

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO  
FACULTAD DE QUIMICA

EVALUACION ECONOMICA DEL ANTE-PROYECTO  
PARA LA FABRICACION DE OXIDO DE MAGNESIO

TESIS QUE PRESENTA PARA  
OBTENER EL TITULO DE  
INGENIERO QUIMICO

JORGE AREVALO ARRIOLA

MEXICO, D.F. 1975



Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



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

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

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

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

CLAS Tesis  
AÑO 1995  
FECHA 1995  
PROC. MH 22



JURADO ASIGNADO ORIGINALMENTE

SEGUN EL TEMA

PRESIDENTE - Antonio Campero Celis  
VOCAL - Guillermo Carsolio Pacheco  
SECRETARIO - Rudi-Primo Stivalet Corral  
1er. SUPLENTE - Emilio Barragán Hernández  
2o. SUPLENTE - Alfonso Frenyutti Altamirano

SITIO DONDE SE DESARROLLA EL TEMA

FACULTAD DE QUIMICA

SUSTENTANTE:

JORGE AREVALO ARRIOLA



---

ASESOR TEMA:

RUDI-PRIMO STIVALET CORRAL



---

A MIS PADRES

SERES QUERIDOS

Y AMIGOS

# I N D I C E

		<u>PAG.</u>
CAPITULO I	PROPIEDADES Y USOS DEL OXIDO DE MAGNESIO	
	A) PROPIEDADES	2
	B) USOS	5
CAPITULO II	ESTUDIO DE MERCADO	
	A) MERCADO	10
	B) MATERIAS PRIMAS	32
	C) LOCALIZACION DE LA PLANTA	44
CAPITULO III	PROCESOS	
	A) PROCESOS EXISTENTES	48
	B) PROCESO SELECCIONADO	62
CAPITULO IV	DESCRIPCION Y CALCULOS DEL EQUIPO	
	A) BALANCE DE MATERIA	69
	B) BALANCE DE ENERGIA	73
	C) CALCULO DEL EQUIPO	80

		<u>PAG.</u>
CAPITULO V	EVALUACION ECONOMICA	
A)	ESTIMADO DE INVERSION EQUIPO PRINCIPAL	99
B)	COSTOS DE PRODUCCION	119
C)	VENTAS	125
D)	CAPITAL DE TRABAJO	128
E)	ESTADO DE RESULTADOS Y ESTADOS DE FLUJO DE EFECTIVO	129
F)	APLICACION DE LOS METODOS DE EVALUACION	132
CAPITULO VI	INTERPRETACION DE RESULTADOS	
A)	ANALISIS DE RESULTADOS	140
B)	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	151

BIBLIOGRAFIA

## INTRODUCCION

Existen muchos índices que sirven para conocer y clasificar el grado de desarrollo que tiene un país. Uno de estos índices es la -- producción de acero. Una de las tendencias económicas actuales en nuestro país es el tratar de ser autosuficientes en todos aquellos aspectos en los cuales se tenga posibilidad, considerando que para ello es necesario contar con los recursos naturales apropiados y el elemento humano capacitado para poder alcanzar la meta en el menor tiempo posible.

En la industria de acero, en la cual somos autosuficientes a la - fecha, sigue siendo una preocupación permanente de los industriales del ramo, poder seguir abasteciendo al mercado nacional.

Existen varios planes de expansión por parte de los productores, - uno de los cuales, y el más importante, es la construcción de la - Siderúrgica Lázaro Cárdenas-Las Truchas (SICARTSA), que empieza a operar su primera fase, durante 1976 con 1.5 millones de toneladas alcanzando un total de 2.9 millones para 1980.

Para la realización de estos objetivos, es necesario contar con la mejor tecnología existente, así como con los equipos y materiales apropiados. Uno de los equipos principales en la producción de - acero es el convertidor, los cuales deben llevar un recubrimiento de material refractario adecuado.

Las técnicas modernas para la fabricación de acero han introducido un nuevo tipo de convertidor conocido como BOF (Basic Oxygen Furnaces), el cual necesita recubrimiento de ladrillo refractario conteniendo óxido de magnesio de alta pureza. Estos hornos son los que se utilizarán principalmente en las expansiones previstas para la producción de acero en nuestro país.

El objeto de la presente tesis es valorar la conveniencia de construir una planta de óxido de magnesio de alta pureza, para que con su producción se cubran las futuras demandas de ladrillo refractario, que contenga óxido de magnesio de alta pureza.

Para conocer las futuras demandas de óxido de magnesio en nuestro país, se realizó el estudio de mercado en base a las principales aplicaciones de los ladrillos refractarios, siendo éstas las Industrias del Acero, Cemento y Vidrio.

El proceso a seleccionar se escogió de acuerdo a la existencia de materias primas en nuestro país, siendo la localización de las materias primas uno de los puntos importantes para seleccionar la ubicación de las nuevas instalaciones.

La evaluación económica se realizó aplicando los métodos utilizados actualmente en la Industria Mexicana, analizando posteriormente los resultados obtenidos, para poder determinar la conveniencia de llevar a cabo la construcción de las instalaciones propuestas.

# CAPITULO I

## CAPITULO I

### PROPIEDADES Y USOS DEL OXIDO DE MAGNESIO

#### A) PROPIEDADES

El óxido de magnesio, cuya fórmula es  $MgO$ , es conocido también por los siguientes nombres : magnesia, magnesia ligera, periclás y magnesia pesada calcinada.

El óxido de magnesio es el producto final de la descomposición térmica de numerosos compuestos de magnesio.

Sus principales propiedades físicas se muestran en la siguiente tabla :

TABLA I

Peso molecular	40.32
Forma cristalina	f.c.c.
Parámetro enlace $A^\circ$	$a = 4.20$
Color	incoloro
Índice de refracción	1.736
Densidad ( $g/cm^3$ )	3.580
Dureza (mohs)	5.5-6.0
Punto de fusión ( $^\circ C$ )	2800

Punto de ebullición (°C)	3600
Conductividad térmica	
A 100°C (cal/(sec)(cm <sup>2</sup> )(°C/cm)	0.086
Resistencia eléctrica( $\mu \Omega$ cm)	
a 850°C	$3 \times 10^{14}$
980°C	$3 \times 10^{13}$
2100°C	$4,5 \times 10^8$
Calor de fusión al 2462°C cal/mol	18,500
Capacidad calorífica (T-ok) Cal/(deg) mole	$10,86 + 0,00197T - 208700/T^2$ (rango 273 - 2983°K)
Solubilidad en agua g/100 ml	0.00062 0.00860

Las propiedades comerciales varían bastante dependiendo de la materia inicial, así como del tiempo y de la temperatura de descomposición así como de las impurezas que pueda contener.

El óxido de magnesio comercial muestra pseudo estructuras estables derivadas de los materiales iniciales, sin embargo, las partículas primarias tienen una estructura f.c.c. (cúbica centrada en las caras).

