material.

L = Volumen del cangilón.

V = Velocidad de banda del cangilón, sus valores suelen oscilar entre 1,2 y 1,6 m/s.

d = Distancia entre cangilones.

A partir de los datos anteriores se obtiene el volumen correspondiente al cangilón.

$$L = \frac{Q}{\rho \cdot G \cdot \frac{V}{d}} = \frac{12,5}{1,7 \cdot \frac{1,4}{0,5}} = 0,73 \text{ l}$$

A raíz de conocer el volumen de cada cangilón se calculará el peso que puede transportar:

$$\text{Peso} = \frac{2}{3} \cdot L \cdot \rho = \frac{2}{3} \cdot 0,73 \cdot 2,7 = 1,3 \text{ kg/cangilón}$$

$$\frac{12\ 500}{1,3} = 9\ 616 \frac{\text{cangilones}}{\text{h}} = 3 \text{ cangilones/s}$$

4.6 Tornillos sinfín

Para calcular la potencia requerida por los mismos se empleará la expresión [22] (Fernández-Caro, 2010)].

$$P = V \cdot [Km \cdot \left(Lt \cdot gr + Lt \cdot gc \cdot 0,75 \cdot \pi \cdot \frac{D}{P} \right) \cdot (1 + ga) + Kt \cdot Lt \cdot ga \cdot \pi \cdot \frac{D}{P}] (75 \cdot \sigma) \quad [22]$$

Donde:

V = velocidad de avance de la rosca.

Km = peso del material contenido en el transportador.

Kt = peso del tornillo sin fin.

Lt = longitud del transportador.

P = Paso de la rosca.

gr = coeficiente de rozamiento entre el material y la rosca.

gc = coeficiente de rozamiento entre el material y el caño camisa.

ga = coeficiente de rozamiento combinado.

La potencia que obtendríamos así es la mínima necesaria. En la práctica se adoptará un margen de seguridad de entre el 20 y el 30 %.

4.7 Hidratado. Molino de bolas.

Para el cálculo de la potencia requerida por el molino de bolas se debe conocer la granulometría de entrada y la granulometría de salida, es decir, el factor de reducción. Por lo tanto a partir de la siguiente ecuación:

$$P = 10 \cdot W_i \cdot \left(\frac{1}{d_{80}} - \frac{1}{D_{80}} \right) \quad [23]$$

Tendremos:

$$P = 10 \cdot 11,1 \cdot \left(\frac{1}{5} - \frac{1}{40} \right) = 19,42 \text{ kW}$$

4.8 Circuito de micronización

4.8.1 Molino pendular

De la misma forma que en el molino de bolas calcularemos la potencia. Para la estimación de D_{80} debemos considerar que la alimentación del molino pendular admite por sus características terrones de material del orden de 25 mm de diámetro, por ello usaremos este valor para el cálculo. Se debe tener en cuenta que al tratar solo tamaños inferiores a 25 mm en el circuito se tratarán solo el 40% del total, es decir 5 t/h.

En cuanto al d_{80} conocemos que el producto de salida típico de un molino pendular presenta una gran variedad de tamaño pero por lo general tras un tamizado obtenemos que el 100% del

material pasa por un tamiz de 150 micras, mientras que por un tamiz de 75 micras pasa el 60%, por lo tanto tomaremos como valor medio del d_{80} un tamaño de 100 micras.

Por lo tanto la potencia que requiere este molino será:

$$P = 10 \cdot \frac{11,1}{0,907} \cdot \left(\frac{1}{\sqrt{100}} - \frac{1}{\sqrt{25000}} \right) = 11,46 \text{ kWh/t}$$

$$P_t = 11,46 \cdot 5 = 57,3 \text{ kW}$$

Multiplicando por un valor de 1,3 por las posibles pérdidas de potencia:

$$P_m = 57,3 \cdot 1,3 = 74,5 \text{ kW}$$

4.8.2 Clasificador dinámico

Es el equipo distribuido por la industria para la separación, por aceleración diferencial, de partículas menores a 150 micras y grandes volúmenes.

Están limitados por su diseño y en la actualidad cada uno de ellos dispone de ventiladores con una capacidad de 7 500 m³/h pudiendo desplazar una cantidad de producto de 5 t/h. La relación producto - aire es la siguiente:

$$\text{Producto} - \text{aire} = \frac{5000}{7500} = 0,6 \text{ kg/m}^3$$

4.9 Cintas transportadoras.

Como podemos verificar en el manual de cintas transportadoras de la casa (Pirelli), para el transporte de una piedra caliza con una granulometría máxima de 100 mm, el cual es nuestro caso, se emplean cintas de las siguientes características:

Ancho	400mm.
Velocidad de la cinta	1,5 m/s.

Para el cálculo de la potencia tomamos como datos en el manual que una cinta con una distancia entre ejes de 400mm precisa de una potencia de 4,92 CV funcionando a una velocidad de 1 m/s, como anteriormente determinamos que las cintas trabajan a una velocidad de 1,5 m/s tendremos la siguiente potencia, esta primera potencia (P_1) es la necesaria para mover la cinta descargada en las cintas horizontales, ya que las inclinadas necesitarán de mayor potencia:

$$P_1 = 4,92 \cdot 1,5 = 7,38 \text{ CV}$$

La potencia que se precisaría para mover la cinta con el material dependerá de la carga de cada una (P_2) también para las cintas que se encuentran inclinadas se tiene que considerar la potencia de movimiento vertical (P_3), todas las potencias a las que nos hemos referido y la total correspondiente a cada cinta se pueden apreciar en la Tabla 7.

Tabla 7. Dimensionamiento de cintas transportadoras

Cintas	CT1	CT2	CT3	CT5	CT6	CT111	CT112	CT113	CT201	CT202	CT203	CT301
Capacidad (t/h)	155	155	148	127	20	127	127	127	25	25	25	25
P2 (tabla)	7,5	7,5	7,4	6,2	2,0	6,2	6,2	6,2	2,0	2,0	2,0	2,0
P1	7,4	7,4	7,4	7,4	7,4	7,4	7,4	7,4	7,4	7,4	7,4	7,4
P3		10,2				8,3	8,3					
P total (CV)	14,8	25,0	14,8	13,6	9,4	21,9	21,9	13,6	9,4	9,4	9,4	9,4
P total (kW)	10,9	18,4	10,9	10,0	6,9	16,1	16,1	10,0	6,9	6,9	6,9	6,9

5 SELECCIÓN DE LA TECNOLOGÍA DE CALCINACIÓN

5.1 El proceso de calcinación. Temperatura.

La temperatura teórica para la calcinación se sitúa en los 900 °C, pero en la práctica, alcanzar esa temperatura en toda la masa de piedra, y conseguir una buena calidad en el producto nos lleva a necesitar temperaturas en el entorno de los 1 350 °C. Determinar la calidad de la cal y los correspondientes caudales y temperaturas es un arte, más que una ciencia, y solamente se puede determinar con certeza mediante test de los fabricantes de hornos.

En general se debe emplear la menor temperatura posible para cada tamaño de piedra que se desee utilizar, lo mismo se puede decir del tiempo de residencia y consecuentemente de la capacidad de producción de un horno determinado.

Emplear una temperatura excesiva, además de las obvias consecuencias en los costes de producción, mayor consumo de energía, menor vida del horno e incremento de los finos en la producción, tiene un inconveniente añadido, ya que se produce una recarbonización en la superficie de las piedras de CaO por la presencia de CO₂, tanto el desprendido por el carbonato como el procedente de la combustión. Esta recarbonización hace que la cal sea menos porosa, restándole reactividad y haciéndola inutilizable para la fabricación de hidrato.(Vital, 2010) (Maerz, 2002)

5.2 El gradiente de temperatura.

El incremento de temperatura durante el proceso de calcinación debería ser gradual y homogéneo. Si calcinamos piedra de entre 1 y 15 cm, ésta debe de permanecer porosa durante el proceso.

A medida que el proceso de calcinación avanza las capas exteriores de la piedra se van calentando hasta la temperatura de disociación a la cual el CO_2 escapa de la piedra, creando capilares que hacen a la cal porosa. Según el gas escapa de la piedra se contrae está en volumen hasta un 40%. Esta contracción restringe los capilares y va cerrando la salida de CO_2 desde el centro de la piedra, lo que imposibilita una correcta calcinación. Esta es la razón por la que se no se debe de permitir un aumento excesivo de la temperatura con respecto al tiempo (Vital, 2010) (Maerz, 2002).

5.3 El tiempo de residencia.

Este factor depende del tamaño de la piedra empleada, siendo el parámetro más crítico de todo el proceso.

Si el tiempo es muy corto el interior de la piedra seguirá siendo carbonato, si el tiempo es excesivo el exterior de la piedra volverá a carbonatarse, haciéndose impermeable (Vital, 2010) (Maerz, 2002)

5.4 La concentración de CO_2 .

La concentración de CO_2 en el interior del horno juega un papel importante en el equilibrio químico, por eso se debe de garantizar su evacuación constante, de forma que se pueda seguir desprendiendo CO_2 al ritmo esperado. En otro caso, la combinación de altas concentraciones de CO_2 y de alta temperatura en el interior del horno nos garantizan el fracaso por recarbonización de la superficie de las piedras (Vital, 2010) (Maerz, 2002).

5.5 Tipología de hornos.

5.5.1 Hornos rotativos vs hornos shaft.

El horno rotativo afina mucho el material y además no admite la carga con tamaños grandes si se quiere alcanzar una buena calcinación.

Ambos efectos acumulados hacen que el rendimiento del horno rotatorio en cuanto a la relación carga/material comercializable sea muy bajo comparado con el horno tolva (shaft kiln).

El siguiente grafico muestra los rangos de utilización de los dos tipos de horno, rotativo y shaft, en función del tamaño de la piedra para una cal muy reactiva. (Vital, 2010) (MAERZ, 2002) (Brimacombe, 1991).

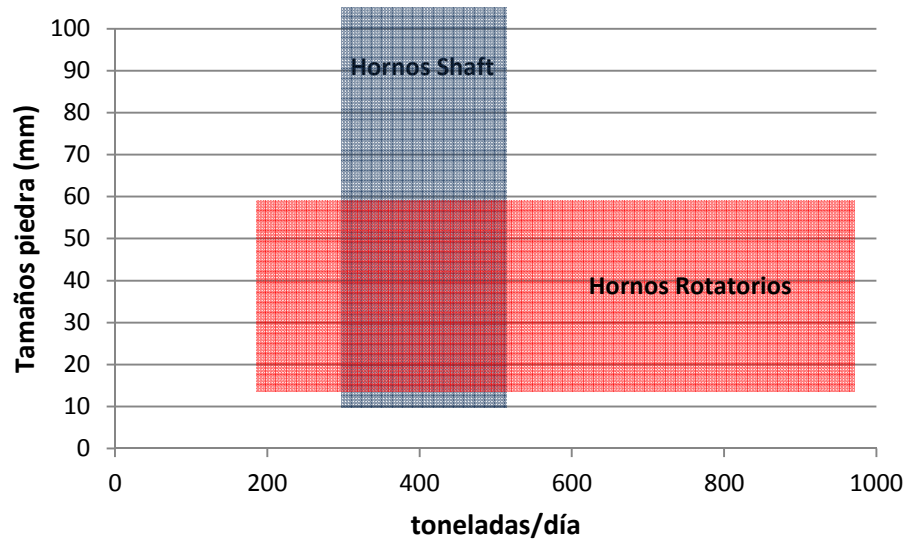


Ilustración 13. Rangos de empleo de diferentes tipos de horno

Para capacidades muy grandes de producción, el horno rotatorio se muestra viable, siempre pensado en cales de baja calidad, en caso de producciones más modestas y optimizando el uso de la caliza, como es el caso que nos ocupa, la solución con horno shaft se presenta como la mejor opción.

La Tabla 8 presenta la comparación de consumos entre un horno shaft y distintos hornos rotativos.

Tabla 8. Comparación de consumos entre un horno shaft y hornos rotativos, alimentados con gas natural (Industria de la cal, 2010)

	Shaft	Rotatorio con precalentador	Rotatorio Largo
Tamaño de la piedra	15-150 mm	3 – 60 mm	1 – 60 mm
Forma de la piedra	6:1 (sándwich)	5:1	3:1
Consumo térmico	3 500 kJ/kg	5 000 kJ/kg	6 700 kJ/kg
Consumo eléctrico	25-40 kWh/t	35 kWh/t	25 kWh/t
Consumo de refractario	Bajo	Bajo	Alto
Capital costs (basados en un horno de 500 t/día)	80%	100%	100%
Contenido de CO₂ en la cal	< 1%	< 1%	< 1%
Reactividad (t₆₀)	3-5 min	3-5 min	3-5 min
Emisión de polvo (% de la producción)	5-10%	5-10%	5-10%

5.5.2 Hornos “single shaft” y “double shaft”

La diferencia fundamental en los hornos de tipo tolva única, single shaft (SS) o tolva doble, double shaft (DS) es la temperatura alcanzada en la calcinación.

En el caso de los hornos SS, la temperatura es más elevada, obteniéndose una cal con mucha materia sinterizada, lo que en términos vulgares se conoce como una cal “*calcinada a muerte*”. Este tipo de cal no es el adecuado para clientes siderúrgicos, por su peor reactividad.

La razón por la que se alcanza mayor temperatura en la cal viene dada por el flujo a contracorriente entre la carga y el aire (Ilustración 14).

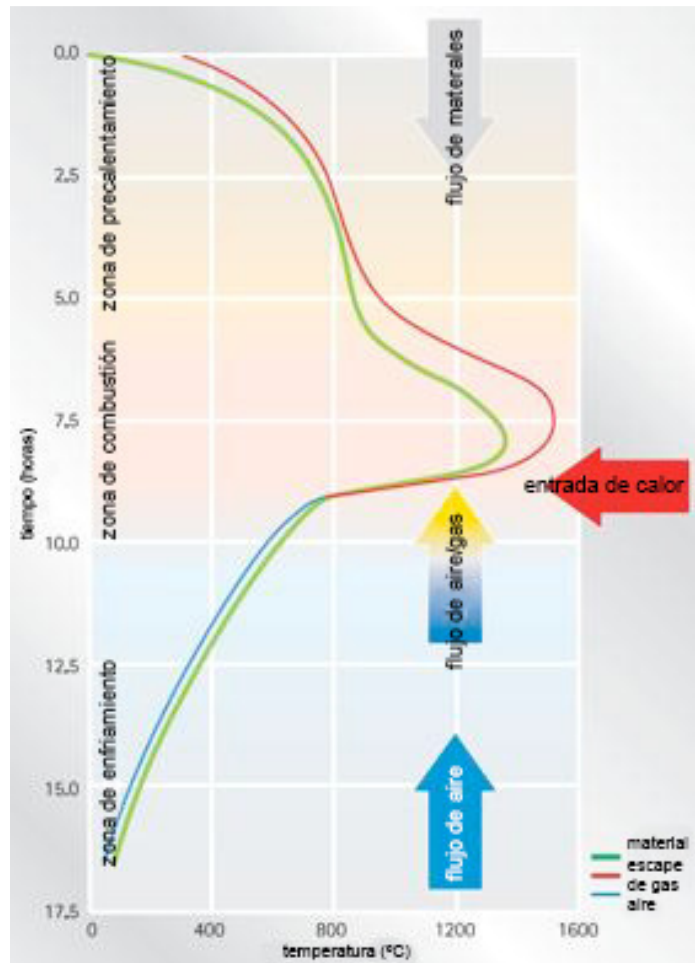


Ilustración 14. Perfil de temperatura en un horno a contraflujo. (Adaptado: Maerz Ofenbau AG, 2002)

En la imagen, la línea verde representa la temperatura de la piedra, siendo la azul la temperatura del aire de refrigeración antes de la salida de la piedra y la roja la temperatura de combustión.

Como la cantidad de aire necesaria para la refrigeración de la cal antes de su salida es menor que la cantidad de aire necesaria para la combustión, es necesario introducir aire adicional de combustión en los quemadores. Al encontrarse los quemadores, irremediablemente, en la zona de máxima temperatura, se incrementa aún más esta, provocándose una sobrecalcinación de la caliza.

En los hornos de doble tolva (DS), el combustible es introducido en la parte superior de la zona de calcinación, desplazándose los gases de combustión en flujo paralelo con el material. Debido a eso la temperatura se mantiene en torno a los 950 °C en toda la zona de combustión, evitándose la citada sobrecalcinación de la cal (Ilustración 15).

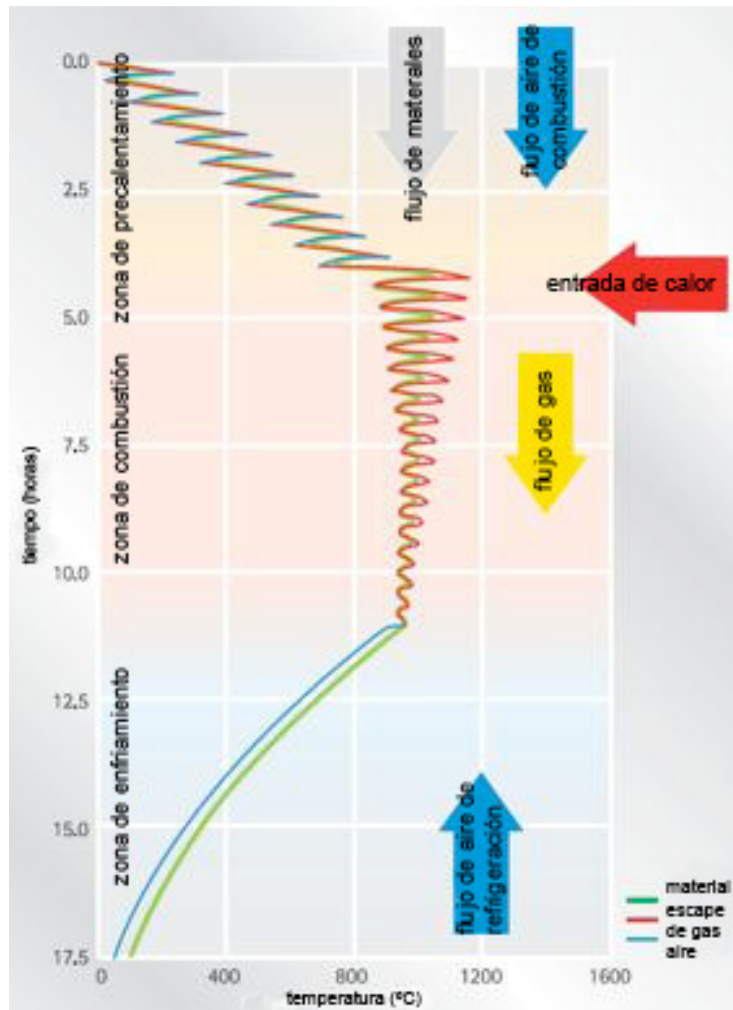


Ilustración 15. Perfil de temperatura en un horno Double Shaft. (Adaptado: Maerz Ofenbau AG, 2002)

Esta característica unida a su menor consumo de combustible nos lleva a seleccionar el horno de tipo Double Shaft.

5.5.3 Selección de la geometría del horno

La alternativa más simple, constructivamente, sería la de un horno con dos secciones rectangulares adyacentes, así los gases pasarían de una a otra como se ve en la Ilustración 16.

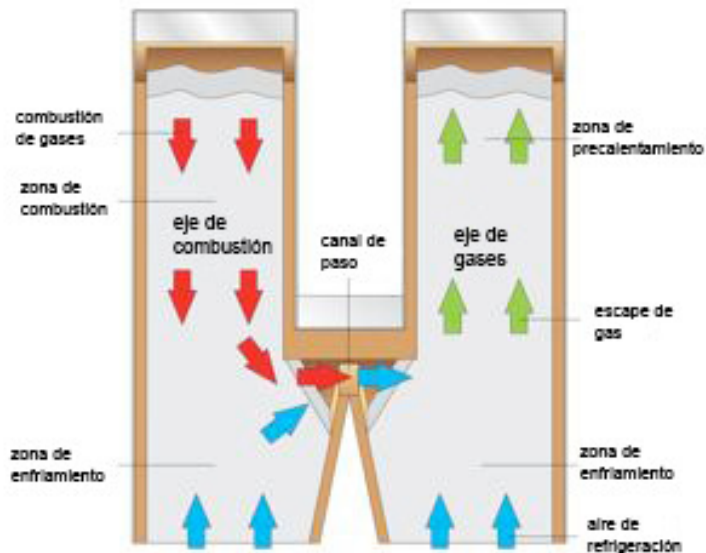


Ilustración 16. Flujo en un horno de sección rectangular. (Adaptado: Maerz Ofenbau AG, 2002)

Esto, que es cierto para secciones pequeñas, deja de serlo en secciones grandes, donde el caudal de gases no se distribuye homogéneamente y hace que el horno y la calcinación sea muy heterogénea. En nuestro caso, el horno es de una capacidad media-alta y dado el tipo de mercado que se piensa atender, se necesita una cal de alta calidad.

En un horno de sección circular, la complejidad mecánica es mucho mayor, pero se compensa con una mejor repartición de flujo de gases Ilustración 17

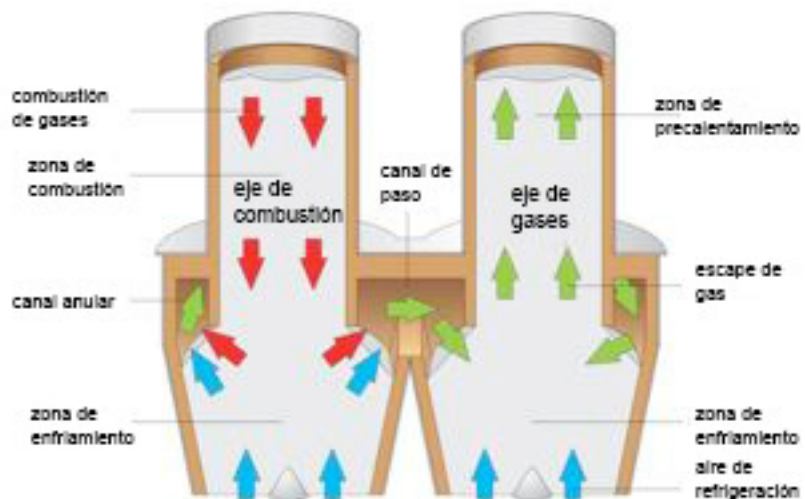


Ilustración 17. Flujo en un horno de sección circular. (Adaptado: Maerz Ofenbau AG, 2002)

La selección de una u otra alternativas se basa en los criterios que se presentan en la Tabla 9, cada uno valorado entre 1 y 10, y dotado además de un factor de importancia.