La gravedad específica del óxido de magnesio obtenido por cristalización después de fusión está muy cercano al valor de 3.58 calculado por rayos X. Sin embargo, la gravedad específica determinada en el MgO obtenido por calcinación del hidróxido (Mg(OH)<sub>2</sub>)-

precipitado a diferentes temperaturas tiene distintos valores, los cuales se muestran a continuación :

<u>TEMPERATURA °C</u>	<u>GRAVEDAD ESPECIFICA</u>
600	2.94
710	3.04
850	3.22
1000	3.39
1200	3.48
1400	3.52
1500	3.56
1800	3.57

Las propiedades químicas del óxido de magnesio varían considerablemente dependiendo del tiempo y temperatura de calcinación a la que se sometieron los materiales iniciales. El incremento en la gravedad específica que observamos, debido a la elevación de temperatura, también está acompañado en forma paralela de un crecimiento en la reactividad del producto.

El MgO preparado en intervalos comprendidos entre 400 a 900°C - (a partir de hidróxido de magnesio o carbonato de magnesio básico) es fácilmente soluble en ácidos diluidos y se hidrata rápidamente en agua caliente. El óxido de magnesio calcinado a muerte es virtualmente insoluble en ácidos concentrados y es indiferen-

te al agua, a menos que esté finamente pulverizado.

El óxido de magnesio preparado por debajo de una temperatura de 900°C es fácilmente hidratado con agua y este tipo de óxido se conoce con el nombre de "magnesia cáustica". La magnesita no reactiva, la cual es preparada a alta temperatura, se denomina "magnesita calcinada a muerte" o "magnesita sinterizada".

La velocidad de hidratación del óxido de magnesio está determinada por la actividad del área de superficie y puede variar desde unas pocas horas, hasta meses o años para el calcinado a muerte.

El calor de formación del  $MgO$  es  $-143.84$  Kcal/mol a 25°C. La alta reflectividad del polvo de óxido de magnesio ha sido empleada como un color blanco standar en el espectro visible.

## B) USOS

Las más importantes aplicaciones del óxido de magnesio son : - la fabricación de refractarios, magnesio metálico y cemento óxido cluro. Los grados impuros de  $MgO$  son también empleados en mezclas de fertilizantes, debido a que el magnesio ocupa el quinto lugar en la serie de los elementos requeridos por las plantas, - pues es el ingrediente primordial en la formación de clorofila.

Un grado calcinado eléctricamente de óxido de magnesio puro se usa en la manufactura de crisoles de alta temperatura. El polvo de óxido calcinado, encuentra gran aplicación en la manufactura de elementos de calentamiento por corriente eléctrica. - El óxido de magnesio purificado es el material base para la preparación de numerosas sales de magnesio y muchos otros compuestos.

Considerables cantidades son consumidas en la industria del lavado en seco como agente decolorizante para solventes. El grado reactivo del óxido de magnesio encuentra gran aplicación como agente neutralizante y acelador en la vulcanización de compuestos de neopreno y otros hules. El óxido de magnesio también se emplea como absorbente y catalizador en el circuito de lixiviación carbonatada para la recuperación de óxido de uranio en los concentrados de uranio. Numerosos componentes catálicos - usados en la preparación de compuestos orgánicos contienen óxido de magnesio. También es usado como ingrediente para varias formulaciones farmacéuticas y cosméticos tales como dentífrico y polvos.

La aplicación del óxido de magnesio para la fabricación de ladrillos refractarios es la principal, esto es debido a que tienen un alto punto de fusión, el cual depende de la concentración de uniones sílicas que se tengan, la fabricación de refractarios

con magnesita es de gran ayuda en la industria del cemento y sobre todo del acero, ya que los convertidores, los cuales operan a altas temperaturas, se recubren con ladrillos refractarios de magnesita y cromo-magnesita o magnesita-cromo.

La diferencia entre los ladrillos cromo-magnesita y magnesita-cromo es únicamente por la composición, ya que el cromo-magnesita contiene de 42-50% y el magnesita-cromo contiene 60% de  $MgO$  y sólo del 8-18% de cromo.

El óxido de magnesio sinterizado en forma pulverizada es usado ampliamente para reparación de hornos de corazón abierto cuando estos aún están calientes. Esta técnica evita pérdida de tiempo y ahorro en costos por evitar enfriar el horno y volverlo a calentar. Las reparaciones por este método de los hornos de corazón abierto y eléctricos representan un punto importante en la economía de las plantas que producen acero.

La magnesita es un excelente material de reparación, debido a su resistencia al óxido férrico y a las escorias ferrosas, ya que, bajo condiciones de oxidación, el óxido férrico junto con magnesita producen magnesio-ferrita, la cual es mutuamente soluble con  $MgO$  a altas temperaturas.

Entonces, adicionando  $\text{FeO}$  a la magnesita acelara la sinterización y ayuda al material refractario periclás, a cristalizar. Esta es la razón por la cual la magnesita refractaria es altamente resistente a los óxidos de fierro y escorias ferrosas y tienen gran aplicación en la industria del acero.

## CAPITULO II

## CAPITULO II

ESTUDIO DE MERCADO

## A) MERCADO

La capacidad instalada total de óxido de magnesio en México es de 65,000 Ton/año, considerando el grado refractario y grado cáustico, que son los dos tipos principales que se producen en México.

Existen dos productores en el país: Química del Mar, localizada en Tampico, Tamps. con capacidad de 35,000 Ton/año, de las cuales 27,000 Ton. son de grado 95% y 8,000 Ton. de grado 87%. El proceso utilizado por Química del Mar es a partir de agua de mar y piedra caliza.

El otro productor en México es Química del Rey, el cual está localizado en Laguna del Rey, Coah. Actualmente tiene una capacidad de 30,000 Ton/año y obtiene una pureza del 98% produciendo varios tipos dependiendo de su relación de impurezas. Química del Rey obtiene óxido de magnesio a partir de salmuera natural y dolomita calcinada.

El consumo de óxido de magnesio en México, se destina principalmente a la producción de ladrillos refractarios en forma de doble

calcinado, quedando el grado cáustico para otros usos como tratamiento de agua, industria hulera y fibras sintéticas entre otras.

En México existen tres productores de ladrillos refractarios y materiales granulados los cuales son:

- 1) Refractarios Mexicanos, S.A., localizado en Ramos Arizpe, Coah.
- 2) Harbison Walker Flir, el cual tiene su planta en Monterrey, N.L.
- 3) Keramos, S.A., cuenta con sus instalaciones en San Nicolás de los Garza, Monterrey, N.L.

Los refractarios básicos se utilizan para recubrir hornos de aceración, al igual que los utilizados en la industria del cemento y los hornos para la fabricación de vidrio. La industria del acero utiliza el 82% del consumo de refractarios, la del cemento 13% y un 5% la del vidrio y otras industrias.

Como se observa, el consumo de óxido de magnesio depende principalmente de la producción de ladrillo refractario, el cual a su vez depende de la fabricación de acero, cemento y vidrio, por lo cual se consideraron como factores para la proyección del consumo de óxido, para años futuros.

Durante el año de 1973, el consumo promedio de refractarios por tonelada de acero producido fué de 15.5 Kg/Ton. mientras que para

años anteriores fué de 17 Kg/Ton.

Esta disminución es consecuencia de la introducción del proceso BOF (Basic Oxygen Furnace), en sustitución del horno del hogar abierto, para la producción de acero.