El criterio costo es la suma de los valores asignados a los restantes criterios de comparación.

Tabla 9. Criterio de comparación

CRITERIO DE COMPARACIÓN	Valoración 10	Valoración 1
Facilidad de mantenimiento.	Fácil	Difícil
Ahorro energético	Alto	Bajo
Calidad de la cal viva	Alta	Baja
Facilidad de construcción	Fácil	Difícil
Facilidad de montaje y desmontaje	Fácil	Difícil
Contaminación ambiental	Baja	Alta
Materiales de construcción (Peso)	Bajo	Alto
Costo	Económica	Costosa

horno circular y rectangular

En base a la valoración de cada criterio de comparación, se evalúan las dos alternativas (Tabla 10).

Tabla 10. Comparación horno circular y rectangular

CRITERIO DE COMPARACIÓN	Alternativas	
	Sección Circular	Sección Rectangular
Facilidad de mantenimiento.	7	8
Ahorro energético	9	6
Calidad de la cal viva	9	7
Facilidad de construcción	7	8
Facilidad de montaje y desmontaje	7	8
Contaminación ambiental	8	6
Materiales de construcción (Peso)	8	6
Costo	55	49
Valor total de selección	110	98

Una vez evaluadas las alternativas se concluye que la alternativa más adecuada es la del horno de sección circular frente al de sección rectangular.

6 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO EN EL HORNO SHAFT

El horno de calcinación con el que realizaremos el estudio será corresponde a la empresa italiana “Cimprogetti”, se trata de un horno para calcinación de piedra caliza y piedra caliza dolomítica y obtención de cal y dolomía calcinada.

El proceso oxida los carbonatos de calcio y/o magnesio entre 900 y 1500 °C liberando CO₂ y obteniendo MgO y CaO (Ilustración 18).

El CaO y MgO obtenidos son molidos y clasificados antes de su venta. En la Ilustración 18 se representa la descomposición de la piedra caliza, la cual viene explicada en el capítulo 6.1.

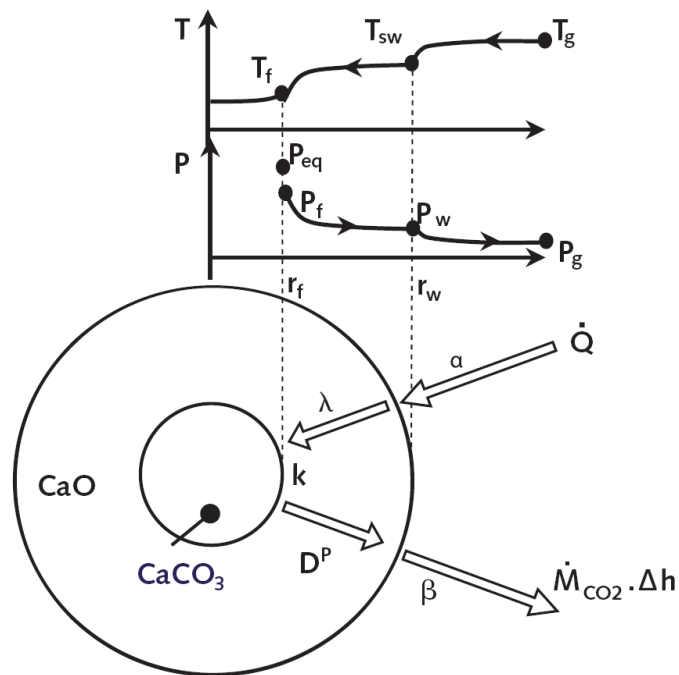


Ilustración 18. Representación esquemática del desarrollo de la reacción de descomposición del CaCO_3

En el proceso de combustión necesario para alcanzar las temperaturas de calcinación se usan diferentes combustibles. Los combustibles utilizados, además del costo, marcan también la calidad de los productos obtenidos. Algunos combustibles, aunque no será nuestro caso, requieren un refractario especial en el horno.

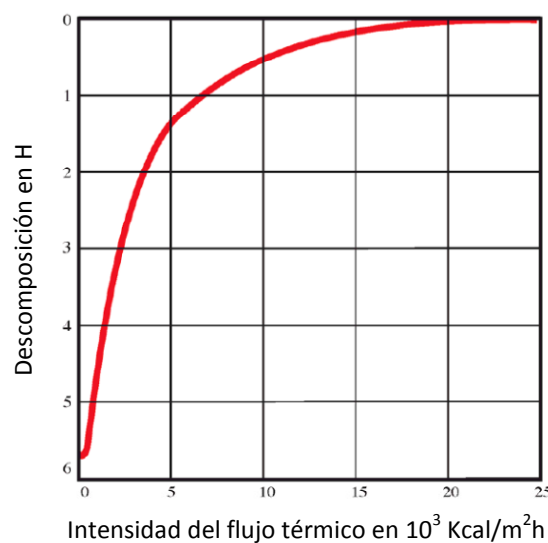


Ilustración 19. Intensidad admisible del flujo térmico para la descomposición de una piedra redonda de un diámetro de 125 mm (Estudio realizado por empresa privada).

El coste del combustible con gas natural supone entre el 40 y 50% del coste total de la cal de ahí su importancia como factor de coste. El combustible también tiene influencia sobre la reactividad y el contenido de azufre.

El horno que se prevé instalar es de tipo regenerativo, de corriente paralela (TWIN D).

En el horno hay dos cubas, una está trabajando y la otra está recuperando los gases calientes, recalentándolos antes de introducirlos a la cuba que está trabajando. Unas lanzas de acero inoxidable permiten la introducción del combustible, gas o *petcoke*.

La Ilustración 20 representa el funcionamiento térmico de hornos a contracorriente y de corriente paralela.

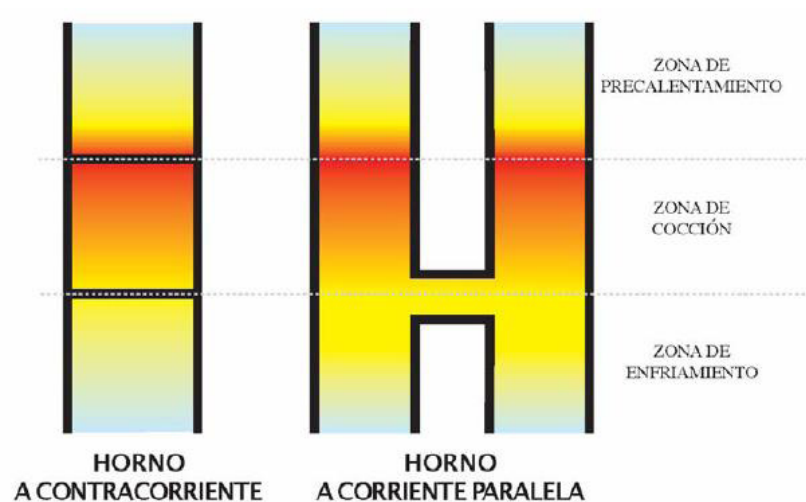


Ilustración 20. Funcionamiento térmico de hornos a contracorriente y de corriente paralela (Cimprogetti,2000)

El método de operación seguido, parte de las siguientes premisas (Maerz, The MAERZ parallel flow regenerative lime kiln, 2002)(Vital, 2010):

- La piedra de cal actúa como acumulador y aprovecha su enfriamiento para precalentar el aire de combustión. Se produce pues una alta eficiencia energética.
- La calcinación se completa en el nivel de conducto de unión entre los dos cuerpos a una temperatura moderada de 1100 °C. Esto favorece la producción de una cal muy reactiva.
- Dado que el horno está diseñado para operar con un gran exceso de aire, el nivel de CO₂ en los gases de salida es bajo.

Las figuras que aparecen a continuación son una ilustración del funcionamiento del horno tanto en combustión en el primer horno (Ilustración 21), carga de caliza y descargar de cal (Ilustración 22) y por último combustión en el segundo horno (Ilustración 23).

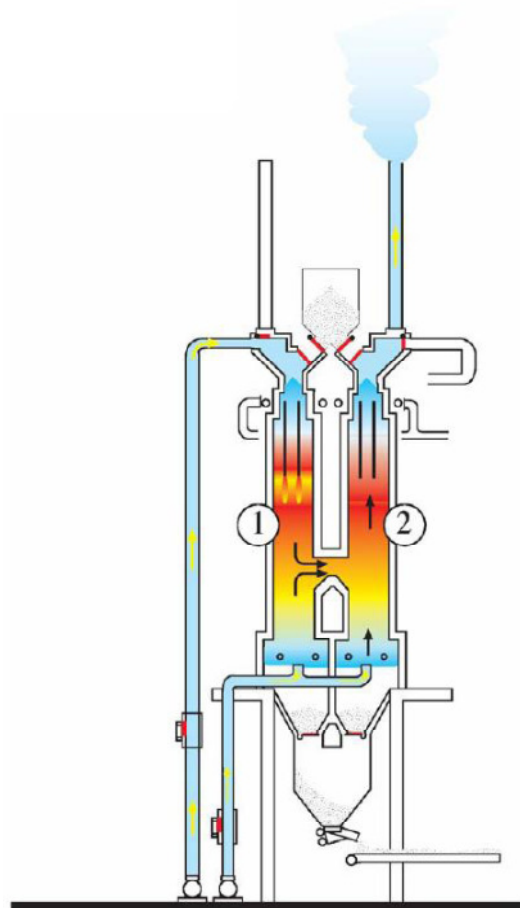


Ilustración 21. Combustión en el horno nº 1 (Cimprogetti,2000)

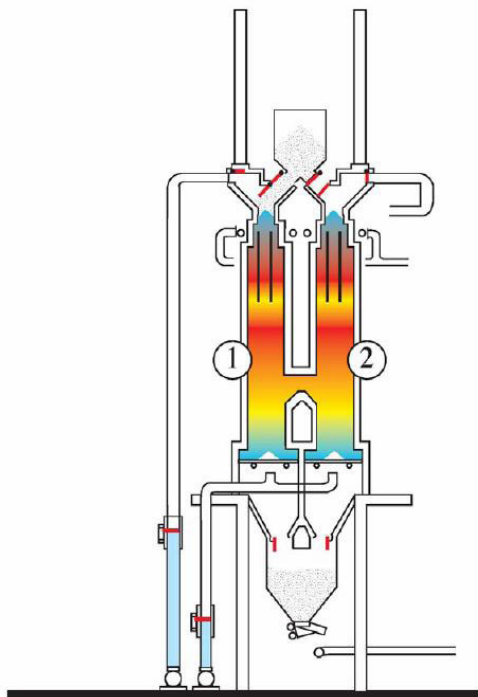


Ilustración 22. Fase 2, Inversión: Carga de caliza y descarga de cal (Cimprogetti,2000)

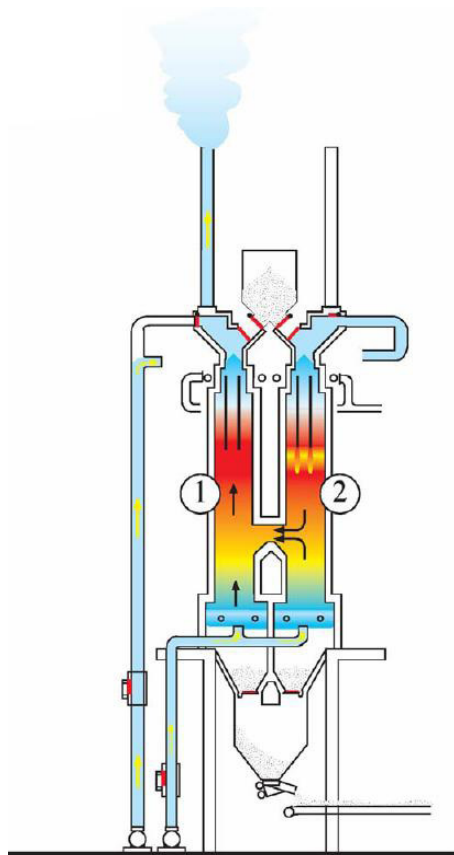


Ilustración 23. Combustión en horno nº 2 (Cimprogetti,2000)

6.1 Modelo de descomposición de la caliza a cal.

El comportamiento y modelo de transformación de una partícula de caliza se puede describir según Kainer (1986), según el modelo de la Ilustración 24.

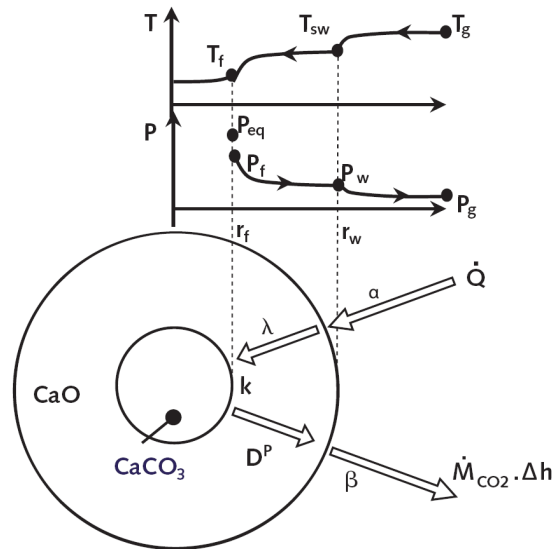


Ilustración 24. Modelo de descomposición de la caliza (Kainer, Specht, Jeschar, 1986)

El calor se transfiere por convección desde los gases de la superficie de la partícula superando el coeficiente de película.

La temperatura del gas es T_g , siendo T_{sw} la temperatura superficial del sólido. El calor se transmite por conducción, con un coeficiente λ hasta la zona de reacción, donde la temperatura es T_{sf} .

La reacción química, liberando CO_2 , tiene lugar en la capa en que la presión parcial de CO_2 no está en equilibrio.

El CO_2 se difunde desde el frente de reacción hasta la superficie a través de la porosidad creada en el CaO .

Las principales temperaturas y concentraciones están representadas en la Ilustración 25.

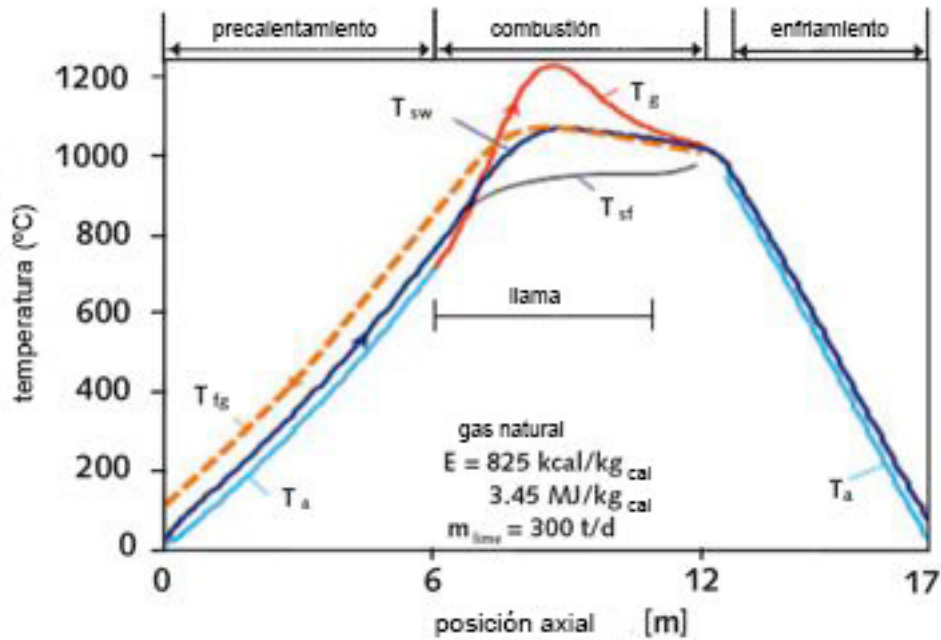


Ilustración 25. Perfil de temperaturas durante el proceso de transformación (Adaptado: ZKG International, 2011).

6.2 Caída de presión en el horno

Es importante recordar que este tipo de horno trabaja a sobrepresión, siendo la presión mayor en la parte alta del horno que esta “encendido”, la circulación de gases sea segura por la mayor presión de gases en la parte alta respecto a la parte baja. De aquí que sea necesario el equipo de soplantes que se disponen para vencer esta pérdida de presión en el circuito de gases a través de las piedras.

La pérdida de presión en un lecho de este tipo fue calculada por Ergun (1952) [24].

$$\Delta P = \int_{z=0}^L 150 \frac{(1-\Psi)^2}{\Psi^3} \cdot \frac{\rho \cdot v \cdot w}{d^2} dz + \int_{z=0}^L 1,75 \frac{(1-\Psi)}{\Psi^3} \cdot \frac{\rho \cdot w^2}{d} dz \quad [24]$$

Las propiedades del gas son la velocidad (w), la viscosidad (v) y la densidad (ρ) y todas ellas dependen de la temperatura, Ψ es el porcentaje de hueco en la piedra, determinado mediante una ecuación empírica (Tsotsas, 2002), sobre el eje vertical Z en función del movimiento del gas.

El segundo término es, con mucho, el de mayor peso en la ecuación. En la Ilustración 26 se muestra el típico perfil de pérdida de presión de un horno de este tipo, considerando partículas de 60 mm.

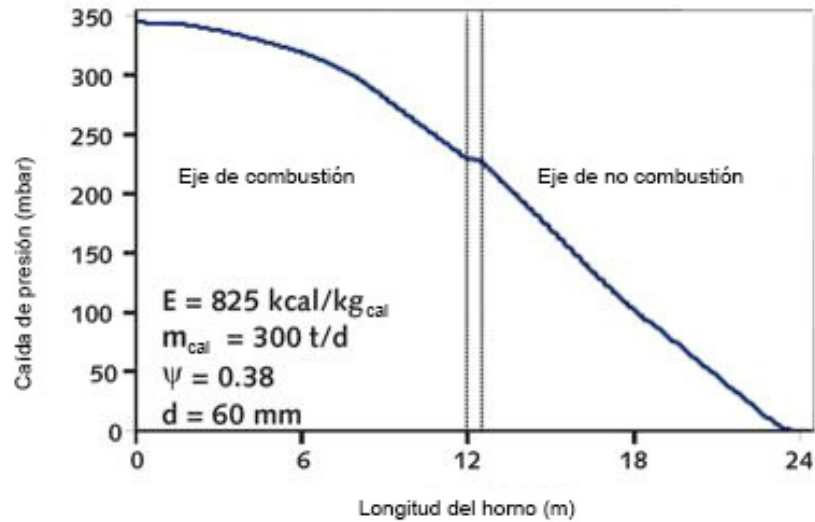


Ilustración 26. Perfil de presiones en el horno (Adaptado: ZKG International, 2011).

La caída de presión en la zona de enfriamiento es relativamente pequeña, $\Delta P < 5 \text{ mbar}$, debido al bajo caudal de gases. La caída total de presión en los dos *shafts* (cubas) del horno es de unos 340 mbar, de los cuales 120 corresponden a la cuba encendida y 220 a la cuba fría. La razón es que el flujo de gases en la cuba fría es mucho mayor que en la otra. Este flujo es mayor por el CO_2 procedente de la descomposición de la caliza, el caudal de aire de enfriamiento procedente de la parte baja de la cuba en fuego y el aire adicional inyectado en las lanzas de la cuba fría con objeto de refrigerarlas. Cuando una cuba conmuta a no encendido, las lanzas siguen recibiendo una pequeña cantidad de aire fría con objeto de aumentar su vida útil.

7 BALANCE ENERGÉTICO DEL HORNO

La Ilustración 27 representa el Balance energético del horno de calcinación. Como se aprecia en el diagrama explicativo se introduce en el horno el combustible con el material, obteniéndose un producto (cal) a 150°C , y los correspondientes flujos de calor en los gases, en el material y las pérdidas en las paredes del horno.

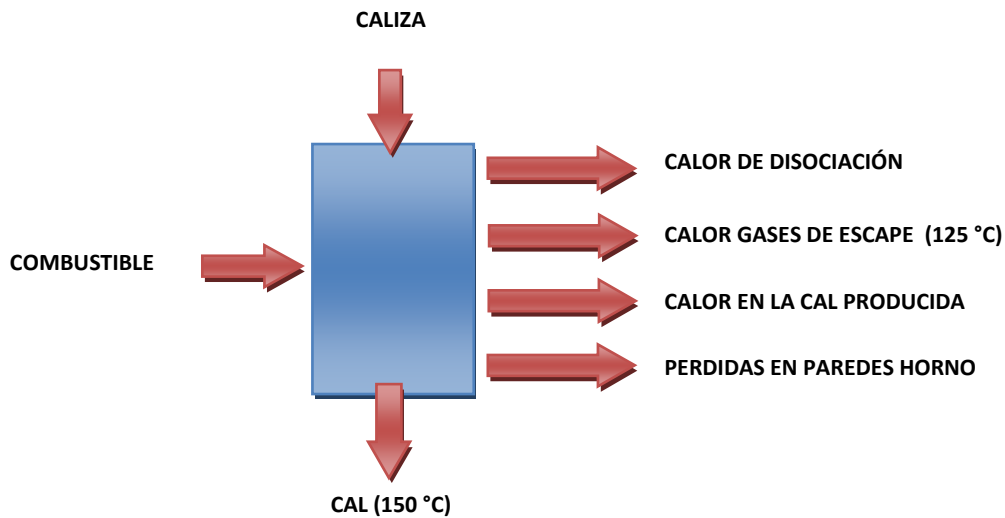


Ilustración 27. Balance energético del horno de calcinación

7.1 Calor de disociación

El calor útil es el necesario para producir la disociación de la piedra caliza y se obtiene a partir de los calores de reacción de la siguiente ecuación química:

$$Q = n \cdot h_{\text{productos}} - n \cdot h_{\text{reactantes}} \cdot [n] \quad [25]$$

Donde:

Q calor de disociación de la caliza.

n número de moles.

$h_{\text{productos}}$ entalpia de formación de los productos.

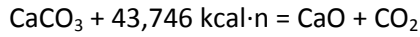
$h_{\text{reactantes}}$ entalpia de formación de los reactantes.