Mientras los hornos de hogar abierto consumen 20 Kg/Ton. de acero, los BOF únicamente consumen 5 Kg/Ton.

Actualmente el contenido promedio de óxido de magnesio en refractarios es de 65%.

La producción de acero durante el período de 1967-1973 se muestra en la Tabla II-1, el cual sufrió un incremento anual promedio de 7.5%.

TABLA II-1

PRODUCCION DE ACERO

<u>AÑO</u>	<u>TONELADAS</u>
1967	3,039,650
1968	3,256,000
1969	3,466,960
1970	3,881,000
1971	3,821,000
1972	4,430,000
1973	4,694,000

La proyección de acero para el período de 1974-1985, se calculó aplicando el método de mínimo cuadrados, cuyo resultado se muestra en la Tabla II-2.

APLICANDO

$$a = \frac{\sum \log Y}{N}$$

$$b = \frac{\sum x \log x}{\sum x^2}$$

<u>AÑO</u>	<u>X</u>	<u>Y</u>	<u>LOG. Y</u>	<u>X LOG. Y</u>	<u>X<sup>2</sup></u>
1969	-3	3,039.65	3.4827	-10.4481	9
1968	-2	3,256.06	3.5127	- 7.0254	4
1969	-1	3,466.96	3.5399	- 3.5399	1
1970	0	3,881.00	3.5889	0	0
1971	1	3,821.00	3.5822	3.5822	1
1972	2	4,430.60	3.6464	7.2928	4
1973	3	4,494.00	3.6716	11.0148	9

$$a = \frac{25.0244}{7} = 3.579142$$

$$b = \frac{0.8764}{28} = 0.0313$$

$$\log y = 3.579142 + 0.0313 x$$

<u>ANO</u>	<u>X</u>	<u>LOG. Y</u>	<u>Y</u>
1974	4	3.7001	5,013
1975	5	3.7314	5,388
1976	6	3.7627	5,790
1977	7	3.7940	6,223
1978	8	3.8253	6,688
1979	9	3.8566	7,188
1980	10	3.8879	7,725
1981	11	3.9192	8,303
1982	12	3.9505	8,923
1983	13	3.9818	9,568
1984	14	4.0131	10,300
1985	15	4.0444	11,080
1986	16	4.0751	11,910

TABLA II-2

PROYECCION DE LA PRODUCCION  
DE ACERO EN MEXICO

<u>AÑO</u>	<u>MILES DE TONEELADAS</u>
1974	5,013
1975	5,388
1976	5,790
1977	6,223
1978	6,688
1979	7,188
1980	7,725
1981	8,303
1982	8,923
1983	9,568
1984	10,300
1985	11,080
1986	11,910

Esta proyección se comparó con las producciones esperadas por la Cámara Nacional de la Industria del Hierro y del Acero, por lo cual, la proyección anterior se corrigió por la aportación que hará la Siderúrgica Lázaro Cárdenas-Las Truchas para 1976 que comience a operar.

Se espera que el incremento anual promedio para los años posteriores a 1976 sea de 8.5%, debido al aumento en capacidad de los principales productores y el incremento de la siderúrgica para alcanzar su nivel normal de producción quedando la proyección de acero en la

Tabla II-3

TABLA II-3

PROYECCION DE PRODUCCION DE  
ACERO EN MEXICO PARA 1974-1986

<u>AÑO</u>	<u>MILES DE TONELADAS</u>
1974	5,150
1975	5,400
1976	6,600
1977	7,100
1978	7,700
1979	8,400
1980	9,100
1981	9,900
1982	10,700
1983	11,600
1984	12,700
1985	13,700
1986	14,800

Las toneladas en las que se incrementará la producción del país, principalmente serán fabricadas en los hornos BOF, por lo que en consecuencia el consumo de ladrillos refractarios se verá disminuido.

La disminución en el consumo de refractario por tonelada de acero será aproximadamente del 20% para el año de 1976 y una disminución menor a partir de 1976, considerando que posteriormente permanecerá estable tomando en cuenta que se tardará varios años para que la producción total nacional se deba únicamente a los hornos BOF y se lleve a cabo la total desaparición de hornos de hogar abierto y eléctricos.

En la Tabla II-4 se presentan los consumos esperados de ladrillo refractario por tonelada de acero, de acuerdo con la información recopilada.

TABLA II-4

PROYECCION DEL CONSUMO DE REFRACTARIO  
POR TON. DE ACERO PRODUCIDO

<u>AÑO</u>	<u>KG. DE REFRACTARIO POR TON. DE ACERO PRODUCIDO</u>
1974	15.5
1975	15.5
1976	12.4
1977	11.3
1978	10.4
1979	9.6
1980	8.7
1981	8.0
1982	7.4
1983-1986	6.8

En base a las cifras presentadas anteriormente, se obtuvo el consumo de refractario empleado en la producción de acero, el cual se presenta en la Tabla II-5.

TABLA II-5

CONSUMO DE REFRACTARIO  
EN LA INDUSTRIA DEL ACERO

<u>AÑO</u>	<u>PRODUCCION</u> (M. Ton.)	<u>CONSUMO DE</u> <u>REFRACTARIO</u> (Ton.)
1974	5,150	79,825
1975	5,400	83,700
1976	6,600	81,840
1977	7,100	80,230
1978	7,700	80,980
1979	8,000	80,640
1980	9,100	79,170
1981	9,900	79,200
1982	10,700	79,184
1983	11,600	78,880
1984	12,700	86,360
1985	13,700	93,160
1986	14,800	100,640

Los ladrillos refractarios también se emplean en el recubrimiento de los hornos rotatorios utilizados para la fabricación de cemento, principalmente, en las zonas de quemado donde, además de soportar altas temperaturas, hay ataque químico.

La industria del cemento está integrada básicamente por 7 grupos que administran 23 plantas en el país. Estos grupos, por orden de importancia son: Tolteca, Cementos Mexicanos, Apasco, Pacífico Noroeste, Chihuahua y Anáhuac.

Las producciones obtenidas en los años de 1967-1973 se muestran en la Tabla II-6.

TABLA II-6

PRODUCCION DE CEMENTO  
DURANTE EL PERIODO DE 1967-1973

<u>AÑO</u>	<u>MILES DE TONELADAS</u>
1967	5,544
1968	6,008
1969	6,674
1970	7,180
1971	7,632
1972	8,602
1973	9,787

El incremento anual promedio registrado en las producciones anteriores es de 9.5% anual.

La proyección de la producción de cemento para los próximos años se presenta en la Tabla II-7.

TABLA II-7

PROYECCION DE PRODUCCION  
DE CEMENTO EN MEXICO

<u>AÑO</u>	<u>MILES DE TONEELADAS</u>
1974	10,400
1975	11,400
1976	12,480
1977	13,690
1978	13,970
1979	16,410
1980	17,970
1981	19,690
1982	21,570
1983	23,620
1984	25,880
1985	28,350
1986	31,060

El incremento anual promedio registrado en los datos anteriores es de 9.5% anual, este incremento se podrá llevar a cabo debido a que durante los próximos años existen varios proyectos de incrementar la producción por parte de los fabricantes de cemento.