Los valores de las entalpias de formación de los compuestos presentes en la reacción son las siguientes (Perry, 2000):

- Carbonato de cálcio CaCO_3 -289,5 kcal/mol
- Dióxido de carbono CO_2 -94,054 kcal/mol
- Óxidos de cálcio CaO -151,7 kcal/mol

Por lo tanto el calor necesario para la disociación es:

$$Q_{\text{disociación}} = n \cdot (-151,7 - 94,054) - n \cdot (-289,5) = -245,754 + 289,5 = 43,746 \text{ kcal/mol}$$



La mínima cantidad de energía Q necesaria para la disociación de la caliza, expresada en kilogramos de cal viva producida, viene dada por la ecuación [26]:

$$Q = \frac{Q_{\text{disociación}}}{\text{kg cal producida}} \cdot [n] \quad [26]$$

Reemplazando los valores obtenidos:

$$Q = \frac{43,746 \frac{\text{kcal}}{\text{mol}}}{0,056 \frac{\text{kg cal producida}}{\text{mol}}}$$

$$Q = 781,18 \frac{\text{kcal}}{\text{kg cal producida}} \cdot \frac{1\,000 \text{ kg}}{\text{t}} \cdot \frac{4,1868 \text{ kJ}}{\text{kcal}} \cdot \frac{3\,600 \text{ kJ}}{\text{kWh}} \cong 0,9 \cdot 10^3 \frac{\text{kWh}}{\text{t de cal}}$$

7.2 Proceso de combustión en el horno.

Debido a que la calidad de la cal producida en el horno está ligada de forma directa con la calidad del combustible, es necesario analizar el efecto de combustión del mismo. Para el análisis de la combustión se considera que esta es completa, con un exceso de aire del 20%.

El combustible que se utiliza en el proceso es gas natural comercial, con unos valores caloríficos:

- Poder Calorífico Inferior (PCI) 8 800 kcal /Nm³
- Poder Calorífico Superior (PCS) 10 000 kcal /Nm³

7.3 Consumo de combustible.

7.3.1 Consumo de gas.

Teóricamente, si todo el poder energético el combustible se emplease en la reacción química, el consumo de gas natural sería:

$$\frac{300 \text{ t día}}{24 \text{ h}} = 12,5 \text{ t/h}; \quad \frac{0,9 \cdot 12,5 \cdot 10^3 \cdot 860}{8\,800} = 1\,100 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

Pero es necesario tener en cuenta otras ineficiencias térmicas.

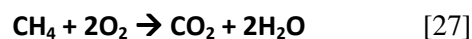
7.3.2 Consumo de *Petcoke*.

Al igual que en el caso del gas procedemos a calcular el consumo de *Petcoke*:

$$\frac{300 \text{ t día}}{24 \text{ h}} = 12,5 \text{ t/h}; \quad \frac{0,9 \cdot 12,5 \cdot 103 \cdot 860}{8300} = 1165 \text{ t/h}$$

7.4 Calor en gases de escape.

Para estimar su valor lo primero es conocer el volumen de estos gases. Se va a trabajar en un régimen de combustión completa con un 20% de exceso de aire.



Para el cálculo del volumen de gases tomamos el gas natural como 100% metano, que es lo habitual en la práctica ingenieril.

Es decir, necesitamos dos (2) volúmenes de oxígeno por cada volumen de gas natural. Como la combustión se realiza con aire y no con oxígeno. Así, el volumen de aire por m³ de oxígeno, es el siguiente:

$$\frac{1}{0,21} = 4,76 \text{ m}^3 \text{ de aire por m}^3 \text{ de oxígeno}$$

Como trabajamos con un 20% de exceso de aire, tendremos:

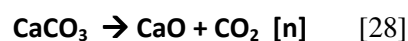
$$4,76 \cdot 1,2 = 5,712 \text{ volúmenes,}$$

En total el volumen de gases de escape (incluido el vapor de agua) será:

$$\text{Un (1) volumen de gas natural} + 2 \cdot 5,712 \text{ volúmenes de aire} \approx 13 \text{ volúmenes.}$$

Por lo tanto, la combustión de un m³ de gas originará 13 m³ de gases de escape.

No termina con esto el cálculo, debemos de considerar además los gases producidos por la disociación de la caliza (Oates, 1997)



Por cada 0,1 kg de caliza se liberan 22,4 l de CO₂. Para la producción estimada de 12,5 t/h de cal serán precisas 25 toneladas de caliza (12,5 / 0,5).

Por tanto, $250\,000 \cdot 22,4 = 5\,600\text{ Nm}^3$ de CO_2 liberado.

El calor sensible de los gases de escape, con un calor específico medio de $0,25\text{ kcal/kg }^\circ\text{C}$ y una densidad media de $1,2\text{ kg/m}^3$ será:

$$\text{Total gases de escape: } 1\,100 \cdot 13 + 5\,600 = 19\,900\text{ Nm}^3; 19\,900 \cdot 1,2 = 23\,880\text{ kg/h}$$

$$\text{Temperatura de salida del horno: } 125\text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Temperatura ambiente: } 20\text{ }^\circ\text{C}$$

$$24\,000 \cdot (125 - 20) \cdot 0,25 = 630\,000\text{ kcal} = 732,69\text{ kWh}$$

Considerando el consumo energético calculado en 7.1 que para 300 t/día es de 270 MWh , las pérdidas térmicas en gases de escape suponen:

$$(732,69 \cdot 24) / 270\,000 = 0,0651 \approx 7\%,$$

Es decir, aproximadamente un 7% de la energía introducida en el horno se pierde en los gases de escape.

7.5 Pérdidas energéticas en la cal

Aunque se intenta precalentar el aire al máximo y reducir la temperatura de salida de la cal producida por razones del tiempo de ciclo, se producen pérdidas debidas a la temperatura de extracción de la cal.

La cal abandona el horno a una temperatura media de $100\text{ }^\circ\text{C}$, siendo su calor específico de $0,22\text{ kcal/kg}$.

Por tanto;

$$12\,500 \cdot (100 - 20) \cdot 0,22 = 220\,000\text{ kcal} = 255,86\text{ kWh}$$

Considerando el consumo energético calculado en 7.1 que para 300 t/día es de 270 MWh , las pérdidas térmicas en gases de escape suponen:

$$(255,86 \cdot 24) / 270\,000 = 0,0227 \approx 2\%,$$

Lo que constituye aproximadamente un 2% de la energía aportada.

7.6 Pérdidas en las paredes del horno

Un buen aislamiento térmico evitara que las pérdidas de calor por conducción sean elevadas. Las pérdidas, con el refractario suministrado por el fabricante se sitúan en un 15% (Oates, 1997) (Vital, 2010).

7.7 Pérdidas energéticas totales

A continuación se presenta el cálculo de las pérdidas energéticas totales.

Consumo mínimo teórico: 1 100 Nm³/h

Pérdidas: 7 + 2 +15 = 24 %.

Consumo incluyendo pérdidas para una producción de 12,5 t/h:

$$11\ 000\ \text{Nm}^3/\text{h} \cdot 1,24 = 1\ 364\ \text{Nm}^3/\text{h}$$

8 Cálculos de dimensionamiento

8.1 Dimensionamiento del horno

Para el tipo de caliza empleada y en función además de las granulometrías manejadas, el tiempo de residencia se sitúa en 18 horas, según “Industria de la cal, Universidad Nacional de Cuyo” (Vital & González, 2010).

Con una aportación de materia prima de 25 t/h, con una densidad de 2,8 t/m³, el caudal de material que circulara por el horno será de 9 m³/h.

Por lo tanto el volumen de la cuba será:

$$18\ \text{h} \cdot 9\ \text{m}^3/\text{h} = 162\ \text{m}^3$$

Una regla empírica del fabricante (Cimprogetti, 2002) indica que el ratio óptimo entre altura y diámetro se encuentra en un factor de 6, por lo tanto:

$$\frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot h = 162\ \text{m}^3; \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot (6 \cdot D) = 162 \rightarrow D = \sqrt[3]{35} = 3,3\ \text{m}$$

Las dimensiones finales se establecerán, en función de otras consideraciones mecánicas y de diseño, para el diámetro estimado, la altura útil de la cuba se situara en torno a los 20 metros.

8.2 Dimensionamiento de silos para el *petcoke*.

Como se expone más adelante, se empleara como combustible auxiliar del horno el *petcoke*. Para asegurar que exista un abastecimiento del horno y que haya un almacenamiento de combustible que permita la alimentación del mismo aproximadamente de una semana por cualquier problema de abastecimiento que pudiera surgir. Assim, o almacenamiento de combustible será:

$$6 \text{ dias} \cdot 1\,165 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot 24 \frac{\text{h}}{\text{dia}} = 195 \text{ t}$$

Serían necesarias 195 toneladas de *petcoke* si el horno trabajase al 100% con este combustible pero como veremos el horno va a trabajar con un 70% *petcoke* y un 30% de gas. Por lo tanto las toneladas necesarias serán:

$$195 \text{ t} \cdot 70\% = 136 \text{ t}$$

Por lo tanto como sería necesario para la combustión del horno durante una semana un almacenamiento de *petcoke* de 136 toneladas, conociendo la densidad del mismo ($0,65 \text{ t/m}^3$), obtenemos:

$$\frac{136 \text{ t}}{0,65 \frac{\text{t}}{\text{m}^3}} = 209 \text{ m}^3$$

Consecuentemente, emplearemos un silo de 200 m^3 que nos dará una autonomía de 6,6 días.

$$\frac{200 \text{ m}^3 \cdot 0,65 \frac{\text{t}}{\text{m}^3}}{1\,165 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot 0,7 \cdot 24 \frac{\text{h}}{\text{dia}}} = 6,6 \text{ dias}$$

9 Operaciones en el horno

9.1 Influencia de la energía

La Tabla 11 presenta los parámetros e influencia de la energía introducida en el horno.

Tabla 11. Influencia de la energía aportada en los parámetros del horno (ZKG International,2011)

Energía aportada	kcal kg	810	825	840
Temperatura gas de escape	°C	99	103	108
Temperatura Cal	°C	76	80	91
CO ₂ residual	%	2,6	2,0	1,3
Temperatura máxima del gas	°C	1178	1240	1306
Temperatura máxima sólidos	°C	1036	1068	1130
Perdida de presión total.	Mbar	328	340	355

De las tres simulaciones con diferentes aportaciones de energía se deducen varios aspectos importantes para la operación del horno. La Ilustración 28 representa la temperatura del sólido y el ratio entre kg de entrada y salida.

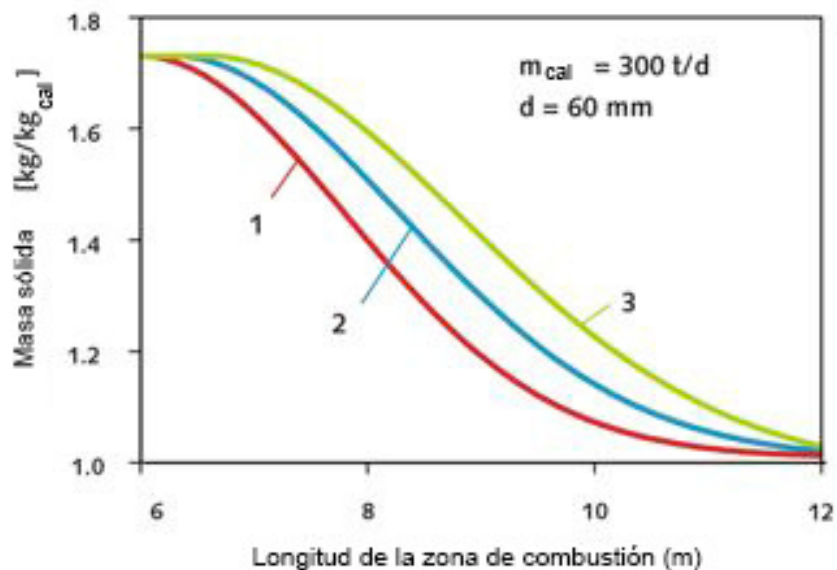


Ilustración 28. Relación entre aportación de material y energía (Adaptado: ZKG International, 2011).

La variación (Δ) de energía se traduce en mayor generación de calor, que es transferido a la masa sólida y que, obviamente incrementa la temperatura del producto (Ilustración 29).

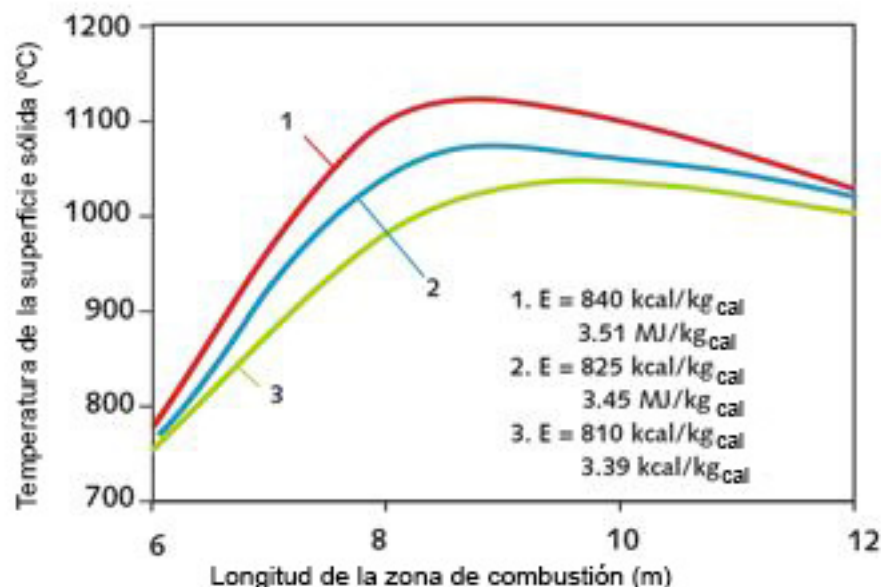


Ilustración 29. Relación entre temperatura de producto y energía aportada (Adaptado: ZKG International, 2011)

Con estas temperaturas la descomposición de la caliza en cal no se completa.

Se puede ver en la Tabla 11 que debido a la aportación de energía, la temperatura máxima que alcanza el producto y los gases aumentan, mientras que el CO₂ decrece, es decir se calcina más.

Sin embargo el incremento de energía causa un incremento en el flujo de gases y por tanto una mayor pérdida de presión a vencer en el circuito de gases.

9.2 Efectos de la capacidad de producción

Se han realizado simulaciones con 280, 300 y 320 toneladas / día, obteniéndose los resultados presentados en la Tabla 12.

Tabla 12. Influencia de la producción en los parámetros del horno (ZKG International, 2011)

Producción	t /día	280	300	320
Temperatura gas de escape	°C	98	103	109
Temperatura Cal	°C	76	80	86
CO ₂ residual	%	1,5	2,0	2,4
Temperatura máxima del gas	°C	1273	1240	1208
Temperatura máxima solidos	°C	1108	1068	1032
Pérdida de presión total.	Mbar	312	340	368

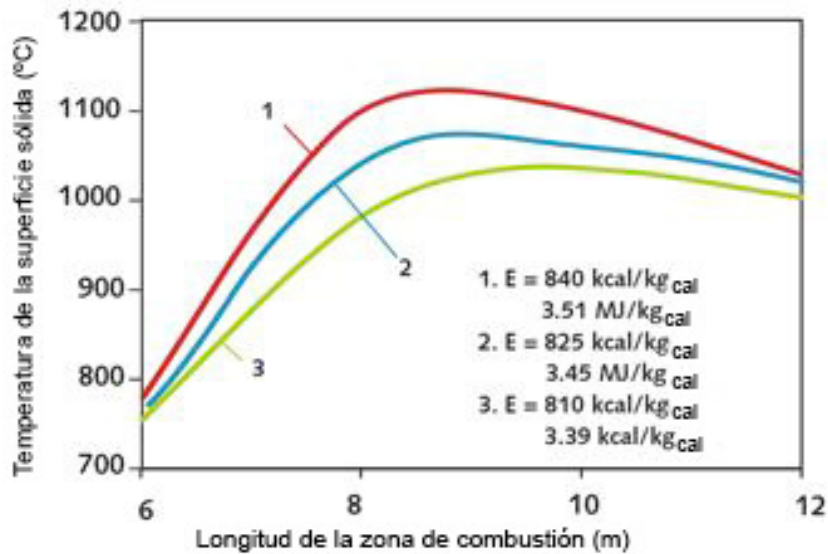


Ilustración 30. Relación entre temperatura de producto y producción (Adaptado: ZKG International, 2011)

La Ilustración 30 representa la relación entre aportación de material y producción.

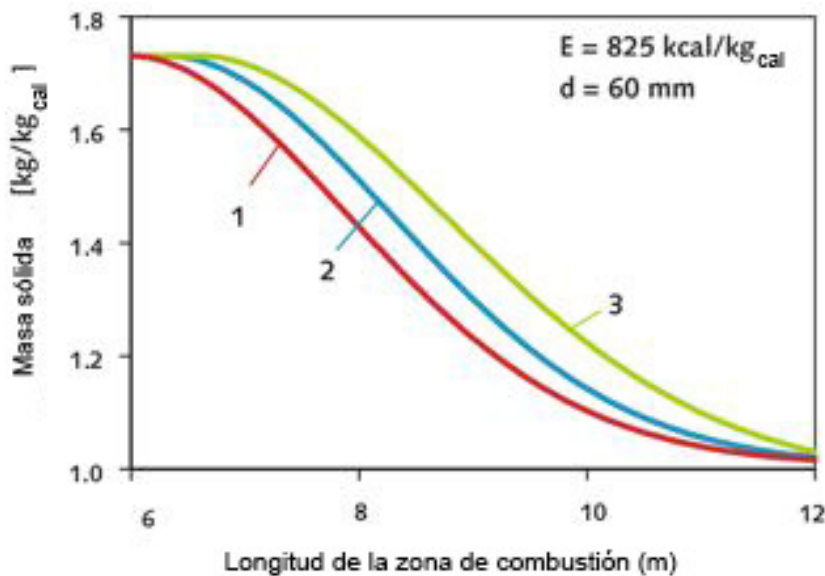


Ilustración 31. Relación entre aportación de material y producción (Adaptado: ZKG International, 2011)

Como era de esperar, un incremento en la producción, manteniendo constantes los demás parámetros, produce un descenso en la temperatura de los sólidos, debido al menor tiempo de residencia.

Esto último, obviamente, afecta a la altura en que se produce la calcinación y por ende al grado de calcinación.

A mayor producción, resulta de menor tiempo de residencia y mayor proporción de CO_2 residual. También se incrementa la temperatura a la que se descarga la cal producida. De igual modo, el

incremento proporcional en el flujo de gases nos obligara a prever una mayor pérdida de presión en el circuito.

10 ELECCIÓN DEL COMBUSTIBLE

En una planta de cal el mayor coste variable corresponde al combustible destinado a las operaciones de calcinación.

La elevada volatilidad de los precios del combustible puede hacer pasar la viabilidad de positiva a negativa en un periodo muy corto.

Se ha planteado la posibilidad de emplear dos combustibles alternativos o en mezcla:

- Gas natural.
- *Petcoke* (Coque de petróleo).

El gas natural tiene múltiples ventajas a su favor, las cuales son:

- Limpieza de operación;
- Menor mantenimiento;
- Mejor rendimiento de operación;
- Menor número de interrupciones (en el caso del *petcoke* existe la posibilidad de atascos en las lanzas);
- Mejor calidad del producto (reactividad);
- Menores emisiones;
- Menor nivel de azufre que el *petcoke*.

Frente a esto, la ventaja fundamental del *petcoke* es su coste.

10.1 El *petcoke*

Los parámetros típicos del polvo de *petcoke* (“green delayed petroleum coke”) a utilizar en un horno de cal de tipo regenerativo son los siguientes:

- Poder calorífico inferior..... 8.300 kcal/kg, secado típico.
- Finura 95-97% que pasa a la criba de 90 μm
- Cenizas..... inferior a 2 %, secado
- Temperatura de fusión de las cenizas..... mayor de 1.200 °C
- Humedad del polvo de *petcoke* seco inferior a 1 %
- Índice de libre hinchazón no se aplica
- Contenido de azufre:
 - *Petcoke* con bajo contenido de azufre .. inferior a 2 %
 - *Petcoke* Standard inferior a 6 %

10.2 Influencia del tamaño de la piedra en la selección de combustible.

- Piedras de gran tamaño.

La piedra caliza con tamaño 16-100 mm o 20-120 mm con la que se alimentará el horno, no tendrá problemas al ser calcinada con la combustión de polvo de *petcoke*.

La distribución del calor con un combustible sólido pulverizado no es seguramente homogénea como aquella que se puede obtener con gas natural, por lo tanto, la posibilidad de recalcar un área del horno respecto a otra es más alta y esto podría ser peligroso con una piedra que no soporta la cocción, aspecto a considerar en función de la piedra a alimentar.

En este caso el valor de CO₂ residual no será uniforme en la sección transversal del horno, por lo tanto, el valor medio del CO₂ residual en salida aumentará.

Idénticas conclusiones son de aplicación a la caliza dolomítica.

- Caliza de pequeño tamaño

El funcionamiento con caliza de pequeño tamaño, o sea 20-40 mm, limita la producción por aumento de las presiones durante el ejercicio del horno.

Esto se debe a la oclusión de los espacios naturales de paso de los gases y por lo tanto es también una barrera natural el paso del combustible sólido pulverizado que tiene la tendencia a adherirse a la piedra y terminar la combustión localmente.

Con este tipo de funcionamiento se pueden alcanzar sin problemas valores de CO₂ residuo equivalente a 4-5 %. Obviamente, con una piedra resistente mecánicamente a la cocción, limpia y seca, estos valores pueden ser reducidos.

10.3 Potenciales implicaciones medio-ambientales del uso de *petcoke*.

La incorporación de coque a la combustión presenta dos implicaciones medio-ambientales:

a) La llegada y manipulación del *petcoke*.

La llegada del *petcoke* se prevé realizarla en camiones cisterna, descargado mediante transporte neumático en un silo de 200 m³. El circuito de descarga es totalmente cerrado entre el camión y el silo. El camión viene equipado con su propio compresor.

El silo además va equipado de un filtro de mangas que garantiza que se libera la pequeña presión que se crea en el interior del filtro, durante su llenado.

El *petcoke* dosificado se dirige al horno de cal mediante tuberías y se quema en las lanzas.

Se puede afirmar que no hay ninguna emisión de partículas de *coke* en el exterior, salvo las originadas por la salida del filtro de mangas.

b) La combustión en el horno de cal sustituyendo en parte al gas natural.

La intención es utilizar, en principio, una combinación de un 70% *petcoke* y un 30% gas natural.