En la industria del cemento el consumo de refractario es bastante más bajo que en la fabricación de acero. Este consumo es de 0.8 Kg. de refractario por tonelada de cemento.

Combinando la producción esperada de cemento con el consumo de refractario por tonelada se obtuvo el posible consumo de refractario en toneladas, el cual se presenta en la Tabla II-8.

TABLA II-8

**CONSUMO DE REFRACTARIO  
EN LA INDUSTRIA DEL CEMENTO**

<u>AÑO</u>	<u>M. TONELADAS DE CEMENTO</u>	<u>TONELADAS REFRACTARIO</u>
1974	10,400	8,300
1975	11,400	9,100
1976	12,480	9,984
1977	13,690	10,952
1978	14,970	11,976
1979	16,410	13,128
1980	17,960	14,376
1981	19,690	15,752
1982	21,570	17,256
1983	23,620	18,896
1984	25,880	20,704
1985	28,350	22,680
1986	31,060	24,859

Los datos anteriores se obtuvieron por medio de método de mínimos cuadrados presentado a continuación:

<u>AÑO</u>	<u>X</u>	<u>Y</u>	<u>LOG. Y</u>	<u>LOG.X</u>	<u>X<sup>2</sup></u>
1967	-3	5,544	3.7439	-11.2317	9
1968	-2	6,008	3.7788	- 7.5576	4
1969	-1	6,674	3.8241	- 3.8241	1
1970	0	7,180	3.8561	0	0
1971	1	7,632	3.8826	3.8826	1
1972	2	8,602	3.9346	7.8692	4
1973	3	9,787	<u>3.9906</u>	<u>11.9718</u>	9
			27.0107	1.1102	

$$A = \frac{27.0107}{7} = 3.8586 \quad B = \frac{1.1102}{28} = .0396$$

$$\text{LOG Y} = 3.8586 + 0.0396$$

1974	4	4.0170	10,400
1975	5	4.0566	11,400
1976	6	4.0962	12,480
1977	7	4.1358	13,690
1978	8	4.1754	14,970
1979	9	4.2150	16,410
1980	10	4.2546	17,970
1981	11	4.2942	19,690
1982	12	4.3338	21,570
1983	13	4.3734	23,620
1984	14	4.4130	25,880
1985	15	4.4526	28,350
1986	16	4.4922	31,060

En los datos de consumo de refractarios utilizados en la fabricación de acero se encuentran involucrados la cantidad de granulares utilizados para reparación, por lo cual es necesario separarlos para poder conocer la cantidad de ladrillo utilizada y sumarla con la empleada en cemento, con lo cual calcular la cantidad total de refractario usado en la industria debido a que como se expresó anteriormente, la industria de acero y del cemento consumen solamente el 95% de la producción total de ladrillo refractario faltando la cantidad utilizada en la fabricación de vidrio y otras pequeñas aplicaciones.

Para separar la cantidad de granulares que se utilizaron, se proyectó su consumo para los años siguientes. En esta proyección, se consideró que al introducirse los hornos BOF, el consumo de granulares sufrirá una disminución del 9% para 1976 y 2% anual promedio a partir de 1977. Estas consideraciones fueron el resultado de plásticas realizadas con fabricantes de acero que consideran que debido a que el ladrillo que utilizarán en el recubrimiento de los nuevos hornos BOF, necesita óxido de magnesio de calidad superior al 95% y tendrá como consecuencia un aumento en el rendimiento de ladrillo y una disminución en la cantidad de materiales granulados utilizados.

El consumo de granulares fué durante 1973 de 27,000 Tons. esperando un incremento del 6% para 1974 y de un 3% para 1975, teniendo para 1976 una disminución de 9% y una disminución anual promedio del 2% para los siguientes años.

En la Tabla II-9 se muestra la proyección del consumo de granulares.

TABLA II-9

PROYECCION DEL CONSUMO DE  
GRANULADOS REFRACTARIOS BASICOS

<u>AÑO</u>	<u>TONS.</u>
1974	28,350
1975	29,200
1976	26,800
1977	26,300
1978	25,800
1979	25,200
1980	24,800
1981	24,300
1982	23,800
1983	23,300
1984	22,900
1985	22,400
1986	21,900

En la Tabla II-10 se presenta el desglose de la cantidad de refractario usada como ladrillo y la usada como granulados en la industria del acero.

TABLA II-10

CONSUMO DE REFRACTARIO BASICO  
EN LA INDUSTRIA DEL ACERO

(TONS.)

<u>AÑO</u>	<u>TOTAL</u>	<u>REFRACTARIOS BASICOS</u>	<u>REFRACTARIOS GRANULADOS</u>
1974	79,825	50,475	28,350
1975	83,700	54,500	29,200
1976	81,840	55,040	26,800
1977	80,230	43,930	26,300
1978	80,080	54,280	25,800
1979	80,640	55,440	25,200
1980	79,170	54,370	24,800
1981	79,200	54,900	24,300
1982	79,284	55,384	23,800
1983	78,880	55,580	23,300
1984	86,360	63,460	22,900
1985	93,160	70,760	22,400
1986	100,640	78,680	21,960

En la Tabla II-11 se muestra la cantidad total de refractario usado por los distintos consumidores considerando que el utilizado en la industria del vidrio y otros será del 5% del consumo total, permaneciendo constante para los siguientes años.

TABLA II-11

CONSUMO DE REFRACTARIOS BASICO

(TONS)

<u>AÑO</u>	<u>TOTAL</u>	<u>ACERO</u>	<u>CEMENTO</u>	<u>OTROS</u>	<u>GRANULADOS</u>
1974	90,218	50,475	8,300	3,093	88,350
1975	96,147	54,500	9,100	3,347	29,200
1976	95,246	55,040	9,984	3,422	26,800
1977	94,596	53,930	10,952	3,414	26,300
1978	95,543	54,280	11,976	3,487	25,800
1979	97,377	55,440	13,128	3,608	25,200
1980	97,543	54,370	14,736	3,637	24,800
1981	98,670	54,900	15,752	3,718	24,300
1982	100,263	55,384	17,256	3,823	23,800
1983	101,695	55,580	18,896	3,919	23,300
1984	111,493	63,460	20,704	4,429	22,900
1985	120,757	70,760	22,680	4,917	22,400
1986	130,940	78,680	24,850	5,450	21,960

Teniendo los datos de consumo de refractarios básicos y considerando que el contenido promedio de óxido de magnesio en ladrillo refractario es de 65% para 1974 y 1975, posteriormente aumentará al 70% de 1976 a 1979 y finalmente al 75% para los siguientes años. Estos aumentos paulatinos en el contenido del óxido de magnesio se deben a que el ladrillo para recubrir BOF tiene mayor contenido de óxido de magnesio y se incrementa la producción de dicho tipo de ladrillo.

El contenido de óxido de magnesio en granulares es de 70%, permaneciendo este contenido constante.