Los valores de emisión para las dos modalidades de combustión son:

- Combustión 100% gas natural
 - NOx..... < 200 mg/Nm³
 - SOx < 115mg/Nm³
 - Partículas..... 20 mg/Nm³

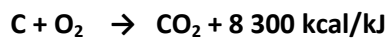
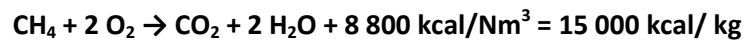
- Combustión 100% Petcoke
 - NOx..... < 250 mg/Nm³
 - SOx..... < 300 mg/Nm³
 - Partículas..... < 20 mg/Nm³

Los valores aquí reflejados son para valores instantáneos (Labein, 2005) (directiva 2010/75/UE del Parlamento Europeo y del Consejo, 2013), para el cálculo de emisiones anuales hay que tener en cuenta el porcentaje utilizado de cada combustible.

El factor de emisión del *petcoke* de acuerdo con la lista de factores de emisión es de 94,6 toneladas de CO₂/TJ (España, 2010). El PCI del coke en comparación con el gas natural es:

- PCI *petcoke* 8.300 kcal/kg
- PCI gas natural 8.800 kcal/Nm³

Como suponemos que el rendimiento térmico será el mismo nos encontramos que (Perry, 2000):



El factor de emisión del gas natural es 56,1 t CO₂/TJ (España, 2010). Por tanto los Nm³ de CO₂ que se emiten con el *petcoke* son 1,68 (94,6 / 56,1) veces la emisión con gas natural.

Sin embargo, al no contener vapor de agua el volumen total de gases es menor en el caso de combustión de *petcoke*.

La Tabla 13 compara la carga contaminante anual con 100% de cada combustible, para una producción de aproximadamente 108.000 toneladas anuales de cal.

Tabla 13. Emisiones contaminantes para diferentes combustibles al 100%

	SOx	CO ₂	NOx	Partículas
Gas natural	13.550	22.000	23.570	2.360
Petcoke	35.355	36.960	29.460	2.360

Todos los valores en kg/año

El SO₂ se estima en base a hornos similares existentes en España. Es muy difícil hacer el cálculo por el azufre contenido en la materia prima, por una razón:

El % de azufre oscila entre el 3% al 6% en el *petcoke*. La propia cal en el proceso de fabricación es un potente reductor del azufre y como consecuencia retiene gran cantidad de azufre de combustión. Conviene recordar que la cal se usa en los sistemas de reducción de emisiones e industrias, precisamente para reducir el SO₂ en humos.

El resultado de la combinación que utilizamos, de 70% *petcoke* y 30% gas natural, está representado en la Tabla 14.

Tabla 14. Emisiones contaminantes para una combinación de combustibles.

	SOx	CO	NOx	Partículas
70 – 30 %	20.100	26.490	25.330	2.360

Todos los valores en kg/año

10.4 Otras alternativas al *petcoke*

Se busca el *petcoke* como una alternativa no tan solo logística sino también estratégica.

El mercado de gas natural está fuertemente influenciado por fenómenos geoestratégicos totalmente impredecibles. Precios de petróleo, guerras en Oriente Medio, atentados terroristas, entre otros factores, ha desencadenado unos fenómenos especulativos sobre el mercado del gas, que no solamente han afectado al precio sino también al aprovisionamiento.

Las compañías de gas han estado intentando reducir sus clientes en España, especialmente los clientes en tarifa, por la razón obvia de que “colocaban” el gas en otros mercados a mejores precios que los que encontraban en el mercado nacional.

Como bien indica la directiva IPPC 96/61/EC en su Artículo 2, las empresas deben adoptar la Mejor Tecnología disponible económica y técnicamente viable.

Pero, siendo muy importante el aspecto económico hasta aquí comentado hay un segundo aspecto tan considerable o más, nos referimos a la componente sostenibilidad, entendida como forma de poner en valor materias que serían desaprovechadas en otras circunstancias. Explicamos a continuación este ahorro y valorización de Materias Primas.

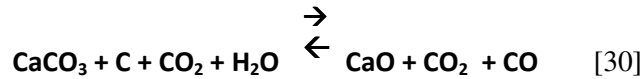
El proyecto incorpora medidas encaminadas al ahorro en el consumo de materias primas por dos razones.

La utilización de *petcoke* creemos que puede permitir el uso de calizas de peor calidad (por contraposición al empleo del gas natural) en el momento de la calcinación, en la medida en que la

mezcla íntima del coke con la caliza en el horno desplaza hacia la derecha la reacción de obtención de cal (Ecuación 29).



Por el contrario, en el caso del gas natural, la reacción sería (Ecuación 30):



Debido a ello, la riqueza en CaCO_3 de la caliza debe ser más alta o bien la pureza obtenida de CaO es inferior, pues la reacción [29] está desplazada a la izquierda respecto a la reacción [30]

Todo ello nos conduce a poder obtener una mayor cantidad de CaO por tonelada de caliza y/o una mayor calidad de producción. En resumen, una reducción del consumo de materias primas o bien una utilización de materias de peor calidad.

Otro valor añadido del proyecto, derivado de lo anteriormente expuesto y que tiene que ver indirectamente con el ahorro de materias primas, y que resulta de una gran trascendencia para la empresa, viene del hecho de que con el *petcoke* podría solucionarse un problema muy grave de la empresa, técnica y económicamente, como es el de la posibilidad de utilizar nuestras calizas en la obtención de cales aptas para su uso como base neutralizante en procesos metalúrgicos pirolíticos propios de la fabricación de del zinc y del aluminio.

En el proceso de obtención de Zn (o Al) metal por procesos pirometalúrgicos existen varias etapas de lixiviación-purificación, en los cuales se emplea CaO (cal viva). El líquido resultante de esta lixiviación-purificación es sometido a un proceso electrolítico a partir del cual se obtiene Zn (o Al) metal.

Pues bien, este último proceso puede verse alterado por la presencia de pequeñas concentraciones de fluoruro en la disolución, el cual actúa haciendo que el Zn (o Al) electrodepositado sobre el electrodo se despreque con dificultad de la placa base, alterando así el rendimiento del proceso de producción, y haciendo enormemente, por consiguiente, que no sean recomendables la utilización de cales con ese exceso relativo de flúor (estamos hablando de p.p.m.).

Existen un gran número de canteras y yacimientos de piedra caliza, como en el caso estudiado, de excelentes características, en cuanto a su composición química y mineralógica fundamentalmente, pero no así en lo que se refiere al contenido de fluor. Ciertas calizas tienen el

inconveniente de la presencia de Fluorita (F_2Ca) en concentraciones entre 0,02 – 0,03 % de fluor. Esta concentración de fluorita provoca que durante el proceso de calcinación de las mismas, la concentración de F aumente a 0,04 – 0,06 %, concentración excesiva para emplear dicha cal en la etapa de purificación previa al proceso electrolítico para la obtención de Zn (o Al) metal.

Pues bien, durante el proceso de calcinación con gas, debido a la composición del mismo, se genera un alto contenido en vapor de agua que acarrea la producción de fluorhídrico, a partir de la fluorita de la caliza y, tras una serie de reacciones, ese fluorhídrico aparece de nuevo en la cal obtenida.

Este problema surgió en algunas instalaciones inmediatamente después de poner en marcha plantas de calcinación con gas y hornos de tipo regenerativo de corriente paralela – muy eficaces energéticamente – pero que tienen el inconveniente de que recirculan los gases y, por lo tanto, el flúor vuelve a quedar atrapado en la piedra precalentada, por lo que no es expulsado ni eliminado por la chimenea en forma gaseosa, de acuerdo con la teoría anteriormente expuesta del exceso de vapor de agua en los gases cuando se calcina con gas natural.

Por el contrario, pensamos que la utilización de *petcoke* puede resolver definitivamente este problema, puesto que con este combustible los productos de combustión no tienen vapor de agua y el flúor contenido en la caliza se va liberando por los humos y no queda como elemento residual en el producto calcinado.

Como explicamos al principio, la aparición de este problema, solamente surge después de poner en marcha las plantas de calcinación con gas, pues antes, con los viejos hornos con coke, jamás había existido.

10.5 Horno de calcinación

El horno es del tipo regenerativo de corriente paralela, la cámara de combustión tendrá una altura de unos 20 metros (capítulo 8.1) mientras que la altura útil se sitúa en torno a los 38 metros, contado con las capas de refractarios y la total será de unos 10 metros más debido a los elevadores de cangilones, a la descarga, etc. Está compuesto por dos cubas paralelas conectadas por un canal, de forma que cada cuba actúa como recuperador de calor cuando la otra está en fase de combustión (Ilustración 31). De esta forma se produce un intercambio de calor muy eficaz, ya que durante un primer ciclo la caliza/dolomía absorbe el calor de los gases de salida, y durante un segundo ciclo la cal/dolomía cede calor al aire de combustión. Este proceso es posible gracias

al uso de dos cámaras, que, al estar conectadas por un canal, permiten que la combustión y la dirección del flujo de gases cambien alternativamente.



Ilustración 32. Horno de calcinación similar al proyectado (Maerz,2012)

La carga de la materia prima se realiza por la parte alta útil, en una tolva de cabeza, por medio de compuertas accionadas hidráulicamente, con lo cual se asegura la estanqueidad.

La descarga se realiza por la parte inferior mediante una plataforma de vaivén-tolva, con extracción regular de la cal viva fuera de las cubas. Una tolva inferior recoge el producto, que es evacuado mediante un extractor vibrante, iniciándose así la línea de calcinado.

La función básica del horno es producir la **descarbonatación**, de acuerdo con las siguientes reacciones químicas (Ecuaciones 31 y 32):



El CO₂ residual es inferior al 5% de promedio, con un consumo calorífico inferior a 850 kcal/kg, alcanzando una temperatura máxima de proceso de 1 100 °C.

La temperatura de la cal viva obtenida es de 150 °C máximo. La temperatura de los gases es de 140 °C máximo y la concentración de partículas en la salida, después del filtro, es inferior a 30 mg/Nm³.

Los datos básicos del horno son los siguientes:

- Nº de hornos 1
- Nº de cubas por horno 2
- Altura eficaz..... 37,38 m
- Forma de las cubas Semicircular
- Dimensión de la cuba 6,28 m²
- Peso de la estructura metálica 200 400 kg

Los datos de producción nominal son:

- Granulometría de entrada 40-80 mm
- Producción diaria del horno 300 t
- Consumo térmico inferior a 850 kcal/kg
- CO₂ residual Menor del 5 % promedio

La **producción real** es función de la granulometría de alimentación al horno, estableciéndose la Tabla 15:

Tabla 15. Producción según granulometría (Cimprogetti,2002)

Granulometría alimentación al horno	Producción (t/día)
16 – 40 mm	220
16 – 100 mm	320
40 – 100 mm	335

10.5.1 Componentes del horno de calcinación.

El horno está formado por dos cubas semicirculares, con un radio interior de aproximadamente de 1,65 metros mientras con las capas de refractario el diámetro total de las cubas se situará en torno de 2,7 metros , ya que habrá que incluir el refractario que será una capa de medio metro, además las dos cubas deben quedar separadas entre sí. Se presentan, en seguida los subconjuntos principales que componen el horno.

10.5.1.1 Grupo de carga

Este compuesto por una **tolva de descarga del skip** instalada en la cabeza del horno que a su vez alimenta una **tolva receptora** de caliza para distribuir alternativamente en las dos cubas, provista de dos válvulas accionadas por cilindros hidráulicos. Desde esta tolva, mediante **dos rampas** se conduce el material hacia las cubas del horno.

Sobre las dos cubas del horno se ubican sendas **válvulas hidráulicas** que permiten la entrada de la caliza en el horno, la entrada del aire de combustión y la salida de los gases de descarga.

Cada cuba está dotada de un **indicador de nivel hidráulico** para la medición del nivel de caliza en su interior.

10.5.1.2 Coraza del horno y estructuras:

Alrededor de las dos cubas semicirculares se dispone la denominada camisa del horno, con puertas de inspección y puertas de seguridad. Así mismo existen un conjunto de escaleras y plataformas para acceder y sostener los distintos componentes del horno.

La cubierta del horno va calorifugada mediante lana mineral de 60 mm de espesor y una densidad de 80 kg/m³, siendo recubierta por una lámina de aluminio.

10.5.1.3 Grupo de extracción y descarga de cal:

En la base del horno, que cumple las funciones de sustentación y anclaje, se ubican dos cajones de extracción hidráulicos, para la extracción regular de la cal viva fuera de las cubas, provistos de puerta de inspección.

Los citados cajones vierten su contenido sobre sendas tolvas de recolección intermedia, encargadas de la recuperación de la cal extraída de los distribuidores.

Dos válvulas de descarga de cal viva conectan las tolvas anteriores con una tolva inferior común dotada de un nivel para el control de su contenido.

Los asientos de válvulas y las puertas de inspección se guarnecen con caucho de silicona resistente hasta una temperatura de 200 °C.

Una serie de tuberías de gran diámetro complementan la estructura del horno, sirviendo de conductos para el aire de proceso y humos:

- Tuberías de aire de combustión para el horno.
- Tuberías de unión a la planta de filtración y chimenea.
- Tuberías de aire de enfriamiento.
- Chimeneas.
- Filtro del horno.

Las tuberías, para el filtro y chimenea, se calorifugan mediante lana mineral de 60 mm de espesor y una densidad de 80 kg/m³, con recubrimiento de lámina de aluminio.

10.5.1.4 Revestimiento Refractario:

El material a calcinar, durante su marcha descendente, pasa por tres fases fundamentales cada una de ellas localizada en una zona determinada, en las cuales se somete a diversas temperaturas alcanzándose la descarbonatación en su zona central.

- Zona de precalentamiento de la caliza: en esta zona el revestimiento refractario está formado por una capa antidesgaste, una capa aislante y una capa externa superaislante;
- Zona de cocción: capa antidesgaste, capa técnica de seguridad, capa aislante y capa superaislante;
- Zona de refrigeración de la cal viva: igual que en la zona de precalentamiento.

En los canales de unión de las cubas está conformado por capa de ladrillos en arco, capa técnica de seguridad y capa externa aislante. Todos los revestimientos sin amianto y cromo.

Se han previsto sólo dos formas especiales de ladrillos refractarios, todos los materiales restantes tienen forma estándar, de manera que se minimiza tanto el gasto de construcción como el costo de los materiales de reserva que se tienen en el almacén.

La duración del revestimiento refractario en un horno "TWIN-O" se estima superior a 5-6 años.

10.5.1.5 Alimentación del horno:

La carga o alimentación del horno se realiza de manera uniforme y discontinua, ésta es prácticamente instantánea a partir de la tolva de alimentación, cayendo por gravedad tras la apertura de las válvulas.

A efectos de la regulación del proceso, el autómeta encargado de la marcha del horno, controla que en cada momento necesario la tolva de alimentación esté cargada y que por lo tanto haya sido previamente alimentada.

Una de las ventajas de este tipo de horno, es que si bien está proyectado para una capacidad nominal de 300 toneladas/día, permite operar en régimen reducido con capacidades de hasta un 50% de las capacidades nominales.

La capacidad máxima del *skip* se considera la de máximo consumo.

Tanto el interior del *skip* como la tolva donde bascula éste, están revestidos de goma para evitar el exceso de ruido.

La marcha del proceso está comandada por el autómeta de regulación y control del horno, manteniendo como función de contraste permanente la que recibe del indicador de nivel en cada cuba.

10.5.1.6 Combustión con gas natural:

El suministro de gas llega a través del gaseoducto hasta una estación de regulación y medida (ERM) situada en un punto de la periferia de la fábrica, a una presión de 16 kg/cm².

En esta estación, la presión del gas es reducida a unos 5 kg/cm² y transportado mediante una red de tubería de 100-125 mm de diámetro, sin bridas y con dilatadores hasta la planta del horno donde está su sistema de control, regulación, seguridad y reversión. Esta estación lleva una válvula de seguridad de rearme manual cuya misión es la de cerrar el paso del gas al horno cuando se detecta algún fallo. El objetivo de esta planta es regular, medir y distribuir el gas natural al horno.

La tubería está unida a la entrada del grupo de regulación y medición por medio de un empalme dialéctico para evitar que corrientes eléctricas vagabundas puedan propagarse al resto de la planta.

Un manómetro indica la presión del gas mientras un filtro de cartucho retiene eventuales impurezas arrastradas por el gas. En el filtro hay instalado un manómetro que indica la caída de presión a través del mismo filtro y por lo tanto indica el grado de obstrucción.

La medición se lleva a cabo en función de la capacidad, la temperatura, la presión y el poder calorífico. La válvula reguladora limita el flujo de gas y lo mantiene igual a la cantidad deseada.

El calentamiento de cada cuba del horno se realiza mediante lanzas duales para combustibles gaseoso y sólido, dispuestas en la sección del horno, de tal forma que cada lanza cubra una superficie determinada. El número de lanzas es de 24 por cuba. La parte horizontal de la lanza es de acero al carbono y la parte vertical de desgaste de acero inoxidable AISI 304.

En la Ilustración 33 se puede apreciar el circuito de lanzas con la refrigeración y combustión.

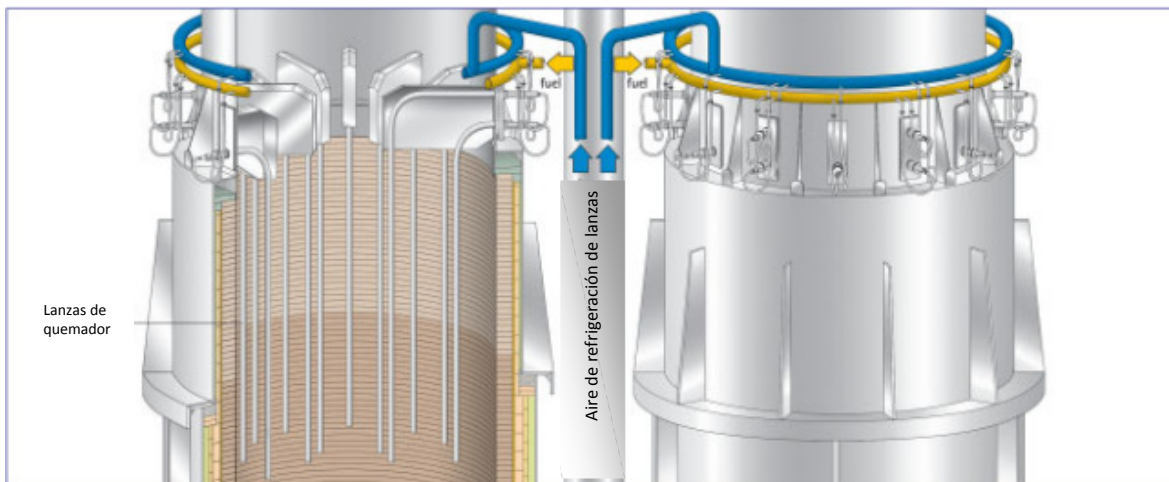


Ilustración 33. Circuito de lanzas (Adaptado: Maerz,2002)

Durante el funcionamiento normal del horno el gas natural llega alternativamente a los dos colectores de las cubas, de las cuales se desprenden los tubos que se coligan a las lanzas. En la embocadura de cada lanza se encuentra un inyector dosificador fácilmente accesible. Estos inyectores elevan la presión de los colectores y garantizan la alimentación deseada a cada lanza.

El aire de enfriamiento de las lanzas viene de una soplante, diseñada para este fin y situada en la sala de soplantes general.

Las características básicas de la combustión con gas son las siguientes:

- Combustible Gas natural
- Presión entrada a la instalación 3,5/4 bar
- Poder calorífico 8 800 kcal/Nm³
- Consumo de calor..... < 850 kcal/kg cal
- Exceso aire..... 30%
- Consumo gas/kg cal..... 0,1 Nm³

Para la producción nominal resulta un consumo de gas de:

$$0,1 \cdot 12500 = 1250 \text{ m}^3/\text{h}$$

y el consumo de aire necesario será de:

$$1250 \cdot 10,98 \cdot 1,3 = 17843 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

Esta cantidad de aire será suministrado mediante tres soplantes que permitirán conjugar entre ellas las necesidades de aire de combustión según la capacidad programada, existiendo un medidor que permite alimentar al horno con la cantidad de aire de combustión necesario para cada condición de trabajo, independientemente de las condiciones ambientales existentes.

La cantidad de gas necesaria para el correcto funcionamiento del horno se envía alternativamente a las dos cubas por medio de un grupo de válvulas con funcionamiento neumático. En cada tubería que transporta el gas hasta las lanzas, están instalados:

- Una válvula neumática para la desviación del flujo de gas;
- Una válvula antirretorno que impide que los humos del horno, de la cuba que no está en combustión, se introduzca en los tubos de gas;
- Un manómetro que indica que hay obstrucciones en las boquillas calibradas en la entrada a las lanzas.

Existe un grupo de enfriamiento de lanzas, que garantiza el enfriamiento de las lanzas de la cuba que no está en combustión, así como un quemador auxiliar para utilizar durante el arranque o encendido del horno, provisto de regulación manual. El sistema en general está protegido contra excesos de temperatura de la cal mediante contacto de valor límite.

Para el empleo del gas natural como combustible, los quemadores del horno son de tipo lanza, de acero refractario con orificios de salida de unos 5 mm y una presión de trabajo en el rango de 1 a 3,5 kg/cm². Existen 24 quemadores, uno por cada lanza.

10.5.1.6.1 Instalación de Regulación y Medida (ERM)

La estación de regulación y medida es la encargada de suministrar el gas natural empleado en la combustión a partir de la red pública de distribución, constara de una línea completa de regulación para consumo interrumpible, que será capaz de suministrar el caudal total requerido por la instalación (Ilustración 34).

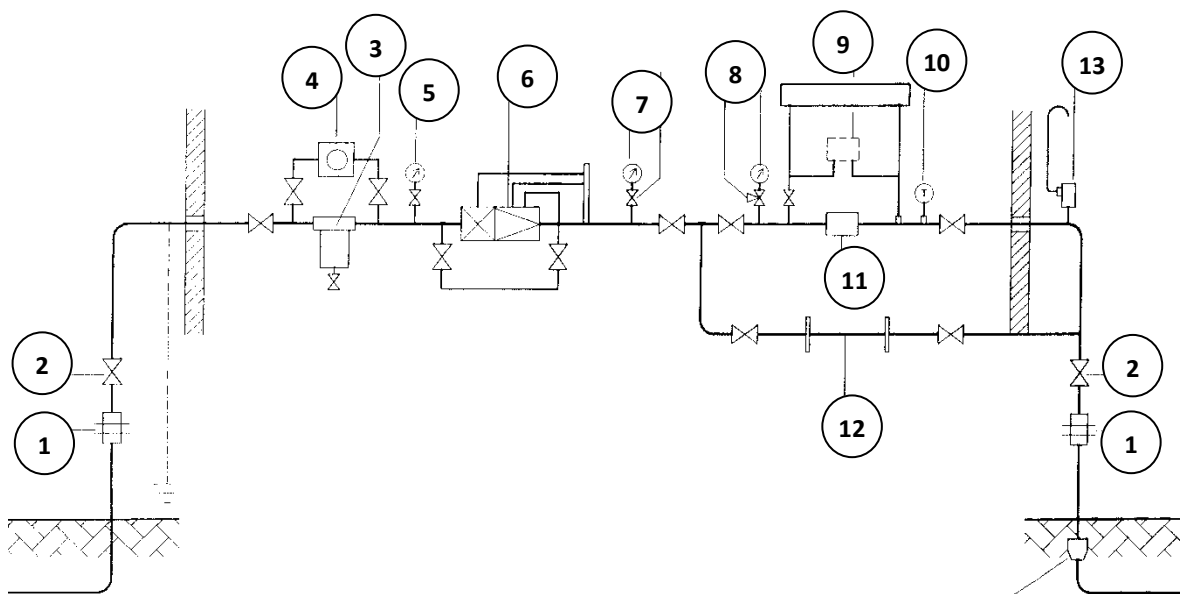


Ilustración 34. Estación de regulación y medida de gas natural (Sedisa, s.a.)

Los elementos de que consta la ERM se resumen a continuación. Así, está compuesta por:

- (1) Juntas dieléctricas.
- (2) Válvula esfera.

La primera etapa de la ERM corresponde a la sección de filtraje, para eliminar posibles elementos sólidos arrastrados por la red de distribución, que posteriormente podrían provocar problemas en las secciones de regulación y contaje. Esta etapa esta constituida por:

- (3) Filtro vertical para gas natural, con cartuchos filtrantes recambiables, y válvula de purga.

- (4) Manómetro diferencial para controlar el atascamiento del filtro.

La siguiente etapa corresponde a los elementos encargados de reducir la alta presión de la red de distribución a las presiones inferiores necesarias para alimentar la rampa de gas del horno de calcinación:

- (5) Manómetro de entrada 0-25 bar.
- (6) Regulador de presión de acción pilotada, con válvulas de corte por exceso y defecto de presión. Este elemento se encarga de mantener la presión en los niveles deseados
- (7) Manómetro 0-6 bar.

La última etapa de la ERM es la encargada de la medida de los caudales de gas tomados de la red de distribución, para su correcta facturación. Esta etapa cuenta con:

- (8) Manómetro patrón con clase de precisión 0,5 y rango 0-4 bar, dotado de válvula reglamentaria de tres vías.
- (9) Corrector electrónico. Este elemento permite el cálculo del volumen de gas normalizado, partiendo de la medida de gas efectuada por el contador a una presión y temperatura determinadas, y mediante las señales de temperatura y presión tomadas de los sensores dispuestos en la tubería.
- (10) Termómetro de dilatación de gas, -20 a +40 °C
- (11) Contador de turbina, emplazado en un tramo recto, dimensionado para un correcto contaje.

En serie con el contador y mediante la actuación de las correspondientes válvulas de *bypass*, se dispone de un carrete de idénticas dimensiones que el contador para permitir su contrastación. Este *bypass*, permite, además en caso de avería del contador y previo acuerdo con la compañía distribuidora, garantizar el suministro de gas a la instalación.

- (12) Válvula de alivio situada en la salida general siendo su escape conducido al exterior (techo) del recinto de la ERM.

10.5.1.6.2 Líneas de distribución de gas natural

Las líneas de distribución incluyen las tuberías y accesorios situados entre la válvula de salida de la ERM y la rampa de regulación del horno.

Se emplearán tuberías de acero estirado según DIN -2448-ST-35 en los tramos aéreos, con soldadura a tope TIG.

En los tramos que discurren enterrados la tubería será de polietileno, del tipo SDR-11, según DIN 5333/90. La profundidad de enterramiento será de 80 cm, sobre lecho de arena, con las oportunas medidas de señalización (cinta de balizamiento enterrada).

Todas las tuberías que discurren aéreas, estarán protegidas mediante el siguiente proceso:

- Chorreado a grado SA 2½
- Una capa de imprimación de 60 micras de espesor de película seca *epoxi*, rica en fosfato de zinc.
- Dos capas de acabado en pintura poliuretano alifático HB con un espesor de 80 micras, color amarillo según Norma UNE 1.063.

Las tuberías de polietileno no necesitan ningún tipo de protección, salvo las excepciones de la normativa, se protegerán de los rayos solares y la temperatura del lugar de almacenamiento no podrá sobrepasar los 50 °C, pero se tendrá especial cuidado en no dañarla en su tendido con materiales punzantes o cortantes.

Para el tramo de acometida interior, la velocidad máxima será de 20 m/s y la pérdida de carga admisible inferior al 2% de la presión mínima garantizada (3,5 bar).

Toda la instalación será sometida a los ensayos y pruebas preceptivas en la reglamentación vigente.

La prueba de estanqueidad se realizará con aire o gas inerte, nitrógeno a 5 bar efectivos durante 6 horas, una vez que se ha estabilizado la presión debiendo ser verificada mediante manómetro de escala adecuada y precisión 0,1 bar. En la puesta en marcha de la instalación, se barrera por delante toda la tubería con un tapón de nitrógeno al objeto de pasivar y expulsar el oxígeno que contenga ésta.

10.5.1.7 Combustión con petcoke

La instalación para la utilización del *petcoke* como combustible adicional constara de los siguientes elementos:

- Un silo metálico, para almacenamiento de 200 m³ de coque;
- Un sistema de filtrado (filtro de mangas);
- Una estación de pesado y dosificación;
- Un conjunto de tuberías y conducciones que transportaran el coque, mediante transporte neumático hasta el horno. El aire será suministrado por una soplante;
- Un conjunto de lanzas de uso dual (gas/sólido) para la introducción del combustible en el horno.

10.5.1.7.1 Silo de almacenamiento de 200 m³

Se trata de un silo destinado a almacenar el coque destinado a la combustión. El silo está construido en chapa metálica curvada y va montado sobre una estructura de perfiles laminados de acero. Tanto la estructura como el silo son elementos metálicos desmontables, que no constituyen una edificación como tal. En los cálculos de este proyecto aparece debidamente detallado el dimensionamiento del silo.

Las dimensiones aproximadas de este silo son 29 metros de altura (incluyendo la estructura soporte) + 2,5 metros de altura para el filtro de mangas sobre este y 4 metros de diámetro, con un cuerpo de escaleras adosado para llegar a la parte superior.

La materia se recibe en camiones cisterna equipados con un compresor que eleva el material hasta el silo mediante un sistema de transporte neumático incorporado al propio camión.

Los camiones cisterna llegarán a la empresa provistos de la última verificación de la cisterna. El vigilante o el responsable de la descarga verificarán la documentación del recipiente y del compresor. No se aceptarán cisternas fuera de plazo en la revisión de aparatos a presión.

10.5.1.7.2 Protección frente a posibles explosiones

Aunque el *petcoke* es un material que difícilmente explota y/o entra en ignición (NFPA lo clasifica como riesgo < 1), el silo se equipa con paneles de venteo debidamente dimensionados de acuerdo con la norma NFPA68 de forma que se libere la presión de una posible explosión interior. La estructura del silo además, ha sido calculada para que en caso de producirse esta explosión se mantenga su seguridad estructural.

El panel de venteo abre hacia una zona donde no hay ninguna presencia humana, ni posibilidad de haberla en circunstancias normales. Existe una escalera de acceso al panel para su cambio y reposición, pero no tiene otra función que el acceso al citado panel. En este acceso se dispondrá de una cadena de cierre con la debida señalización, indicándose claramente que no se puede acceder a la zona del panel con la instalación en marcha.

10.5.1.7.3 Protección frente a incendios internos

Puede darse el caso de que el material existente en el silo entre en combustión sin llegar a explosionar, produciéndose lo conocido como “fuego sordo”.

El “fuego sordo” es una combustión sin llama que va formando brasa y que va avanzando poco a poco dando lugar a un fuego muy difícil de apagar pero que puede alcanzar fuertes temperaturas. Para detectar este tipo de fuegos se equipa el silo con un termopar que por indicación de la temperatura en el interior del silo accionara una alarma.

También se equipa el silo con un circuito secundario que permite su vaciado al suelo en caso de incendio, de forma que este pueda ser atacado con mangueras y espumógeno.

10.5.1.7.4 Descarga del silo

El silo va equipado con un sistema de extractores alveolares en serie, de forma que se evita la entrada de aire y sifonamiento desde la parte inferior del silo.

También se equipa el silo con un sistema que evita la formación de bóvedas y fluidificación del material, garantizando la no formación de atascos.

10.5.1.7.5 Niveles

A nivel de instrumentación, el silo se equipa con dos detectores de nivel: mínimo y máximo.

10.5.1.7.6 Filtro de mangas

Durante la descarga de camiones e introducción de coque en el silo se produce un desplazamiento del aire contenido en el interior del silo (ligera sobrepresión). Para evitar que ese aire salga al exterior cargado de partículas el silo está equipado en su parte superior con un filtro de mangas de alto rendimiento.

Las partículas sólidas transportadas por el aire son introducidas en el filtro por la cámara de aire sucio. Este aire pasa a través del tejido filtrante a la zona interior de aire limpio, quedando

retenidas las partículas sólidas por su parte exterior. La cámara de aire limpio y la cámara de aire sucio están separadas entre sí por la chapa portamangas y únicamente conectadas a través del tejido filtrante.

El aire asciende por las mangas a baja velocidad para que las partículas de mayor tamaño decanten directamente hacia los elementos de descarga.

Las mangas se limpian periódicamente por impulsos de aire comprimido, procedentes del tubo inyector situado sobre las mismas. El aire pasa al interior de cada manga a través de un venturi.

El tubo inyector está sujeto y cerrado por un extremo y abierto en la parte opuesta, saliendo al exterior de la cámara de aire limpio para conectarse a la válvula de diafragma y electroválvula, siendo éstas a su vez accionadas por un temporizador, el cual regula la limpieza de los tejidos filtrantes, desprendiendo el producto acumulado por la parte exterior de las mangas.

Un manómetro diferencial indica la presión entre la cámara de aire limpio y la cámara de aire sucio. Opcionalmente, el manómetro puede regular automáticamente el sistema de autolimpieza en función de la pérdida de carga.

- Características del filtro:
 - Caudal..... 1 800 Nm³/h
 - Temperatura diseño..... 80° C
 - Presión de trabajo -200 mmcda
 - Superficie filtrante..... 19 m²
 - Pérdida de carga..... 120 – 150 mmcda
 - Consumo aire limpieza 6 Nm³/h
 - Nivel presión sonora 86 dB(A) ± 3

Todo el equipamiento previsto para zona clasificada ATEX.

10.5.1.7.7 Estación de pesada y dosificación

Desde el silo se alimenta una tolva pesadora. Esta alimentación tiene lugar durante el “periodo de inversión” del horno de calcinación, es decir cuando no se introduce combustible en el horno.

La tolva es de chapa de acero de 3 mm de espesor y está equipada con un sistema de pesada por células de carga que, mediante el software de equipamiento, ordena parar la descarga del silo de

combustible, una vez alcanzado el peso prefijado. También existe una válvula manual de emergencia para poder parar la dosificación en caso de disfunciones.

La tolva está equipada, asimismo, con un sistema de válvulas para equilibrar las presiones entre está y el silo de almacenamiento.

Todas las tuberías, llegadas y salidas a la tolva pesadora están acopladas con sistemas elásticos de baja constante de forma que no se vea afectado el valor de la pesada efectuada.

La tolva tiene capacidad suficiente (6 m de diámetro x 3 m de altura) para contener el coque necesario para la demanda del horno de calcinación entre dos periodos de inversión.

La tolva pesadora funciona por el método de ir descontando su peso existente sobre el inicial y de esta manera calcular y regular la dosificación a las lanzas, realimentando el lazo de control con el que equipamos la regulación.

10.5.1.7.8 Tuberías y sistemas de dosificación.

Desde la tolva de dosificación se resuelve el transporte al horno mediante un sistema de transporte neumático, impulsado mediante una soplante del tipo ROOTS de 90 kW.

El sistema va equipado con válvulas alveolares dotadas de un sistema de regulación de velocidad de forma que se puede regular el caudal de coque.

Debajo de las válvulas se colocan los eyectores que, por efecto Venturi arrastran el coque hacia las lanzas.

La soplante va equipada con el correspondiente juego de válvulas que realiza un *bypass* del sistema a la atmósfera cuando no es necesaria su aportación, es decir, en los “periodos de inversión”.

El sistema de impulsión consta de 12 tuberías DN 80, que al llegar al horno de calcinación se dividen en 24 de forma que se alcanza un óptimo reparto de las lanzas en el mismo, garantizando una homogeneidad de combustión y consecuentemente de temperaturas, en el interior de la cámara de combustión.

Para equilibrar las pérdidas de carga y hacer que los 24 circuitos neumáticos sean iguales, al objeto de conseguir fielmente el objetivo expresado en el párrafo anterior, se equipan la totalidad de los circuitos con válvulas repartidoras del flujo entre las lanzas.

Las tuberías de transporte del carbón combustible van equipadas con codos reforzados de forma que minimicemos el consumo por abrasión. Las tuberías se equipan con válvulas manuales que permiten aislarlas.

10.5.1.7.9 Lanzas

Las lanzas para la inyección del combustible en el horno están en el interior de la cámara de calcinación, de ahí la importancia de la calidad y diseño de este elemento, que debe aguantar altas temperaturas (construidas en aceros especiales).

Se ha decidido instalar lanzas duales de combustible carbonoso y de gas natural por parecernos la solución óptima, económica y técnicamente adecuada. Cuando decimos combustión dual, queremos decir alternada, no simultanea de coque y gas natural. Cuando se lleva a cabo la combustión con combustible carbonoso, además de los cierres por electro-válvulas del gas natural, existe también un juego completo de válvulas de bola inmediatamente antes de las lanzas de gas, que garantizan el cierre de la llegada de gas. Exactamente lo mismo existe para el cierre de las líneas de combustible carbonoso.

10.5.1.7.10 Equipo soplante

Con el fin de realizar el transporte neumático del *petcoke* se instalará en la actual sala de soplantes, sin necesidad de ampliación, una nueva soplante de 90 kW.

La soplante será del tipo ROOTS es decir de alvéolos – AP 510 mm. $Q \approx 55 \text{ mm}^3/\text{minuto}$, lo que da la potencia definida.

La máquina tendrá marcado CE y Certificados de Seguridad de Maquinaria. Vendrá equipada con una toma de tierra debidamente señalada que permita conectar la masa a la red de tierras existente.

En las instrucciones de puesta en marcha se especificarán muy claramente los tarados de las válvulas de seguridad y alivio.

10.5.1.8 Aportación de aire

La aportación del aire al proceso de descarbonatación en este tipo de horno se concentra en:

10.5.1.8.1 *Aire de combustión:*

Constituye el aporte preciso para un perfecto proceso de combustión, optimizando el aprovechamiento de todo el poder térmico procedente del combustible empleado. La cantidad de aire de combustión viene a estar entre 1,1 y 1,5 Nm³/ kg de cal.

El caudal del aire de combustión es aportado a una presión de 0,4 bar, mediante unas soplantes de las características siguientes:

- Número de soplantes..... 3
- Capacidad de aspiración 2 x 6.600 m³/h ; 1 x 8 400 m³/h.
- Capacidad de Aspiración 21.600 m³/h.
- Presión de Admisión..... Atmosférica
- Presión Diferencial 400 mbar
- Potencia Instalada 2 x 110 kW AC; 1 x 132 kW AC
- Enfriamiento de Máquinas..... convección natural

10.5.1.8.2 *Aire de refrigeración de cal*

Tiene como misión el enfriamiento de la cal y penetra en el horno por su parte inferior en cada una de las cubas, al mismo tiempo recupera el calor sensible del producto calcinado, se mezcla con los gases de combustión y pasa a través del canal de conexión a la cuba que está en ciclo de recuperación. De esta forma se cumple el aprovechamiento técnico del proceso.

El aire de refrigeración se aporta a una presión de 0,4 bar y debe permanecer entre 0,6 y 0,8 Nm³/kg de cal ya que cantidades mayores aumentarían el consumo de calor del horno. Es suministrado por soplantes de las siguientes características:

- Número de soplantes..... 2
- Capacidad de aspiración 1 x 6.600 m³/h; 1 x 8 400 m³/h.
- Capacidad de Aspiración 15.000 m³/h
- Presión de Admisión..... Atmosférica
- Presión Diferencial 400mbar
- Potencia Instalada 1 x 110 kW AC; 1 x 132 kW AC
- Enfriamiento de Máquinas..... convección natural

10.5.1.8.3 Aire de refrigeración de lanzas

Independientemente de los aires de proceso mencionados, se necesita aire para proteger las lanzas del calor cuando una cuba no está en fase de combustión, este aire llega hasta las lanzas procedente de una soplante con las siguientes características:

- Número de soplantes 1
- Capacidad de aspiración..... 1 080 m³/h
- Presión de Alimentación atmosférica
- Presión Diferencial 600 mbar
- Potencia Instalada 37 kW
- Enfriamiento de Máquinas..... convección natural
- Nivel de Ruido Estimado 95 dB (A) a 1 metro

10.5.1.8.4 Extracción de material del horno

La extracción del material calcinado por el horno, a una temperatura de entre 60 y 100 °C, se efectúa mediante un extractor vibrante, de las siguientes características:

- Material a extraer..... cal viva
- Peso específico de la cal 1 080 kg/m³
- Tamaño material 0 – 100 mm
- Temperatura..... 100 °C max.
- Capacidad de extractor 25 m³/min
- Potencia instalada 1,1 kW

El extractor vierte sobre una cinta transportadora que da inicio a la línea de calcinados.

10.5.2 Conclusiones sobre el horno

En conclusión, si se ha tomado la decisión de montar este tipo de horno es porque su tecnología supone un **concepto muy innovador de calcinación** de calizas y dolomías con considerables ventajas, a saber:

- Un consumo calorífico muy bajo (reducción del consumo energético, reducción de costes).
- Alta calidad y reactividad de la cal (mejora de la calidad).
- Baja emisión de polvo del filtro y a la salida de la chimenea (adaptación a la normativa medioambiental).

- Larga duración del revestimiento refractario, de 5 a 6 años (reducción de costes).
- Automatización del horno y de los circuitos de crudo y calcinado (mejora de la calidad).

El combustible principal del horno es el gas natural, lo que supone disponer de un horno medioambientalmente más eficiente haciendo uso de la Mejor Técnica Disponible (MTD) en el mercado, y con las emisiones específicas de CO₂ por tonelada de cal (dolomía) producida, más bajas de todas las tecnologías existentes, cumpliendo así con los requisitos exigidos en el Protocolo de Kyoto.

11 IDENTIFICACIÓN, CARACTERIZACIÓN Y VALORACIÓN DE LOS IMPACTOS AMBIENTALES.

En esta sección identificaremos y valoraremos (cualitativamente y cuantitativamente) las principales afectaciones ambientales producidas por la explotación en su entorno. A continuación se presentan una serie de tablas que corresponden con los impactos ambientales sobre el medio físico, biótico y antrópico (Tabla 16; Tabla 17; Tabla 18).

Tabla 16. Impacto ambiental sobre el medio físico (Risco, 2010)

Factor ambiental		Acción/Actividad	Impacto
Climatología	Calidad del aire	Perforación carga y voladura, transporte de maquinaria, movimientos de tierras, formación de escombreras, preparación mecánica	Emisión de gases y polvo a la atmosfera, emisión de ruidos y vibraciones
	Hidrografía e hidrología	Aguas superficiales	Excavaciones, perforaciones, preparación mecánica, derrame de combustibles y lubricantes
Geología y geomorfología	Aguas subterráneas	Vías de transporte, infraestructuras, excavaciones y perforaciones	Contaminación de los acuíferos locales por las aguas residuales
	Geología regional, local y topografía	Residuos de estériles, perforaciones y fragmentación, construcción de taludes y construcción de viales	Aumento de los procesos erosivos y cambios de la topografía
Paisaje		Desbroce de la vegetación, residuos de estériles, perforación, carga, voladura, abandono de la mina y construcción de la mina, viales e infraestructuras	Alteraciones de la calidad visual

Tabla 17. Impacto ambiental sobre el medio biótico (Risco, 2010)

Factor ambiental	Acción/actividad	Impacto
Flora	Desbroce de la vegetación, perforación, carga, voladura, residuos de estéril y construcción de viales , infraestructuras y abandono de la mina	Remoción de la vegetación y desforestación
Fauna	Construcción vial, perforación, carga, voladura, excavaciones, transporte de material, desbroce de la vegetación, infraestructura y residuos de estéril	Alteración del hábitat natural y desplazamiento de la fauna
Equilibrio ecológico	Desbroce de la vegetación, perforación, carga y voladura, construcción vial, transporte de material, abandono de la mina, escombreras y movimiento de tierras	Alteración del flujo de energía , material de formación y pérdida de la biodiversidad

Tabla 18. Impacto ambiental sobre el medio antrópico (Risco, 2010)

Factor ambiental		Acción/actividad	Impacto
Económicos	Economía	Comercialización, construcción de vías, infraestructuras y transporte	Aumento del empleo y aumento de la demanda por servicios sociales
Sociales	Vialidad y salud	Construcción de vías, abandono de la mina, desbroce de la vegetación, transporte, emisión de gases contaminantes	Incremento en el número de accidentes y aumento del número de enfermedades
Culturales	Cultura	Comercialización	Enriquecimiento de la cultural

12 CONSUMOS.

12.1 Consumo de combustibles y energía.

12.1.1 Electricidad

La energía eléctrica es de uso general en toda la instalación, tanto en procesos productivos como en auxiliares. Como proceso auxiliar tenemos el uso de la calefacción en las oficinas, por tanto se ve aumentado su consumo en invierno, debido a la climatología.

12.1.2 Combustible

El combustible que se utilizará en la planta es una mezcla de gas natural y *petcoke*, como se describió anteriormente. El gas entra en la instalación a través de la red de distribución de Gas Natural, donde pasa por un medidor de caudal mientras que el *petcoke* se alimenta desde unos silos de almacenamiento.

a) Calcinación de la Caliza

En el proceso de calcinación el consumo energético depende principalmente del tipo de horno y a su vez de la calidad de la piedra (materia prima), del grado de conversión de carbonato cálcico o magnésico, a óxido de calcio ó magnesio y del combustible.

El calor teórico requerido para el proceso de descarbonatación de una caliza pura es de 3.200 MJ/t, pero en la realidad industrial, el consumo calorífico, varía considerablemente según el diseño del horno.