TABLA II-12

CONSUMO DE OXIDO DE  
MAGNESIO EN REFRACTARIOS

AÑO	( T O N S )		
	<u>TOTAL</u>	<u>LADRILLO</u>	<u>GRANULADOS</u>
1974	60,100	40,200	19,900
1975	63,900	43,500	20,400
1976	66,700	47,900	18,800
1977	66,200	47,800	18,400
1978	66,900	48,800	18,100
1979	68,123	50,523	17,600
1980	71,960	54,600	17,360
1981	72,800	55,800	17,000
1982	74,200	57,500	16,700
1983	75,100	58,800	16,300
1984	82,400	66,400	16,000
1985	89,500	73,800	15,700
1986	97,100	81,700	15,400

Actualmente se cuentan con 62,000 Tons. de capacidad instalada de óxido de magnesio de las cuales 27,000 Tons. son grado 98%, 27,000 Tons. grado 95% y 8,000 grado 87%.

Debido al cambio de tecnología en la fabricación de acero, el óxido de magnesio utilizado para la fabricación de ladrillo y granulado refractario será del grado 98%. Por lo que a partir de 1976 el incremento será absorbido por el grado 98% lo que propiciará que a partir de este mismo año exista una disminución en el consumo de los grados 87% y 95%. Esta disminución será aproximadamente del 5% anual debido a

que cada vez existirá menor cantidad de hornos de hogar abierto y eléctrico, teniendo por esto una disminución de ladrillo y material granulado, en donde se utilizan dichas calidades mientras que el grado 98% aumentará su demanda tanto en ladrillo como en granulares para el revestimiento y reparación de los nuevos hornos operando con el nuevo sistema.

Tomando en cuenta esta disminución se puede obtener el incremento que se tendrá del grado 98%, el cual se presenta en la Tabla II-13.

TABLA II-13

INCREMENTO DE OXIDO DE  
MAGNESIO GRADO 98%

<u>AÑO</u>	<u>TOTAL</u>	<u>INCREMENTO GRADO 98%</u>	<u>PRODUCCION GRADO 98%</u>	<u>PRODUCCION DE GRADOS 87 Y 95%</u>
1974	60,000	-	27,000	33,000
1975	63,900	3,900	27,000	33,000
1976	66,700	8,300	27,000	31,400
1977	66,200	9,300	27,000	29,900
1978	66,900	11,400	27,000	28,500
1979	68,123	13,973	27,000	27,150
1980	71,960	19,110	27,000	25,850
1981	72,800	21,200	27,000	24,600
1982	74,200	24,650	27,000	23,450
1983	75,100	25,800	27,000	22,335
1984	82,400	34,130	27,000	21,270
1985	89,500	42,250	27,000	20,250
1986	97,100	50,800	27,000	19,300

Se ve que existe un potencial para el óxido de magnesio del grado 98%, pero se podría considerar la posibilidad de exportación debido a que en el mundo la disponibilidad de óxido de magnesio de alta pureza (más 95%) es limitada. Por otro lado, la demanda en este tipo de óxido de magnesio va en ascenso, debido a que es el material idóneo para la producción de ladrillos utilizados en los convertidores de oxígeno que es el proceso que tiende a usarse en el mundo para la fabricación de acero.

Se puede pensar en realizar exportaciones a Venezuela, Colombia, Perú, Chile y Argentina, en donde se consume óxido de magnesio al igual que en México para la fabricación de refractarios, los cuales a su vez, se utilizan en la producción de acero.

Las producciones de acero en los países mencionados se presentan en la Tabla II-14.

TABLA II-14

PRODUCCION DE ACERO

(M. TONS)

<u>AÑO</u>	<u>CHILE</u>	<u>PERU</u>	<u>VENEZUELA</u>	<u>COLOMBIA</u>	<u>ARGENTINA</u>
1967	630.6	80	690.4	257.7	1,325
1968	568.2	106	861.1	258.5	1,558
1969	641.4	194	840.1	271.6	1,690
1970	547.0	94	927.2	239.0	1,823
1971	607.0	179	924.0	248.0	1,912
1972	582.0	192	1,127.0	275.0	2,151
1973	507.0	192	1,127.0	268.0	2,270

Como se puede observar en los datos de la Tabla II-14, no existe tendencia alguna por parte de los países a los que hacemos mención, excepto Argentina, que llevan una línea ascendente en su producción de acero, donde su incremento anual promedio registrado es de 9.3%.

Considerando un consumo promedio de ladrillo refractario y materiales granulares de 17 Kg/Ton., debido a que la producción en los países considerados es principalmente en hogar abierto y hornos eléctricos, podemos estimar el consumo de refractarios básicos, los cuales se muestran en la Tabla II-15.

TABLA II-15

CONSUMO DE REFRACTARIOS

(TONS)

<u>AÑO</u>	<u>TOTAL</u>	<u>CHILE</u>	<u>PERU</u>	<u>VENEZUELA</u>	<u>COLOMBIA</u>	<u>ARGENTINA</u>
1967	50,722	10,720	1,360	11,736	4,281	22,525
1968	56,998	9,659	1,802	14,639	4,412	26,486
1969	61,831	10,904	3,298	14,282	4,617	28,730
1970	61,713	9,299	1,598	15,762	4,063	30,991
1971	65,790	10,319	3,043	15,708	4,216	32,504
1972	73,559	9,894	3,264	19,159	4,675	36,567
1973	74,198	8,629	3,264	19,159	4,556	38,590

Debido a que conocemos el consumo de refractario podemos saber el consumo de óxido de magnesio, considerando que el contenido de óxido en los refractarios es de 65%. En la Tabla II-16 se muestra el consumo de óxido de magnesio para el período de 1967-1973.

TABLA II-16

CONSUMO DE OXIDO DE MAGNESIO

<u>AÑO</u>	<u>TOTAL</u>	<u>CHILE</u>	<u>PERU</u>	<u>VENEZUELA</u>	<u>COLOMBIA</u>	<u>ARGENTINA</u>
1967	32,975	6,970	885	7,630	2,850	14,640
1968	37,060	6,280	1,170	9,520	2,870	17,220
1969	40,180	7,090	2,140	9,280	3,000	18,670
1970	40,130	6,050	1,040	10,250	2,640	20,150
1971	42,760	6,700	1,980	10,210	2,740	21,130
1972	47,813	6,430	2,120	12,453	3,040	23,770
1973	48,273	5,650	2,120	12,453	2,960	25,070

El consumo de óxido de magnesio ha sufrido un incremento anual promedio de 6.5% durante el período de 1967-1973.

Esto marca en el ámbito internacional, un gran potencial para el producto a fabricar por lo que sería factible poder colocar las toneladas excedentes en los países considerados.

En base a lo anteriormente expuesto, se puede pensar en instalar una planta con capacidad de producción de 30,000 Tons./año de óxido de magnesio, con esta capacidad adicional a partir de 1977, se cubrirá el excedente del mercado nacional y quedaría en los primeros años una cantidad para exportación la cual cada vez sería menor debido al aumento en la demanda nacional. Posteriormente se podría pensar en ampliar dicha planta si el mercado de exportación y nacional parecen lo bastante atractivos.

## B) MATERIAS PRIMAS

Las materias primas para la producción de magnesita refractaria son: el mineral natural de magnesita y la magnesita químicamente producida, extraída del agua de mar, la cual puede ser procesada para obtener un material conteniendo 98.5% o más de óxido de magnesio.