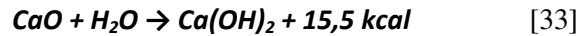
Además, para un mismo tipo de horno, el consumo calorífico es mayor cuanto mayor sea el grado de calcinación deseado en el producto final.

De modo genérico, se pueden establecer los siguientes consumos:

- Consumo calorífico (MJ/t cal): 3.600-4.200 (Horno de flujo paralelo regenerativo).
- Consumo eléctrico (KWh/t cal): 20-40 (Horno de flujo paralelo regenerativo).

b) Hidratación

El proceso de hidratación de la cal, caracterizado por la reacción química:



Es un proceso exotérmico, en cuanto a la cantidad de energía consumida, siendo esta del orden de 15-20 kWh/t.

c) Molienda

El consumo energético en el proceso de molienda varía desde los 4-10 kWh/t cal viva, para la molienda a tamaños gruesos, hasta los 10-40 kWh/t cal viva para la molienda a tamaños finos.

La cantidad de energía requerida también depende de los equipos utilizados y del grado de finura alcanzado.

El cambio entre los dos combustibles será hecho con válvulas manuales (con sensores de seguridad) situadas en el horno.

El *petcoke* se almacenaría en un silo que cumpla con el marcado CE, que disponga de filtros manga para su llenado mediante cisterna y que posea una capacidad aproximada de 200 m³.

Además del *petcoke* (green delayed petroleum coke) también se podría utilizar carbón tipo antracita (antracita, mitad-antracita y semi-antracita de acuerdo a Standard ASTM 0388-84 clase 1).

El CO₂ residual que se puede producir con la combustión con *petcoke* se puede resumir como sigue:

- Caliza calcítica o dolomítica con tamaño 40 – 110 mm ó 40 – 120 mm: media ≤ 2 %
- Caliza calcítica y caliza dolomítica con tamaño 20 – 40 mm: media ≤ 4 %

Las emisiones típicas del horno en la atmósfera de combustión con polvo de *petcoke* son distintas con respecto a aquellas que se tienen con combustión a gas natural.

12.2 Consumo de aceite

El aceite utilizado en las instalaciones es empleado fundamentalmente en el mantenimiento de la maquinaria de la instalación.

El cambio de aceite y grasas de los vehículos y maquinaria móvil se realiza en los talleres de mantenimiento, dotados de las medidas adecuadas para contener cualquier vertido. El resto de aceites usados en tareas de mantenimiento se deposita en contenedores ubicados en los lugares de utilización. Todos los aceites son recogidos por una empresa autorizada para el tratamiento de residuos peligrosos.

12.3 Consumo de agua

El agua que se utilizará provendrá de dos redes distintas: Red Municipal y Red Interna con sistema de tratamiento propio para la reutilización del agua.

12.3.1 Red Interna de agua no potable

La gran mayoría del agua que se consumirá en la planta, procede del circuito interno.

A tal efecto, para la recogida de aguas pluviales de cuneta y riego a viales, la empresa instalará una serie de pozos que realizarán una primera decantación. Tras esta primera decantación, para llevar a cabo un tratamiento adecuado, el agua procedente del lavado de vehículos así como las pluviales, pasa a un separador de hidrocarburos y de aquí vierten a una arqueta anexa que conduce las aguas hasta la balsa de decantación.

El caudal recogido en toda la zona urbanizada se estima en unos 0,06 m³/s. La totalidad de los caudales serán recogidos en balsas de decantación, que garantizan la recogida del caudal para un aguacero de precipitación máxima, durante 20 minutos, considerando un periodo de retorno de 10 años.

Fundamentalmente, las balsas de decantación recogen todas las partículas en suspensión que puedan arrastrar las aguas de escorrentía. Las partículas encontradas se estima que presentan un tamaño de grano comprendido entre gravilla (entre 2 y 12 mm), arena (entre 20 micras y 2 mm) y limos (20 y 2 micras). Las partículas menores de estos tamaños se consideran coloides que no se tienen en cuenta para el funcionamiento del sistema de depuración.

La profundidad de las balsas es de 1,8 m con una anchura de 4 m, y un resguardo de 0,30 m. Con la longitud, anchura y altura de estas balsas se asegura que una retroexcavadora dispuesta transversalmente pueda efectuar las labores de limpieza de finos de las mismas.

Se disponen tres balsas seguidas de forma que en la primera precipiten las partículas de mayor tamaño así como en la última los finos, obteniendo un flujo laminar a la entrada de las mismas.

Para conseguir el flujo laminar deseado, al inicio de cada balsa se dispone de un canal de rebose.

A la salida de la tercera balsa se colocará si fuese necesario un sistema de corrección de pH y a continuación una arqueta de toma de muestras previa al vertido a cauce público.

El revestimiento interior, de todos los paramentos de las balsas, es de materiales totalmente impermeables e inertes.

Los finos procedentes de la limpieza de las balsas de decantación son cargados y transportados a la zona de estériles de la industria extractiva anexa a la planta de calcinación. Con estos estériles se rellena parte del hueco generado.

Con este sistema de depuración de balsas, las aguas tratadas, tienen un contenido de sólidos disueltos inferior a 80 mg/l (como viene indicado en la tabla 3 del anexo al Título IV del Reglamento del Dominio Público Hidráulico BOE 103 del 30/04/86).

El diseño de este sistema, permite por un lado aprovechar el agua de lluvia, y por otro lado disminuir el consumo de agua de red, tanto para los sistemas de riego por aspersión con los que cuenta la empresa, como para el proceso de hidratación de la cal.

Mediante un sistema de bombeo, el agua procedente de la balsa de decantación se distribuye a un depósito principal, desde el que se suministra agua para el hidratador y para el riego del resto de las instalaciones.

12.3.2 Agua potable

El agua de la Red Municipal se destina para uso en duchas, comedor y aseos de los empleados. Los residuos generados son recogidos en dos fosas sépticas a la espera de que un gestor autorizado se haga cargo de las mismas.

El consumo de agua anual se estima en torno a los 12 000 m³.

13 CONSIDERACIONES MEDIOAMBIENTALES.

13.1 Emisiones a la atmósfera

Las emisiones a la atmósfera, son junto al consumo energético e hídrico, los principales aspectos ambientales a controlar en el proceso productivo, proviniendo fundamentalmente de los procesos de combustión y calcinación.

Los procesos secundarios de hidratación y molienda de cal, ven limitadas las emisiones a partículas de material. En otras operaciones, como triturado o cribado, estas emisiones, son prácticamente anecdóticas.

Las emisiones a la atmósfera se pueden clasificar en dos grandes grupos:

- Emisiones gaseosas
- Emisiones de polvo (partículas)

Las principales emisiones gaseosas generadas son: dióxido de azufre, óxidos de nitrógeno y óxidos de carbono, siendo las emisiones de metales pesados, dioxinas, y compuestos orgánicos volátiles mínimas, estando adecuadamente registradas y controladas como indicamos a continuación.

Los límites establecidos por la legislación básica y modificaciones posteriores, de acuerdo con el RD 833/1975, se muestran en la Tabla 19.

Tabla 19. Valores límites de emisión gaseosa (Real Decreto 833/1975)

Parámetro	Valor
Concentración CO	500 ppm
Concentración NO _x (Como NO ₂)	300 ppm
Opacidad	2 Escala Bacharach
Partículas	150 mg/Nm ³
Concentración SO ₂	4300 mg/Nm ³

Los límites legales anuales para las emisiones de CO₂, están establecidos en el Protocolo de Kyoto, siendo el Ministerio de Industria, Turismo y Comercio, quien se encarga de fijar la asignación individual en toneladas de CO₂, para cada una de las instalaciones existentes.

La única fuente de emisión de la instalación, a efecto de emisiones GEI's es un horno regenerativo de corriente paralela con una capacidad nominal de producción de 300 t/día.

En las instalaciones se desarrollaran trabajos en los que se van a generar emisiones de partículas sólidas de un tamaño superior que el coloidal, las cuales pueden estar en suspensión temporal en el aire, que por una parte contaminan la atmósfera y por otra perjudican la salud de las personas.

Estas emisiones difusas de partículas, son muy difíciles de controlar en origen, por lo que para reducir su nivel se opta por la implantación de técnicas secundarias de reducción.

Entre las operaciones que originan polvo, están las labores de arranque, carga y descarga de los volquetes, transporte y los procesos de trituración, clasificación y manipulación en distinto grado de la materia prima o producto final. Para controlar el perfecto funcionamiento del sistema de filtrado del horno, se podrá instalar un sistema triboeléctrico en chimenea, con el fin de tener un control en continuo de las emisiones que se realizan a la atmósfera.

Además, las emisiones de polvo derivadas de la circulación de vehículos en las operaciones de acopio de materias primas, expedición de productos calcinados y servicios de mantenimiento, se minimizan mediante medidas como: pavimentación total de calles y plazas, disposición de una red de evacuación de aguas y barridos y regadíos mecánicos periódicos.

Medidas, todas ellas, encaminadas a disminuir los efectos de la contaminación, y que conllevan, el estricto cumplimiento de la legislación vigente.

13.2 Ruido

Los niveles de emisión sonora cumplirán la normativa sobre calidad acústica establecida en el Anexo II del RD 1367/2007 que desarrolla junto al RD 1513/2005 la ley de ruido, ley 37/2003.

Evidentemente no se pueden efectuar los cálculos que indica la normativa por la razón obvia de que carecemos, hasta que no se definan todos los equipos por parte de los proveedores, de las emisiones en banda de octava, tanto para ruido como para vibraciones.

En un proyecto de ejecución se justificará detalladamente que los niveles de ruido serán inferiores a 55 dBA en periodo diurno y 45 dBA en periodo nocturno, en el perímetro de la instalación.

13.2.1 Previsión contaminación acústica

Las previsiones del estado futuro, tras la puesta en marcha de las instalaciones, se realizarán sobre puntos definidos en el estado preoperacional de la zona. Todo lo tratado en este tema está basado en un manual de contaminación acústica (Gayo, 2006).

Se procede a continuación a identificar los focos emisores que causarán impacto en el futuro y evaluaremos el mismo, para lo cual, en primer lugar, analizaremos teóricamente los fenómenos de atenuación de ruido al aire libre para posteriormente realizar los cálculos de incidencia acústica de los nuevos equipos y la valoración de los resultados obtenidos.

La atenuación de ruidos al aire libre viene dada por la expresión:

$$A_{\text{total}} = A_{\text{div}} + A_{\text{air}} + A_{\text{suelo}} + A_{\text{misc}} \text{ (dB)} \quad [34]$$

Los tres primeros términos de la ecuación dan la atenuación producida por los tres mecanismos principales: divergencia geométrica, absorción del aire, y efecto del suelo. Estos tres términos deberán considerarse siempre en todas las situaciones por su carácter universal.

El último término, cubre la atenuación por mecanismos adicionales que solo surgen en casos específicos, tais como a reflexión causada por edificaciones, propagación a través de la vegetación y propagación a través de áreas edificadas.

La atenuación que resulta de la difracción alrededor de una barrera se omite en la ecuación porque queda incluida en la del suelo.

En general es necesario calcular la atenuación en todas las bandas de la octava de ruido por separado porque, a no ser que se especifique de otra manera, la atenuación de cada término de la ecuación depende de la frecuencia. Los términos de atenuación de la ecuación evaluados pueden ser positivos, representando un descenso de nivel, o negativos, implicando un aumento.

- **Atenuación por divergencia geométrica (A_{div}):** la divergencia geométrica es la expansión de la energía acústica en campo libre de una fuente puntual. La atenuación debida a la divergencia viene dada por:

$$A_{\text{div}} = 20 \cdot \log_{10}(r) + 8 \text{ dB} \quad [35]$$

Donde;

r = distancia desde la fuente puntual en metros.

- **Atenuación por absorción del aire (A_{air}):** a medida que el ruido se propaga a través de la atmósfera, su energía se convierte gradualmente en calor (el sonido absorbido) mediante varios procesos moleculares denominados absorción del aire. La atenuación del sonido debida a la absorción del aire durante la propagación, A_{air} , a través de una distancia, viene dada por:

$$A_{air} = a \cdot d / 1000 \text{ dB} \quad [36]$$

Donde:

d = distancia en metros

a = coeficiente de atenuación del aire en decibelios por kilómetro.

El coeficiente de atenuación depende, casi completamente, de la frecuencia y de la humedad relativa y, en menor medida, de la temperatura. También depende, ligeramente, de la presión ambiental, lo suficiente para notarse con cambios de altitud grandes (miles de metros), pero no con cambios climatológicos.

Estos resultados ilustran que la absorción del sonido en el aire puede ser insignificante para distancias cortas (distancias inferiores a varios cientos de metros), excepto para frecuencias muy altas (por encima de 5000 Hz). A distancias grandes, donde la atenuación por absorción del aire es significativa para todas las frecuencias, el nivel sonoro tiene que calcularse en función de las frecuencias a la temperatura y humedad relativa especificadas.

- **Atenuación debida al suelo (A_{suelo}):** por encima de un suelo plano reflectante, el sonido llega a un receptor R desde una fuente S, a través, de dos vías: directamente por medio de una trayectoria y mediante la reflexión desde el suelo a través de otra trayectoria. La atenuación A_{suelo} es el resultado de la interferencia entre el sonido directo y el reflejado por el suelo y depende, en gran medida, del tipo de superficie de este último, el ángulo de rozamiento, la diferencia de longitud de los recorridos y la frecuencia del sonido.

- **Otros tipos de atenuación (A_{misc}):** el término A_{misc} de la ecuación general cubre las contribuciones a la atenuación de los hechos que no se incluyen en los métodos generales para calcular A_{div} , A_{air} y A_{suelo} , descritos anteriormente. Estas contribuciones son A_{refl} , el efecto de la reflexión de las paredes de los edificios o de superficies verticales próximas, A_{veget} , la atenuación del sonido que se propaga a través de la vegetación; y A_{edif} , la atenuación del sonido cuando se propaga a través de zonas edificadas.
- **Atenuación debida a la reflexión:** la energía que llega al receptor debida a la reflexión sobre una superficie más o menos vertical, como la parte superior de un edificio, aumenta la energía sonora que va directamente de la fuente al receptor. Para este caso la atenuación debida a la reflexión puede evaluarse de la misma manera que el valor de la atenuación del suelo, ya descrita.
- **Atenuación debida a la vegetación:** árboles y matorrales no son muy buenas barreras contra el ruido, aportan poca atenuación. Al mantener el suelo poroso, sus raíces sí aportan cierta atenuación de barrera por el hecho del suelo. Por lo tanto, la principal contribución de la vegetación no es una atenuación por barrera, si no por atenuación de suelo, que es inherente al cálculo de la atenuación de suelo. Sin embargo, si la vegetación es densa, en abundancia suficiente como para obstruir completamente la visión y también intercepta la vía de propagación acústica, se produce una atenuación adicional debida a la propagación a través de ella. Un seto, un grupo de arbustos, una banda de vegetación que crezca naturalmente o un bosque son ejemplos de vegetación densa. La atenuación adicional de la propagación a través de cada metro de vegetación densa se presenta en la Tabla 20, para las frecuencias de banda de cada octava. No debe tenerse en cuenta la longitud de propagación superior a 200 m a través de la vegetación.

Tabla 20. Atenuación debida a la vegetación (Acústica ambiental, 2006)

	31,5	63	125	500	1000	2000	4000	8000
A_{veget} dB/m	0,02	0,02	0,03	0,04	0,05	0,06	0,08	0,12

- **Atenuación en zonas edificadas:** consideramos la propagación del sonido a través de una zona edificada con casas individuales. El siguiente método de cálculo permite variar la densidad de edificaciones incluyendo áreas urbanas y suburbanas. Un valor de atenuación A_{edif} debido a la presencia de edificios se calcula en primer lugar a partir de:

$$A_{\text{edif}}=0,1 \cdot B \cdot S_b \quad [37]$$

Donde:

S_b = longitud total de camino acústico a través de la zona de viviendas, en metros

B = densidad de edificación a lo largo de la misma, que viene dada por:

B = área total de suelo con casas/área total de suelo.

Estos valores de A_{edif} son independientes de la frecuencia. Una vez calculados A_{edif} y A_{suelo} , se comparan los valores y el menor se iguala a 0. El otro valor se inserta en la ecuación general.

- **Efectos del viento y la temperatura:** la propagación del sonido cerca del suelo para distancias horizontales inferiores a 100 m es esencialmente independiente de las condiciones atmosféricas, en este caso la atmósfera puede considerarse homogénea y los rayos sonoros aproximadamente como líneas rectas. Las condiciones atmosféricas suelen ser un factor fundamental para distancias mayores. La humedad relativa y la temperatura ambiental tienen un efecto substancial sobre la atenuación de frecuencias altas a grandes distancias debido a la absorción del aire. Sin embargo, el efecto principal es el de refracción (un cambio de dirección de las ondas sonoras) producida por los gradientes verticales del viento y la temperatura. En la descripción del ruido ambiental, se consideran como condiciones atmosféricas favorables para la propagación:
 - La dirección del viento, soplando de la fuente al receptor, dentro de un ángulo de 45° de la vía que conecta el centro de la fuente de sonido y el centro del área estudiada.
 - La velocidad del viento entre aproximadamente 1 y 5 m/s, tomada a una altura de 3 y 11 m.
 - La propagación (en cualquier dirección próxima a la horizontal) bajo gradientes de temperatura.

13.2.2 Cálculo de la incidencia acústica del proyecto.

La localización de los nuevos equipos se recoge en los planos de implantación (Anexo V). Para evaluar la incidencia acústica en base a las condiciones teóricas descritas, partimos de una serie

de hipótesis, todas ellas conservadoras en cuanto a la repercusión provocada, ya que conducirán a la obtención de valores futuros por encima de los que se prevén. Las especificaciones acústicas de los principales equipos que constituyen focos de ruido son las indicadas en la Tabla 21.

Tabla 21. Niveles sonoros de diferentes equipos (Gayo, 2006)

Equipo	Nivel sonoro
Molino de bolas	90-100 dB (A) (sin cámara de protección)
Molino pendular	90 dB (A)
Descarga skip	85 dB (A)
Machacadoras	95 dB (A)
Filtros de mangas	82 dB (A)
Ventiladores	80 dB (A)

Para determinar la incidencia acústica tuvimos en cuenta que todos los elementos van instalados en el interior de una nave con poca reverberación y con cerramientos de panel *sándwich*.

Las hipótesis adoptadas para la estimación son las siguientes:

Para la atenuación del ruido con la distancia no se consideran los posibles obstáculos que suponen las propias estructuras de la planta, excepto los mencionados anteriormente.

La incidencia de los puntos de medida se evaluará considerando cada acción punto-foco independientemente y realizando la suma logarítmica para cada punto de todos los focos. De igual manera, se superpondrá el nivel de ruido existente previamente, consiguiendo la evaluación global:

$$SPL_{puntoi} = 10 \cdot \log [\sum \text{focos } j - l(10^{SPLf/10})] \text{ dB}_A \quad [38]$$

La atenuación debida al hecho de zonas edificadas no fue considerada. El motivo es la gran dispersión de las edificaciones del contorno y su amplia distancia.

Adoptando un criterio conservador se minimizaron las atenuaciones debidas a la vegetación o al suelo. Tampoco se consideró el efecto telón provocado por los cerramientos circundantes de las instalaciones.

Teniendo en cuenta las hipótesis anteriores en el modelado del sistema obtenemos la incidencia futura en los puntos de medida preoperacional que se identifiquen. Dicho valor establece el nivel sonoro absoluto en cada punto, es decir, considerando el nivel existente en el estado preoperacional y las incidencias debidas a los focos que se implantarán en el nuevo proyecto. En la Tabla 22 mostramos los valores previstos, L_{eq} para el estado futuro en casa uno de los puntos.

Tabla 22. Valores previstos de L_{eq} para el estado futuro en cada uno de los puntos.

Punto	Preoperacional	Incremento	Valor previsto
P1	46,32	0,7	47,00
P2	47,55	0,8	48,50
P3	51,15	0,9	52,00

Como podemos observar, no se prevé que el estado futuro difiera en gran medida del actual ya que la contribución de las nuevas instalaciones a los niveles de inmisión acústica del entorno va a ser muy reducida, debido fundamentalmente a los condicionantes de aislamiento de los edificios y distancias a los límites de la parcela.

14 ANÁLISIS DE VIABILIDAD ECONÓMICA.

14.1 Presupuesto

El monto de la inversión estimada para la puesta en marcha de la planta de producción de cal es de unos 8,5 millones de euros, repartidos “grosso modo” en:

- Instalaciones de manejo de crudos y productos calcinados, machaqueo, transporte y clasificación. 1,1 M€
- Horno de doble shaft e instalaciones auxiliares, soplantes, skip, cintas, instalaciones de gas y *petcoke*, aire y electricidad, regulación e instrumentación, filtro de mangas y ventiladores de aspiración 5,0 M€
- Planta de hidratación: hidratadora, separadores, ciclón, molino de bolas, sistemas auxiliares, etc. 0,9 M€
- Planta de micronizado: molino, separadores, sistemas auxiliares, filtros de mangas, e instalaciones asociadas 0,8 M€
- Almacenamiento y mantenimiento de productos terminados, incluyendo silos, instalaciones de ensacado, etc..... 0,4 M€

- Instalaciones auxiliares, edificios para trabajadores y administración, urbanización, y medidas medioambientales..... 0,3 M€

14.2 Costos

- Materias primas y energía.

Como se ha planteado en la memoria, la cantera existente alimenta una planta cementera y la calera objeto de este proyecto pretende obtener un valor añadido de la capacidad de extracción de la misma.

Para efectuar el análisis de viabilidad de la inversión se estima el precio de transferencia de la materia prima en base al precio de mercado de un árido similar, en unos **8,00 euros por tonelada**.

Para la producción planteada de 100.000 toneladas anuales de cal, el consumo anual previsto será de **247.000 t/año**, lo cual al precio estimado supone unos costes de **1.976.000 € anuales**.

Energía eléctrica:	Calcinación:	25 kWh/t
	Molienda y aux:	27 kWh/t
	Total:	$52 \text{ kWh/t} \cdot 100.000 \text{ t} = 5.200.000 \text{ kWh/año}$

Gas natural:	800 kWh/t
Total:	$800 \text{ kWh/t} \cdot 100.000 \text{ t} = 80.000.000 \text{ kWh/año}$

Se considera que los incrementos en los precios del combustible podrán ser repercutidos en un 100% a los clientes, por lo que sus posibles variaciones se anulan.