La magnesita obtenida a partir de agua de mar. En países tales como Gran Bretaña, Estados Unidos y Japón donde no existen reservas minerales adecuadas, es uno de los métodos más comerciales y económicos para obtener magnesita para ladrillos refractarios básicos.

La Unión Soviética tiene bastos depósitos de mineral de magnesita, pero también utiliza métodos a partir de agua de mar para fabricarla.

El mineral magnesita consiste de cristales de carbonato de magnesio, el material puro contiene 47.6% de MgO y 52.4% CO<sub>2</sub>. La magnesita forma una serie de soluciones sólidas con siderita (carbonato férrico), y un doble compuesto conocido como dolomita con el carbonato de calcio.

Las magnesitas refractarias son muy importantes en muchas industrias principalmente en la manufactura de aceros. La magnesita

tiene un punto de fusión de 2,500°C. Impurezas tales como magnesio, calcio y fierro influyen en las propiedades refractarias.

El óxido de calcio, el cual después de la calcinación de la magnesita, forma óxido de calcio hidratado es producido a partir de silicato de calcio, tal como monticelita, el cual tiene gran propensión a cambios polifórmicos, los cuales tienden a romper el material y convertirlo en polvo, lo cual no es conveniente para la fabricación de ladrillo refractario. Otras impurezas tales como sílice, alúmina y óxido férrico no son convenientes porque disminuyen las propiedades refractarias de la magnesita, pero es necesario guardar cierto porcentaje en estos materiales para trabajo pesado.

El límite de óxido de calcio que contienen las mejores magnesitas debe ser menor de 2%, el de sílice no mayor de 3%. El hierro no es especificado pero no debe ser mayor de 5%.

La baja porosidad de la magnesita es obtenida por calcinación a muerte del material obtenido, ya sea del agua de mar o de roca.

Esta calcinación total tiende a eliminar toda el agua y tiende también a eliminar contracciones, produciendo así un material denso como el que se necesita para la producción de refractarios.

Las impurezas del material natural ayudan a formar líquidos durante la calcinación a muerte, la cual ayuda a reducir la porosidad por vitrificación.

Subsecuentes calentamientos a partir de 800°C y hasta cerca de 1,400°C, producen la conversión del óxido de magnesio a periclasa, el cual es la forma cristalina más estable de la magnesita calcinada. En soluciones sólidas con trazas de FeO es el principal ingrediente para magnesitas refractarias, largos cristales de periclasa con una gran ductibilidad son aprobados para la fabricación de refractarios.

Como ya se dijo anteriormente uno de los procesos más comercializados es el del agua de mar la cual puede ser tratada con caliza ó con dolomita, siendo éste un compuesto doble, de carbonato de calcio y magnesio con el que, junto con el agua de mar, se puede obtener óxido de magnesio de más de 98.5% de pureza.

El término dolomita (del francés dolomie nombre de un mineral), fue aplicado por primera vez a ciertas rocas carbonatadas de los Alpes Tirolenses, como también se usa como nombre de material, ha sido sugerido por Shrock su abandono como nombre de roca, a la vez que se ha propuesto el nombre de dolorroca o dolopiedra como sustituto.

A pesar de la posible ambigüedad, ha persistido el término dolomita, y probablemente continúe usándose tanto para la roca como para mineral.

Las dolomitas están compuestas principalmente por el mineral dolomita. Frecuentemente contiene algo de calcita, y existen probablemente todos los grados comprendidos entre la caliza y la dolomita pura. La mayoría de las dolomitas y calizas dolomitas son de color claro en una fractura fresca, pero se vuelven amarillentas o tostadas al sufrir la exposición al aire debido a la oxidación del hierro ferroso contenido en los cristales de dolomita o de la pirita, siderita o marcosita contenidas en la roca.

En composición química, las dolomitas se parecen a las calizas con la modificación de que la magnesia es un componente importante.

COMPOSICION QUIMICA DE LAS DOLOMITAS

<u>COMPONENTE</u>	<u>1a</u>	<u>2b</u>	<u>3c</u>	<u>4d</u>	<u>5e</u>	<u>6f</u>
SiO <sub>2</sub>	-	2.55	7.96	3.24	24.92	0.73
TiO <sub>2</sub>	-	0.02	0.12	-	0.18	-
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	-	0.23	1.97	0.17	1.82	0.20
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	-	0.02	0.14	0.17	0.66	-
FeO	-	0.18	0.56	0.06	0.40	1.03
MnO	-	0.04	0.07	-	0.11	-
MgO	21.9	7.07	19.46	20.84	14.70	26.48
CaO	30.4	45.65	26.72	29.58	22.32	30.97
Na <sub>2</sub> O	-	0.01	0.42	-	0.03	-
K <sub>2</sub> O	-	0.03	0.12	-	0.04	-
H <sub>2</sub> O <sup>+</sup>	-	0.05	0.33	0.30	0.42	-
H <sub>2</sub> O <sup>-</sup>	-	0.18	0.30	-	0.36	-
P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	-	0.04	0.91	-	0.01	0.05
CO <sub>2</sub>	47.7	43.60	41.13	43.54	38.82	42.51
SO <sub>3</sub>	-	0.03	-	-	0.01	-
B	-	0.30	0.19	-	0.16	-
BaO	-	0.01	-	-	-	-
SrO	-	0.01	-	-	-	-
<b>ORGANICOS</b>	<u>-</u>	<u>0.04</u>	<u>-</u>	<u>-</u>	<u>0.08</u>	<u>-</u>
	100.00	100.06	100.40	99.90	100.04	100.97

- a) Composición teórica de la dolomita pura.
- b) Caliza dolomítica-formación Monroe (Devoniano).
- c) Dolomita Niagarana (siluaricina).
- d) Dolomita Knox (cambio-ordoviciana) Morrisulle Alabama.
- e) Doomita Pedernalosa, grupo Niagorano (Siluriano) condado Hhighland, Ohio.
- f) Dolomita Randville (Precámbrico), condado de Dickinson Michigan.

Las dolomitas tienden a adoptar una textura de grano fino. Raras veces son de un grano tan fino como el de la caliza afanítica. Algunas dolomitas están atestadas de pequeñas cavidades; en las calizas dolomíticas aparecen brechas o pseudo brechas. Las partículas de formas irregulares están rodeadas por una matriz de color más claro y de textura más gruesa en las rocas. Las partículas o fragmentos se deben probablemente a la recristalización de una porción de aragonita de un lodo de cal original acompañado por un agregado un tanto concrecionado de los materiales recristalizados que hacen una pseudo brecha.

Las calizas dolomíticas y las dolomitas se presentan interestratificadas con areniscas, limolitas, argilitas, calizas y diversas evaporitas. Las unidades de estas rocas varían desde un manto sencillo hasta una formación, y los límites con frecuencia están bien definidos. En muchos casos no pueden describirse las rela-

ciones como de interestratificación, debido a que los contactos entre la dolomita y la caliza dolomita no siguen los planos de la estratificación, sino que más bien los cruzan.

Es obvio que en estos casos el reemplazamiento de la caliza por la dolomita es secundario y no una consecuencia de diferencias originales en los sedimentos.