- Personal

- Plantilla:

Conductor de horno (x 5 oficiales)	5
Molinero (x 2 oficiales)	2
Encargado	1
Mecánico	2
Eléctrico	1
Empacador	1
Laboratorio	1
Coordinador S. H. y M. A.	1
Administrativo	2
Báscula y general	1
Jefe de planta	1
Adjunto Jefe de Planta	1
TOTAL	19 personas

Se estima un costo medio por persona y año de 37.000 €, incluyendo S.S. y Gastos Sociales.

$$19 \cdot 37.000 = 700.000 \text{ €/año}$$

Los incrementos de los costes de personal se considera que no podrán ser absorbidos en su totalidad en el precio de venta. Solo una parte del IPC podrá verse reflejada en la variación del precio de venta, incrementándose anualmente a efectos de la simulación en un porcentaje del 0,5%.

- Gastos de mantenimiento

Un coste de un 3,00% es el estimado por la Asociación Española de Mantenimiento para una instalación de este tipo:

$$8.000.000 \cdot 3,00\% = 240.000 \text{ €/año}$$

- Gastos de administración

Se incluyen en este apartado gastos de oficina, seguros, tecnologías de la información, comunicaciones. Se estima un monto anual de 200.000 €.

Para estos dos conceptos, gastos de mantenimiento y administración, se aplica en la simulación el mismo razonamiento que para los gastos de personal, incorporándose un crecimiento anual del 0,5%.

14.3 Beneficios

Precio de venta de los productos.

El precio de venta ha sido obtenido de manera confidencial en el mercado por contactos con acerías (SN Maia) y otros consumidores.

Se estima un precio de 75 €/t “*ex works*”. Es práctica habitual en el sector indicar un precio “*ex Works*”, cargando al cliente gastos en función de la distancia, razón por la cual no se incluyen costes de transporte.

14.4 Resultados

Con los datos expuestos, se obtiene una tasa interna de rentabilidad (TIR) del 10,72% y un periodo de retorno (Pay Back) de 80 meses.

En el Anexo IV se incluye una tabla con la simulación financiera detallada empleada.

15 CONCLUSIONES FINALES

A partir del estudio realizado sobre la producción y el mercado de la cal, que como ya se cito anteriormente tiene varios usos industriales (siderurgia, papeleras, etc...). Las conclusiones obtenidas sobre el tema tratado se describen a continuación.

- *Yacimiento*

El mineral que está presente en la explotación es adecuado para la producción de cal como se vio anteriormente (capitulo 8). Además, las reservas disponibles en la explotación se ha determinado que son suficientes como para alimentar la planta para la producción planteada en el presente proyecto durante un largo periodo de tiempo,

- *Planta de tratamiento*

La planta diseñada anteriormente permite una capacidad de producción de hasta 250 t/h mientras la producción deseada oscila sobre las 120 t/h, es decir, los equipamientos que van a

instalarse son capaces de mantener las producciones requeridas y aumentarlas en algún caso si fuera necesario.

Será indispensable desarrollar un sistema de Control de Calidad de todo el proceso, incluyendo mina, horno y planta que asegure la homogeneidad y calidad del producto.

Se ha observado que el proyecto es factible tanto técnicamente como económicamente pero habrá que mantener un proceso continuo de optimización de todo el proceso desde la mina hasta la comercialización del producto.

- *Horno de calcinación*

Con respecto al horno, que como ha quedado claro constituye el elemento más crítico y sofisticado del proyecto, obtenemos las siguientes conclusiones:

- El horno diseñado cuenta con una eficiencia térmica de aproximadamente el 50% y la temperatura máxima que puede llegar a alcanzar en la cámara de combustión se sitúa en torno a los 1100 °C, ello permitirá la producción de cal viva de mayor calidad que en el caso de uso de un horno rotativo.
- Es recomendable la instalación de tres capas de refractario, la primera de ellas para reducir la transferencia de calor, la segunda para disminuir el desgaste y una tercera por seguridad.
- En el aspecto térmico, el horno funciona como un intercambiador de calor de flujo paralelo compuesto por dos cámaras de combustión para optimizar el consumo de combustible y así mismo disminuir las pérdidas de calor.
- El horno incorporará temporizadores para controlar tanto las cargas como las descargas del material y el combustible para cumplir los requisitos del producto. Realizando una producción lo más homogénea posible y evitando problemas en la producción.
- El aprovechamiento energético del combustible es un aspecto fundamental para los hornos, debido a que es uno de los factores más críticos en el precio final del producto.

Viabilidad económica

Como es sabido un proyecto es aceptable si su tasa interna de rentabilidad (TIR) es mayor que el coste oportunidad del capital empleado.

Para la empresa titular, con una rentabilidad de sus fondos propios en los últimos años de un 8%, un TIR del 10,72 % como el del proyecto planteado merecería sin duda la consideración de INTERESANTE.

Otro tema diferente y que debería ser objeto de estudio es la forma de financiar la inversión en estos tiempos convulsos, siendo sumamente importante definir el porcentaje de fondos propios y financiación externa con la que se podrá contar.

16 Bibliografía

- Álvarez, G. C. (2008). *La cal, ¿Es un reactivo químico!*. Instituto de Ingenieros de Minas de Chile. 259 pp.
- Bes, A. (2005). *Dynamic process simulation of limestone calcination in normal shaft kilns*. Magdeburg: Disertation university of Magdeburg.
- Boynton, R. (1980). Chemistry and technology of lime and limestone. Information and Resources Series, Wiley-Interscience publication. 578 pp.
- Brimacombe, A. W. (1991). Limestone calcination in a rotary kiln. *Metallurgical and Materials Transactions B*, 369-378.
- Directiva 2010/75/UE del parlamento europeo y del consejo, s. l. (2013). *Decisión de ejecución de la comisión europea por lo que se establecen las conclusiones sobre las mejores técnicas disponibles para la fabricación de cemento, cal y oxido de magnesio*. Bruselas: diario oficial unión europea.
- Ergun, S. (1952). Fluid flow through packed bed columns. *Chem. Eng. Progr.* 48(29): 89-94.
- España, I. I.-2. (2010). *Anexo 8: Factores de emisión de CO y PCI de los combustibles*. Madrid: Ministerio de Medio Ambiente, y Medio Rural y Marino.
- España (2011). UNE-EN 459-1:2011 (Cales para la construcción. Parte 1: Definiciones, especificaciones y criterios de conformidad)
- España (2011). UNE-EN 459-2:2011 (Cales para la construcción. Parte 2: Métodos de ensayo)
- España (2012). UNE-EN 459-3:2012 (Cales para la construcción. Parte 3: Evaluación de la conformidad)
- Fernández-Caro, S. A. (2010). *Estudio de las alternativas para aumentar la capacidad productiva y la eficiencia en una planta de producción de carbonato calcio y silico*. Barcelona: UPC.
- Hassibi, M. (1999). Una perspectiva general del apagado de la cal y los factores que afectan el proceso. *3er Symposium Internacional Sorbalit*, 1-19.

- Herrera, J. (2007). *Diseño de canteras de áridos*. Madrid: ETSI Minas, UPM.
- Jeffery, G. J. (1978). *VOGEL's textbook of quantitative chemical analysis*.
- Jimeno, C. L. (1994). Manual de áridos, prospección, explotación y aplicaciones. ETSI Minas, Madrid.
- Jimeno, M. B. (2000). *Recursos minerales*. Madrid: Entorno Gráfico.
- Parrondo Gayo, J.L. (2006). *Acústica ambiental*. Oviedo: Universidad de Oviedo.
- Kainer, H. S. (1986). Pore diffusion, reaction and thermal conduction coefficient of various limestones and their influence on decomposition time. *Zement-Kalk-Gips*, 214-219.
- Kandora, K. (2008). *Factibilidad económica de producción de cal hidráulica de alta resistencia*. Santiago de Chile: Universidad de Chile.
- Labein, F. (2005). *Guía técnica para la medición, estimación y cálculo de las emisiones al aire*.
- López, A. D. (2007). *Selección práctica y aplicaciones de los equipos de trituración*. Madrid: Fuego editores.
- González Vital, M. & González C. (2010). *Industria de la cal*. Universidad Nacional de Cuyo, Facultad de Ciencias Aplicadas a la Industria.
- Maerz. (2002). The MAERZ parallel flow regenerative lime kiln. 12.
- Oates, J. (1997). *Lime and Limestone technology*. Derbyshire: WILEY-VCH.
- Perry, R. (2000). *Chemical Engineer's Handbook, 7ªed*. New York: McGraw-Hill.
- Pirelli. (s.f.). *Manual de cálculo de cintas transportadoras*. Buenos aires: Pirelli.
- Ray, A. (1979). *Manual for chemical and instrumental analysis of Ores*. New Delhi: Government of India Ministry of Steel & Mines, Indian Bureau of Mines.
- Rodríguez, R. Á. (1998). *Trituración, Molienda y Clasificación*.
- Simulation of lime calcination in PFR kiln - Influence of energy input and lime throughput. (12/2011). *ZKG International*, 56-65. [http://www.zkg.de/en/artikel/zkg_2011-

12_Simulation_of_lime_calcination_in_PFR_kiln_Influence_of_energy_input_and_129770
7.html]

Simulation of lime calcination in PFR kiln - Influence of source and size of limestone.

(04/2012). *ZKG International*, 52.63. [http://www.zkg.de/en/artikel/zkg_2012_04_Simulation_of_lime_calcination_in_PFR_kilns_Influence_of_source_and_size_140260_2.html]

Tsotsas, E. (2002). *VDI Warmeatlas, Wärmeleitung und dispersion in durchströmten Schütungen*, 9.

Páginas de internet

ANCADE. (s.f.). *ANCADE*. Recuperado el 3 de Junio de 2013, de Asociación nacional de fabricantes de cales y derivados de España: <http://www.ancade.com/>

Cimprogetti. (s.f.). *Cimprogetti*. Recuperado el 20 de Mayo de 2013, de <http://www.cimprogetti.com/>

Equipamientos, J. (s.f.). *JMS equipamientos*. Recuperado el 29 de Mayo de 2013, de <http://www.jmsequipamientos.com/filtro-de-mangas/>

Eschianchi, m. a. (s.f.). Recuperado el 27 de Mayo de 2013, de <http://www.manfredineschianchi.com/300-00-3ES-maquinas-para-molienda-tamizado.htm>

Imaqsa. (s.f.). *Imaqsa*. Recuperado el 29 de Mayo de 2013, de <http://www.imaqsa.cl/ecutec.htm>

Ingenieria, I. (s.f.). *Innova ingenieria*. Recuperado el 27 de Mayo de 2013, de <http://www.innova-ing.com/productos/ver/innova-keeper>

Maerz. (s.f.). *Maerz*. Recuperado el 12 de Mayo de 2013, de <http://www.maerz.com>

Trituradoras-machacadora. (s.f.). *Trituradora-machacadora*. Recuperado El 05 de Septiembre de 2013, de <http://www.trituradoras-machacadora.mx/blog/componentes-del-molino-de-bolas.html>

ANEXOS

ANEXO I Curva granulométrica de la voladura.

ANEXO II Curva granulométrica del material en la primera criba.

ANEXO III Curva granulométrica del material en la segunda criba.

ANEXO IV Análisis de inversión. *Bussines plan*.

ANEXO V Planos de Implantación

V.1.0 Implantación general.

V.2.1 Línea de crudos, planta y alzado general.

V.2.2 Línea de crudos, planta y alzado molienda.

V.2.3 Línea de crudos, planta y alzado almacenamiento de materia prima.

V.2.4 Calcinación, clasificación y almacenamiento.

V.2.5 Instalaciones de hidratado.

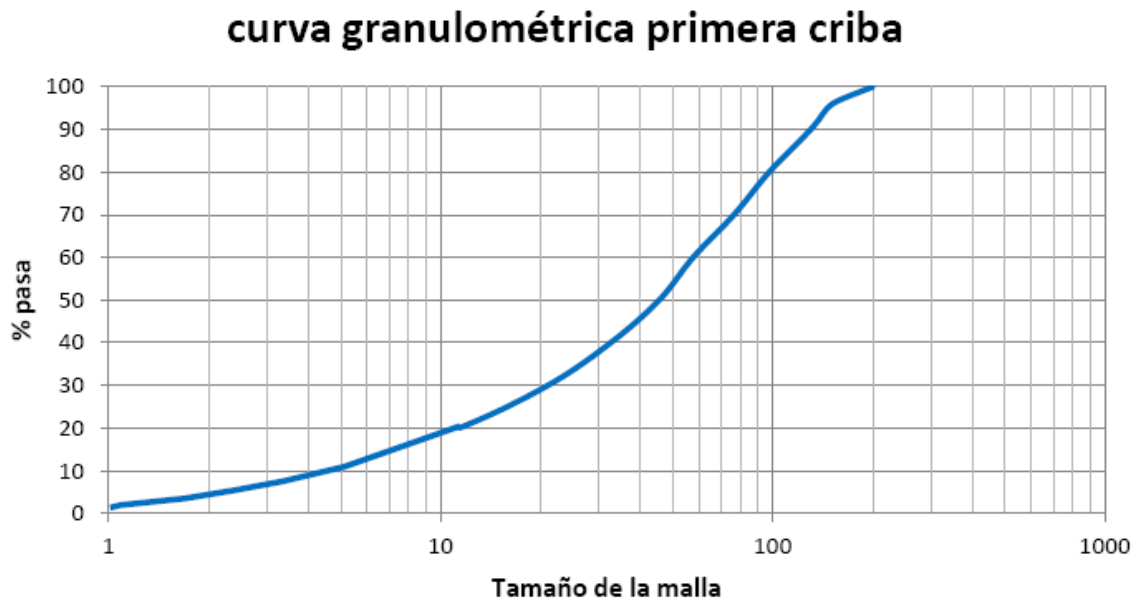
V.2.6 Instalaciones de micronizado.

ANEXOS

ANEXO I. CURVA GRANULOMÉTRICA DE LA VOLADURA



ANEXO II. CURVA GRANULOMÉTRICA DE LA PRIMERA CRIBA



ANEXO III. CURVA GRANULOMÉTRICA DE LA SEGUNDA CRIBA



ANEXO IV. ANÁLISIS DE INVERSIÓN. BUSSINES PLAN.

BUSINESS PLAN - INSTA

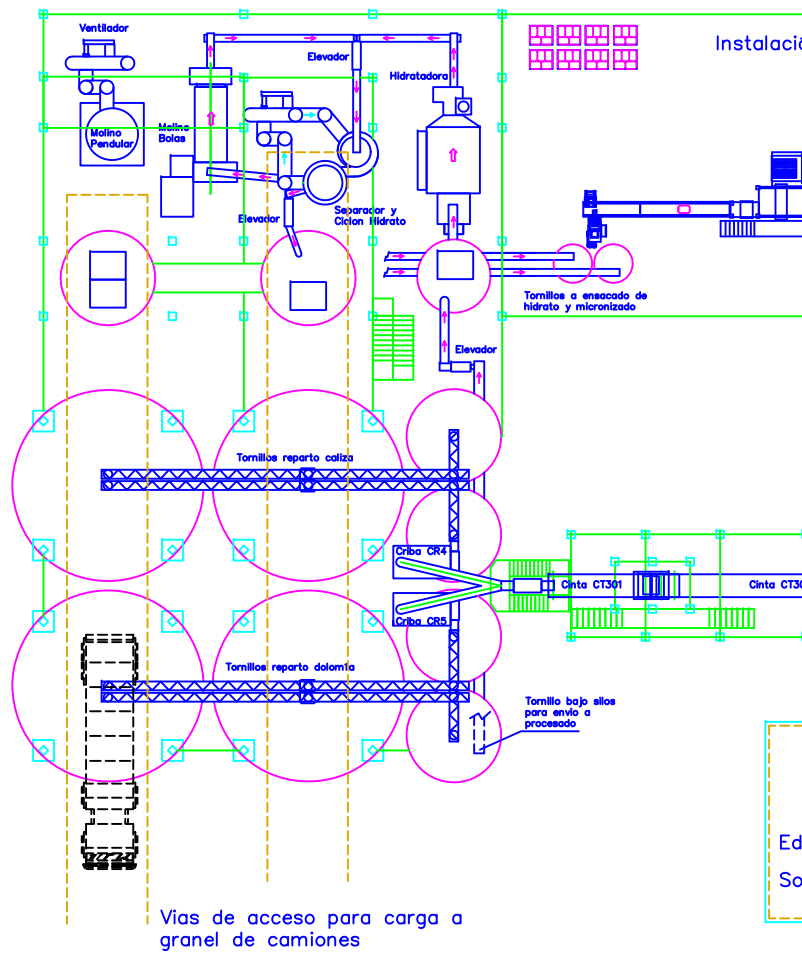
	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8
Producción (t)	100.000	100.000	100.000	100.000	100.000	100.000	100.000	100.000
Precio (€/t)	75,00	75,00	75,00	75,00	75,00	75,00	75,00	75,00
Ingresos brutos (k€)	7.500	7.500	7.500	7.500	7.500	7.500	7.500	7.500
Consumo materias primas (t)	247000	247000	247000	247000	247000	247000	247000	247000
Precio (€/t)	8,00	8,00	8,00	8,00	8,00	8,00	8,00	8,00
Coste mat. primas (k€)	1.976	1.976	1.976	1.976	1.976	1.976	1.976	1.976
Gastos mantenimiento (k€)	240	240	240	240	240	241	241	241
Energía electrica (fija) (MWh)	286	286	286	286	286	286	286	286
Energía electrica (variable) (kWh / t)	52	52	52	52	52	52	52	52
Total energía eléctrica (MWh)	5.486	5.486	5.486	5.486	5.486	5.486	5.486	5.486
Precio (€/MWh)	55,00	55,00	55,00	55,00	55,00	55,00	55,00	55,00
Coste energía eléctrica (k€)	302	302	302	302	302	302	302	302
Combustible (fijo) (MWh)	2,8	2,8	2,8	2,8	2,8	2,8	2,8	2,8
Combustible (variable) (MWh / t)	0,80	0,80	0,80	0,80	0,80	0,80	0,80	0,80
Total Combustible (MWh)	80.003	80.003	80.003	80.003	80.003	80.003	80.003	80.003
Precio (€/MWh)	35,00	35,00	35,00	35,00	35,00	35,00	35,00	35,00
Coste Gas natural (k€)	2.800	2.800	2.800	2.800	2.800	2.800	2.800	2.800
Coste personal (k€)	700	700	701	701	701	702	702	702
Administración (k€)	200	200	200	200	200	201	201	201
COSTES TOTALES (k€)	6.218	6.218	6.219	6.220	6.220	6.221	6.221	6.221
EBITDA (k€)	1.282	1.282	1.281	1.280	1.280	1.279	1.279	1.279
Amortizaciones (k€)	567	567	567	567	567	567	567	567
EBIT (k€)	716	715	714	714	713	713	712	712
Beneficio antes impuestos (k€)	716	715	714	714	713	713	712	712
Impuestos (k€)	215	214	214	214	214	214	214	214
Beneficio neto (k€)	501	500	500	500	499	499	498	498
CASH FLOW (k€)	1.068	1.067	1.067	1.066	1.066	1.066	1.065	1.065
Cash flow liberado (k€)	1.068	1.067	1.067	1.066	1.066	1.066	1.065	1.065

ANEXO V. PLANOS DE IMPLANTACIÓN

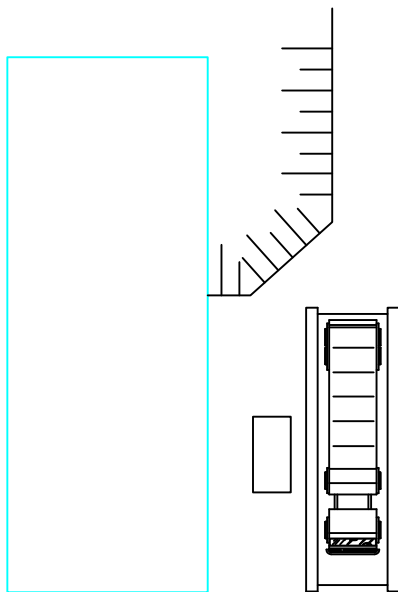
- 1.00 Implantación general.
- 2.1 Línea de crudos, planta y alzado general.
- 2.2 Línea de crudos, planta y alzado molienda.
- 2.3 Línea de crudos, planta y alzado almacenamiento de materia prima.
- 2.4 Calcinación, clasificación y almacenamiento.
- 2.5 Instalaciones de hidratado.
- 2.6 Instalaciones de micronizado.

Hidratado y
Micronización

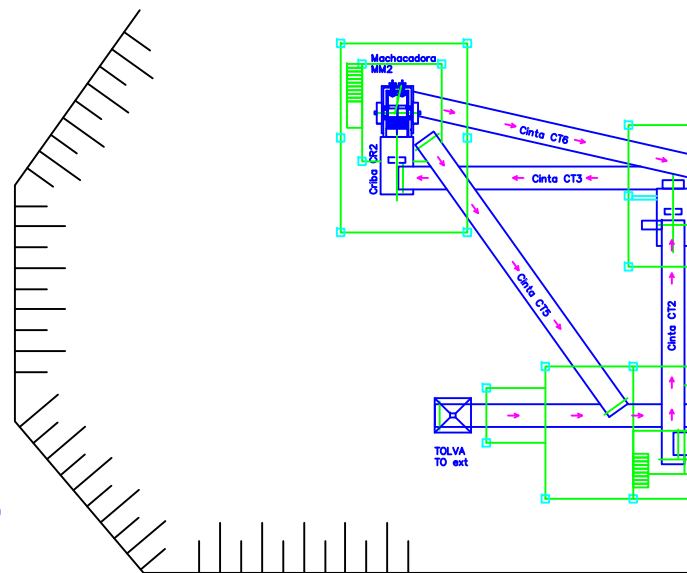
Clasificación y
Almacenamiento
Producto Calcinado



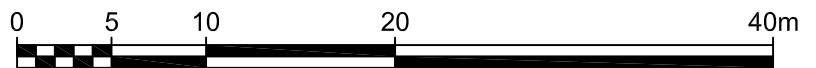
Edificio administrativo y laboratorios. Cota +7,00
Edificio mantenimiento y servicios trabajadores. Cota +0,00

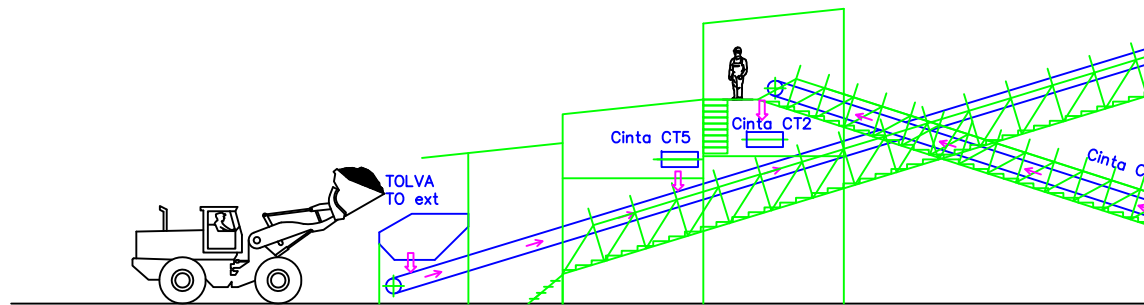
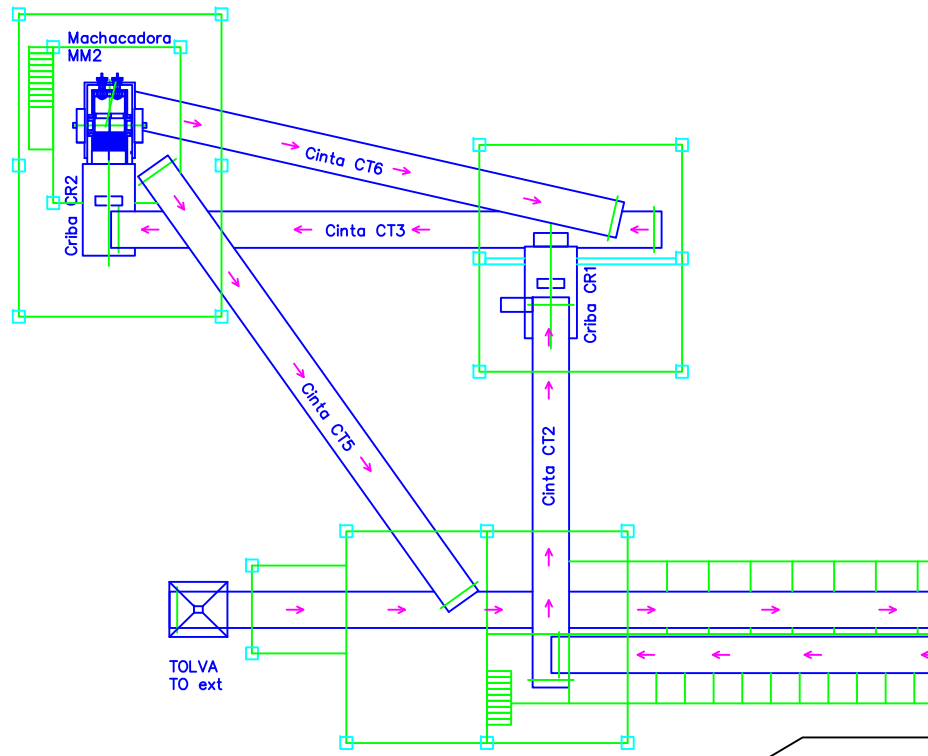


+7,70



ESCALA 1:400

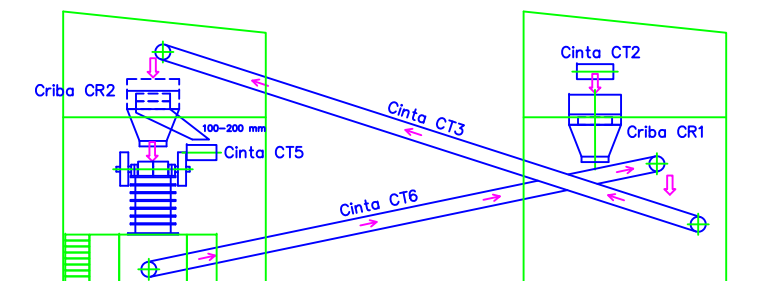
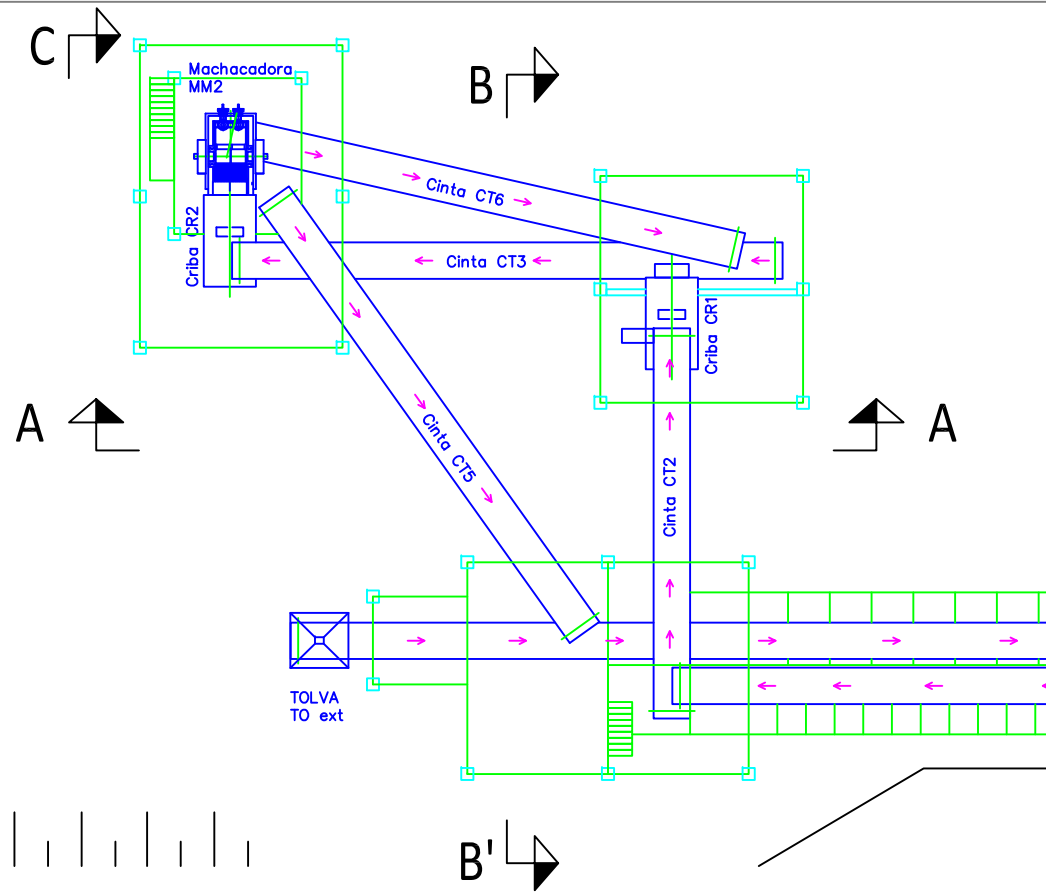




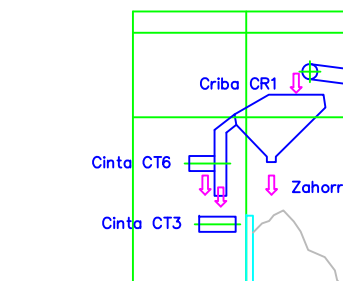
Vista por A-A

ESCALA 1:250

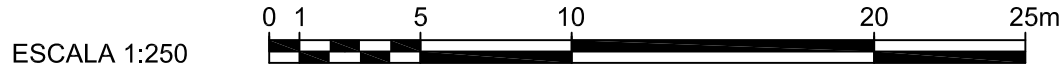




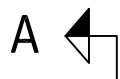
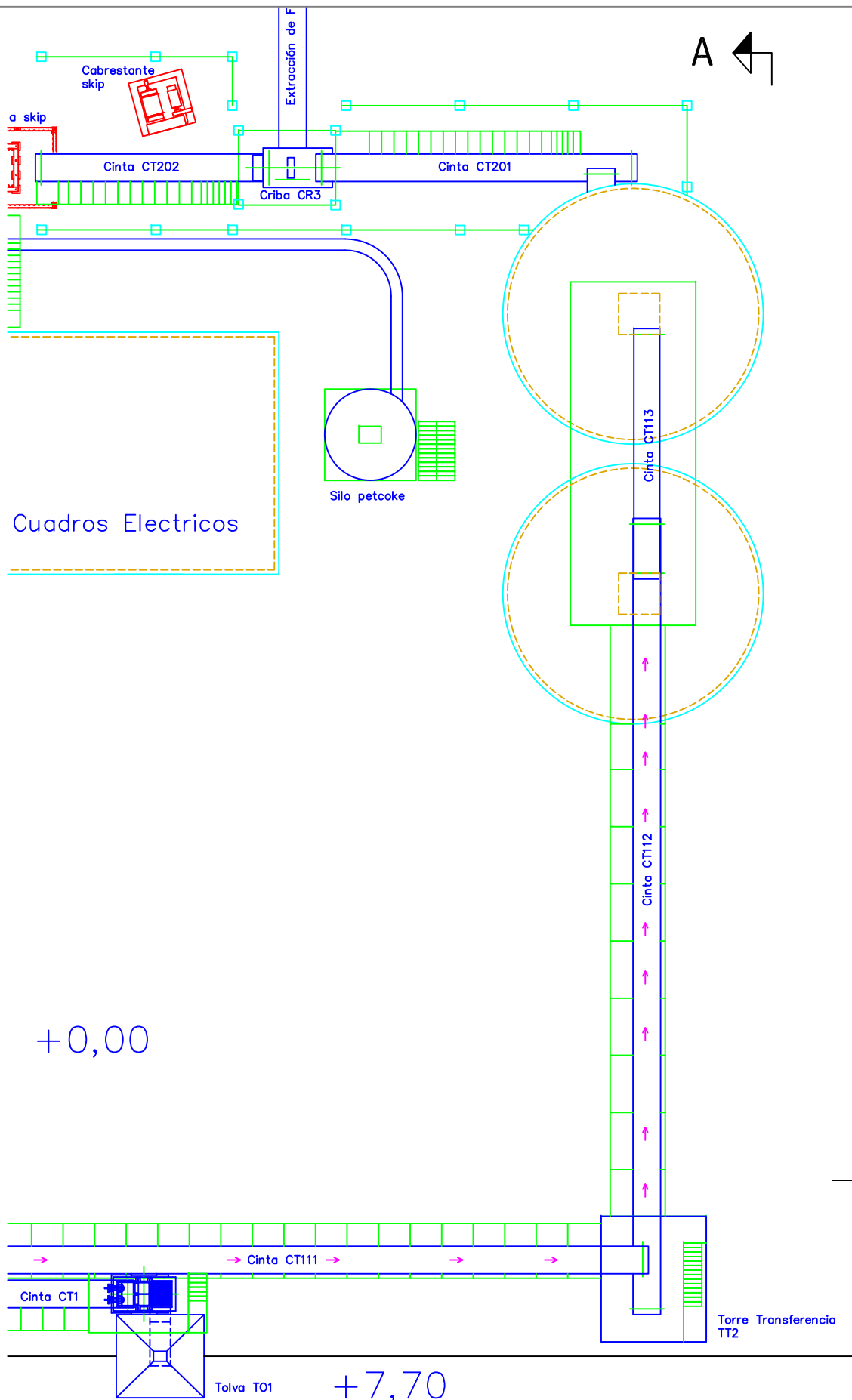
Vista por A-A



Vista por B-B



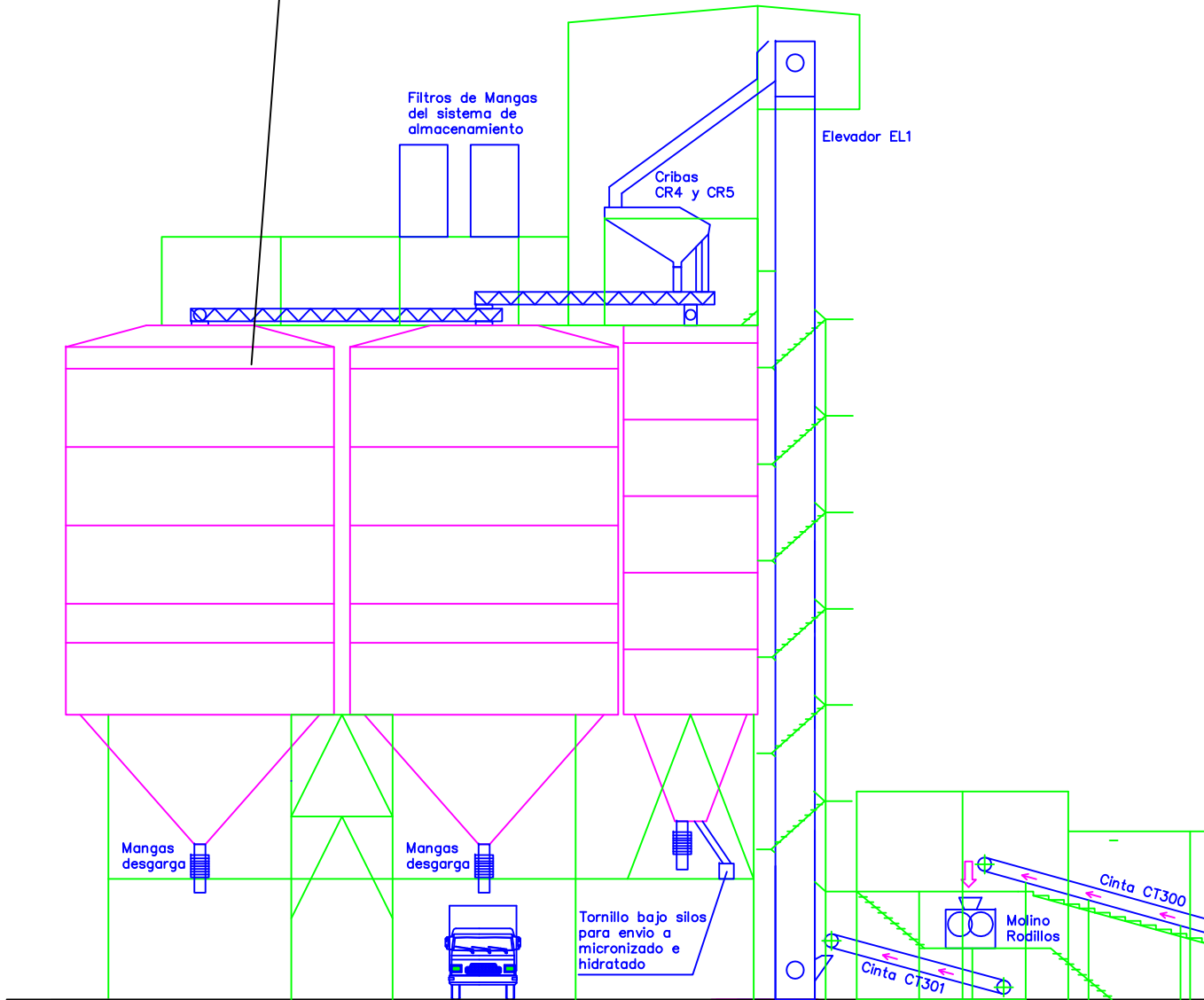
ESCALA 1:250



ESCALA 1:250



Clasificación y Almacenamiento

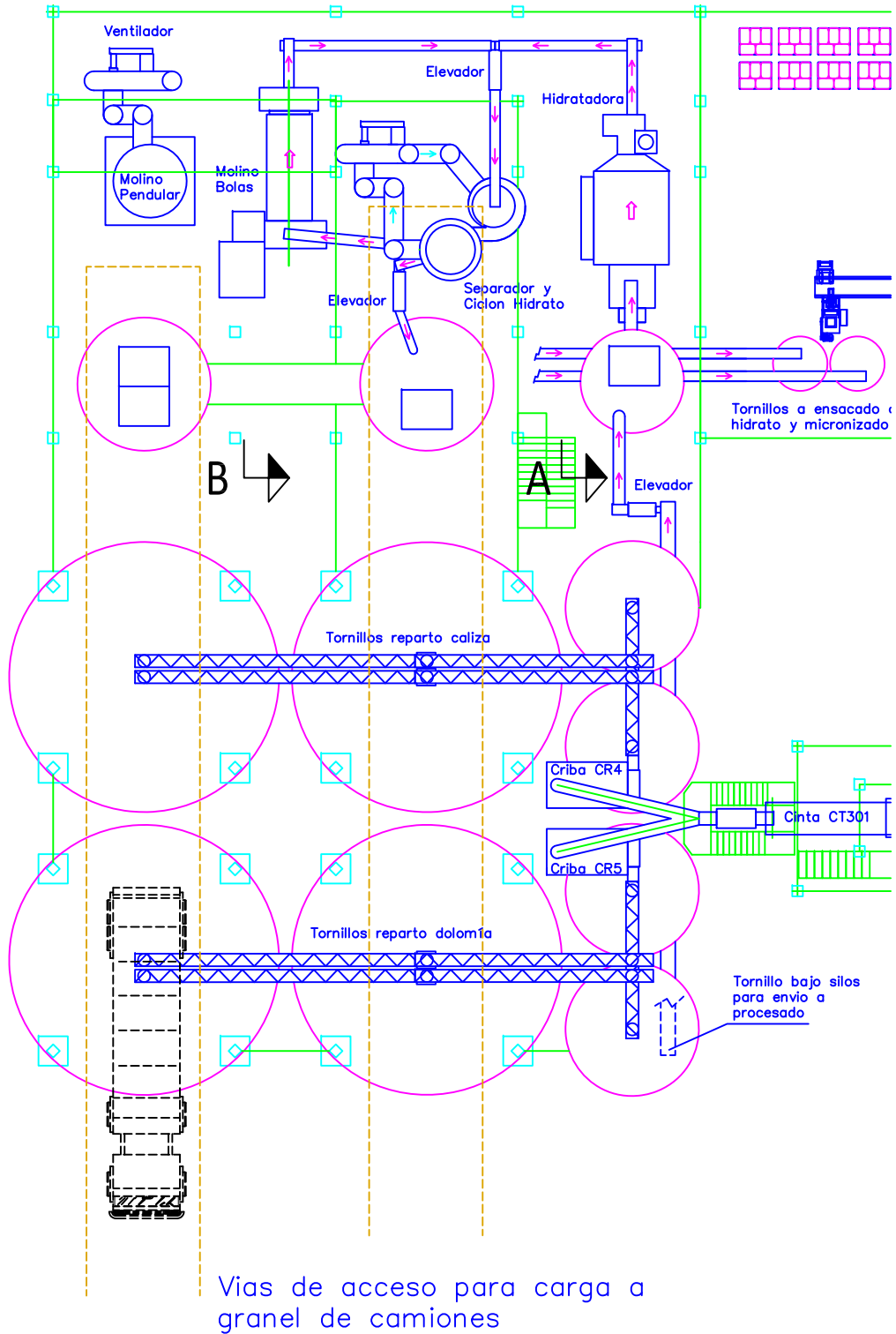


ESCALA 1:250



B

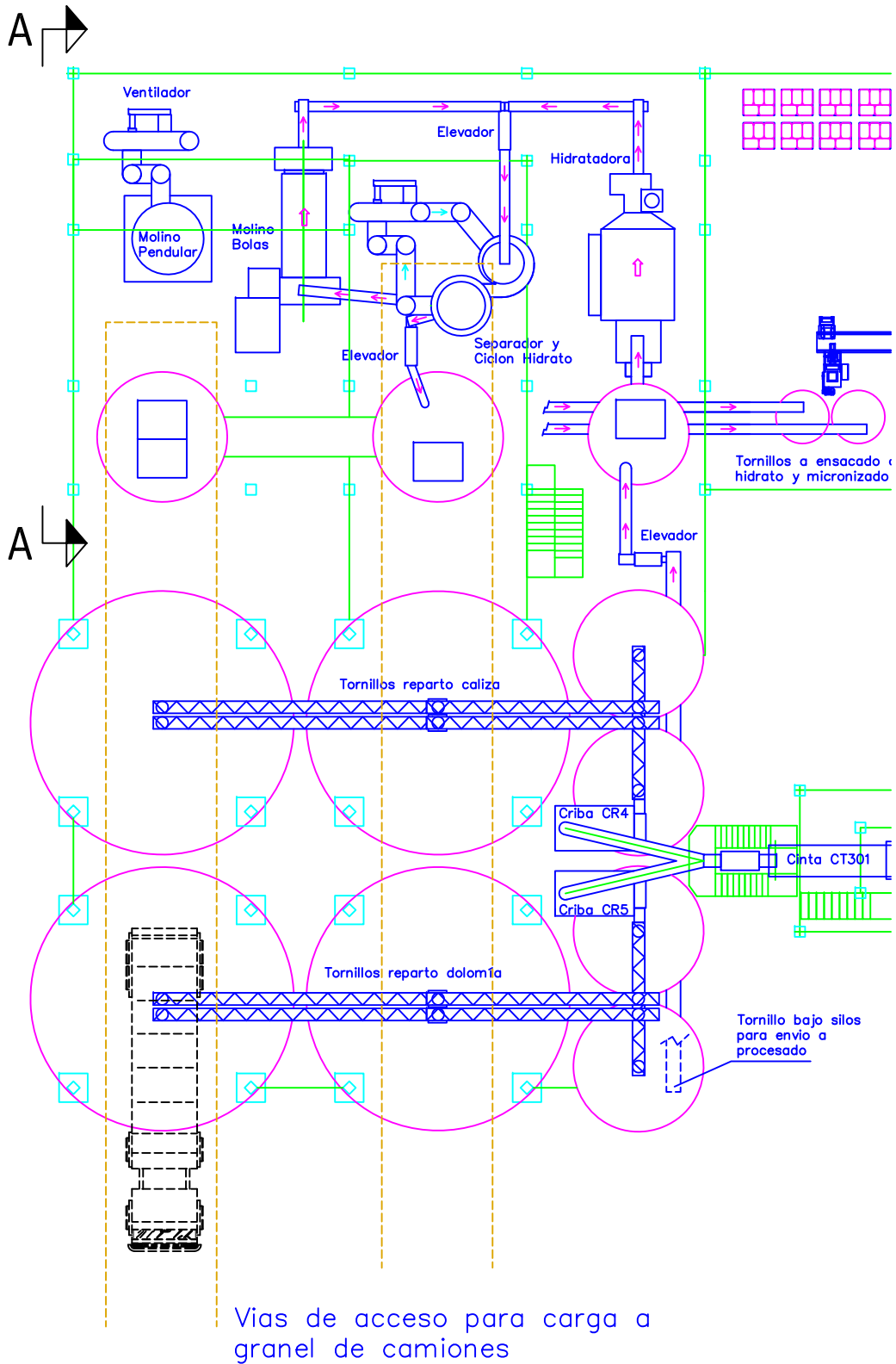
A



ESCALA 1:250



Vista



ESCALA 1:250