Los fósiles son raros en la dolomita, posiblemente a causa de que son pocos los organismos que habitan en las aguas marinas en las que es alta la salinidad y favorable para la depositación de dolomita; ciertamente, el reemplazamiento por la dolomita tiende a borrar hasta los contornos de muchos fósiles. Por esta razón, pueden verse en el campo calizas fosilíferas y dolomitas sin señas de fósiles formando capas adyacentes de un afloramiento.

Las dolomitas están presentes en todo sistema geológico aunque su máxima distribución corresponde a sistema precámbrico y del Paleozoico inferior, algunas de las dolomitas y calizas dolomíticas más extensas y más gruesas tienen magnitud de formaciones, como las dolomitas Oneonta y Shakopee y las calizas dolomíticas del Ordoviciano en el Valle superior del Mississippi, así como las formaciones Romanine y Beekmantown, de edad Ordoviciano, en la región de los Apalaches.

Muchas calizas Mesozoicas de la región Alpina son predominantemente dolomíticas. Su espesor es de veintena de metros. Otros ejemplos de dolomitas muy conocidos son los de Bighorn (Ordoviciano), de Montana y Wyoming, y las de Niágara (Siluriano), de la región del Lago Superior.

#### ORIGEN

La mayoría de las dolomitas se han formado por alteraciones post depositacionales de las calizas, es decir por dolomitización, aunque algunas variedades asociadas con las evaporitas parecen ser depósitos químicos primarios que se asentaron directamente de las aguas del mar, especialmente en donde era alta la salinidad. La idea de dolomitización durante la diagenesis fue originada evidentemente por J. D. Dana en 1949 para explicar la dolomitización de las rocas coralíferas elevadas de la isla de Metia, en las Islas Peamotu, de la región central y Sur del Pacífico. Muchas calizas biohermales y biostromales están dolomitizadas en alto grado. Como la caliza, por lo menos unas cuantas dolomitas son rocas clásticas. Algunas de estas son detritos derivados de rocas dolomíticas más antiguas por erosión subeólica.

La dolomitización puede tener lugar en cualquier caliza, aunque la caliza de grano fino parece ser más susceptible a tal proceso que la de grano grueso. Aunque para la mayoría de las dolomitas, se establece claramente un origen de reemplazamiento, el tiempo o fecha de

tal reemplazamiento dista mucho de ser seguro. Si el tiempo y la profundidad de enterramiento son importantes, pueden explicar por qué, cuando más antigua es la roca más rica en magnesio es.

Los únicos sedimentos dolomíticos recientes que se saben existen en cantidades apreciables para formar rocas son las dolomitas claramente secundarias de diversas islas del coral de los Océanos Pacífico e Indico, y quizás, algunos de los arrecifes de coral del Mar Rojo. Twenhofer ha llegado a la conclusión de que no se conocen ejemplos algunos de depositación primaria de la dolomita. Son dignos de atención los siguientes puntos relativos a la formación de las dolomitas:

- 1.- La única fuente adecuada de origen del magnesio para la mayoría de las dolomitas de gran extensión lateral, no clástica y estratificadas, es el mar. Se sabe que la dolomita se forma secundariamente a lo largo de fallas, juntas, planos de estratificación u otras zonas de debilidad o de permeabilidad del manto sedimentario de la corteza terrestre, por lixiviación del agua subterránea; por reemplazamiento o por acción hidrotermal. Las ocurrencias conocidas de tal dolomita son volumétricamente carentes de importancia en la columna geológica.
- 2.- La mayoría de la dolomita bien estratificada y lateralmente persistente que se encuentran entre los mantos de caliza inlaterada pero no asociada con sales evaporitas, puede explicarse solamente

por alteración penecontemporánea de los sedimentos de carbonato de calcio en el fondo del mar o por depositación primaria de la dolomita. Sin embargo, la investigación más reciente efectuada sobre las solubilidades relativas de los diversos compuestos de calcio y de magnesio encontrados en las aguas del mar parecen presentes al favorecer la deducción de que las alteraciones penecontemporáneas de los sedimentos de carbonato de calcio por compuestos de magnesio en el fondo del mar, probablemente un proceso de dolomitización que uno de precipitación primaria.

3.- La aragonita y otras formas inestables del  $\text{CaCO}_3$  reaccionan — mucho más fácilmente con las sustancias químicas que la calcita, y una roca que estuviera formada principalmente de aragonita estaría en una condición muy favorable para ser dolomitizada. Es de especial interés el hecho de que la aragonita es volumétricamente importante en los lodos de carbonato de calcio químicamente precipitados recientemente en los bancos de las Bahamas. Los lodos de aragonita probablemente fueron volumétricamente importantes entre los elementos que dieron origen a las calizas de grano fino en el pasado, y la distribución de la aragonita en los sedimentos originales puede tener alguna relación con la dolomitización irregular de las rocas y con los cambios graduales laterales y verticales.

4.- Por otra parte, algunos mantos de dolomita pueden mostrar cambios graduales verticales a caliza, con cierta brusquedad, aunque los

contactos laterales entre calizá y dolomita sean de caracter gradual. Tal dolomita es comunmente vesicular y porosa. Gran parte de grandes dolomitas se formaron debajo del mar, pero probablemente a mayor profundidad y en una etapa posterior ala diagénesis que las dolomitas penecontemporáneas. Las dolomitas así formadas serían dolomitas secundarias.

5.- Ventuyl creyó que la dolomitización se verifica más favorablemente en aquellas regiones en las que el agua es más caliente. La dolomitización debe, por tanto, ser favorecida por la poca profundidad y cercanía a los litorales. La prueba experimental muestra que la dolomitización es favorecida por temperaturas elevadas. El grado de dolomitización está relacionado con el tiempo durante el cual estuvieron descubiertos los sedimentos originales en el fondo del mar, y la velocidad de hundimiento y sepultamiento pueden haber tenido efectos importantes en los resultados producidos.

En la República Mexicana existen varios yacimientos de dolomita, los cuales a continuación se enumeran y se muestran gráficamente en el mapa adjunto:

- |                                    |                                 |
|------------------------------------|---------------------------------|
| 1) Sierra Mojada, Coah.            | 6) N.Poniente Cd.Valles, Tamps. |
| 2) Potrero del LLano, Coah.        | 7) Jalpan, Qro.                 |
| 3) Anticlinal de la Caja N.L.      | 8) Vizarrón, Qro.               |
| 4) N.Poniente de Hidalgo, Tamps.   | 9) Molango, Hgo.                |
| 5) N.Poniente Gómez Farías, Tamps. | 10) Meztitlán, Hgo.             |



### C) LOCALIZACION DE LA PLANTA

Para la localización de la planta se consideraron los abastecimientos de materia prima, así como los principales centros consumidores.

En base a producir el óxido de magnesio a partir de agua de mar y dolomita, estas materias primas, principalmente el agua de mar nos llevan a la condición de localizar la planta en la costa. Este lugar podría ser en las costas del Golfo de México o del Océano Pacífico.

Existe otra limitante importante la cual sería la localización de los yacimientos del material dolomítico, los cuales, como ya se presentaron anteriormente, están ubicados en la Sierra Madre Oriental por lo que se podría descartar la posibilidad de construir las nuevas instalaciones en las costas del Océano Pacífico.

Si se considera el suministro de combustóleo, utilizado en los distintos hornos, se ve que el costo de éste sería elevado si no está cerca el suministro debido a que los principales centros de producción están localizados en la región de Veracruz y en el Valle de México.

El suministro de ácido sulfúrico, sin ser un factor predominante, también debe ser considerado. Los principales productores se

encuentran en la región de Veracruz algunos de los cuales, son Fertilizantes Fosfatados Mexicanos, S. A., Guanos y Fertilizantes de México, con varias plantas, existiendo otros productores tales como: Industrias Químicas de México con plantas en Michoacán, Guadalajara, Tamaulipas, Celulosa y Derivados en Monterrey y varios más. Como se puede notar, todos están localizados hacia la parte oriental de la República Mexicana. En el lado del Océano Pacífico unicamente encontramos localizada en Torreón a Industrias Peñoles, S. A.

Tomando en consideración todo lo anterior, se puede descartar totalmente la posibilidad de localizar la planta en las costas del Océano Pacífico.

Dentro del Golfo de México, hay que considerar que los principales centros consumidores de óxido de magnesio están localizados en la Región de Monterrey y Saltillo por lo cual deberá tratarse de instalar la planta lo más cerca posible a los centros de consumo.

Para realizar ventas de exportación es importante considerar la posibilidad de ubicar la planta, de ser posible en un lugar más cercano a él, para evitar con esto incrementar los costos para el consumidor.

Tomando en cuenta los conceptos anteriores, un lugar apropiado sería Cd. Madero en el Estado de Tamaulipas.

Se descartó el puerto de Coatzacoalcos tomando en cuenta el aspecto fiscal y la política existente de descentralizar la industria y así ayudar a la industrialización de otras partes del país, con lo cual, se crearán nuevas fuentes de trabajo. Además, tomando en cuenta que está bastante retirado de los centros de consumo.

El Puerto de Veracruz se descartó también por las mismas razones argumentadas para Coatzacoalcos, aunque en este lugar la distancia es menor, sigue estando retirado de los centros de consumo.

En Cd. Madero, Tamps. existe una refinería de Petróleos Mexicanos, con lo cual el suministro de combustóleo quedaría asegurado.

El ácido sulfúrico podría ser surtido, tanto de San Luis Potosí, como de Monterrey o en un caso extremo, de la zona del Istmo.

Cerca de esta población tenemos varios depósitos de dolomita como Jalpan, Cd. Valles, Vizarrón o Gómez Farías.

En cuanto a la distribución del producto hacia el mercado internacional, existe inmediatamente el Puerto de Tampico y para la venta nacional, es el lugar más cercano a los centros de consumo.

### CAPITULO III

## CAPITULO III

### PROCESOS

#### A) PROCESOS EXISTENTES

El óxido de magnesio puede ser producido por calcinación de carbonato o hidróxido de magnesio y puede prepararse económicamente por descomposición de cloruro de magnesio o sulfato de magnesio.

El óxido de magnesio se produce en diferentes grados según a los usos a que se destine. El óxido de magnesio calcinado a muerte o sinterizado es altamente refractario, usado casi exclusivamente en la manufactura de ladrillos refractarios básicos. El óxido de magnesio puro tiene una temperatura de sinterización de más de 2,000°C, el uso de aditivos tales como sílice, alúmina, óxido de calcio u óxidos de hierro provocan que la temperatura de sinterización disminuya. La magnesita natural por el contenido de impurezas que tiene, afecta la temperatura de sinterización, la cual es aproximadamente 1,400°C.

El óxido de magnesio grado cáustico puede ser producido a partir de cloruro de magnesio o sulfato con recuperación simultánea del ácido componente. El cloruro de magnesio, puede ser descom

puesto en un intervalo de temperatura comprendido entre 1,300 y 1,700°C. El sulfato de magnesio es generalmente descompuesto en una atmósfera reductora de S, H<sub>2</sub>S, H<sub>2</sub> ó CO.

El proceso para la recuperación de MgO y HCl a partir de salmueras gastadas de potasio fué usado a partir de 1953 a 1961 por International Mineral & Chemical Corporation.

Se puede observar que existen varios métodos para la fabricación de óxido de magnesio por lo que a continuación se detallarán algunos de estos procesos esbozados anteriormente.

#### OXIDO DE MAGNESIO A PARTIR DE CLORURO DE MAGNESIO

Este proceso fué creado por International Mineral & Chemical Corporation debido a que en Estados Unidos se produce KOH y sulfato de potasio a partir del único depósito comercial conocido en Estados Unidos de "lang beinite", la cual es un sulfato doble de potasio y magnesio, refinado físicamente en primer lugar y parte de él es utilizado como fertilizante y la otra, hecha reaccionar con cloruro de potasio (KCl), forma sulfato de potasio y una solución impura de cloruro de magnesio.

International Mineral & Chemical Corporation concentró y purificó esta solución de cloruro de magnesio, removiendo las sales; -

una vez lograda esta purificación convierte el cloruro de magnesio a (1,000°F y 3,000°F) en vapor de ácido clorhídrico (HCl) y --- 10,000 ton/año de MgO de alta pureza siendo esta la única forma - conocida en E.U. de producir óxido de magnesio de alta pureza en - grandes cantidades. El ácido es absorbido en un conjunto de 5 columnas empacadas produciendo 54,000 ton/año de ácido clorhídrico - al 31.5%

Una combinación de espesadores, cristalizador y horno son usados para purificar el licor conteniendo  $MgCl_2$ ,  $MgSO_4$ , KCl y NaCl. - El lodo formado es floculado y separado de la salmuera y en un - espesador y el bajo flujo se va a desperdicio.

El licor clarificado reacciona continuamente a 65°C. en un tanque calentado con vapor, con un reciclado que contiene contenidos de cloruro de magnesio, y de sólidos como  $KCl \cdot MgCl_2 \cdot H_2O$  (conocida - como carnalita), cloruro de sodio y  $MgSO_4 \cdot H_2O$  (kieserita). La - Carnalita se descompone para formar cristales de cloruro de potasio y cloruro de magnesio soluble.

El cloruro de potasio entonces reacciona con el sulfato de magnesio para formar la sal Kainita ( $KCl \cdot MgSO_4 \cdot 3H_2O$ ).

Después de un tiempo aproximado de 6 hr. que se tiene racionando, el lodo (kainita-sodio en una solución de cloruro de magnesio), -

pasa a un espesador. El bajo flujo conteniendo 35% de sólidos - aproximadamente, es filtrado en un filtro tipo tambor, el filtra- do regresa al espesador. La torta (kainita-NaCl) es fluidizada - con agua durante una hora a 42°C y una reacción se lleva a cabo - formando  $K_2SO_4 \cdot 4H_2O$  en cristales, mientras el NaCl es disuelto. - La solución de cloruro de sodio es descargado y los cristales re- gresados al proceso de sulfato de potasio después de separarlo en una centrífuga.

El sobre flujo del espesador conteniendo aproximadamente 24% de -  $MgCl_2$ , 64.8% de  $H_2O$  y 11.2% de impurezas ( $MgSO_4$ , KCl y NaCl). Es- tas impurezas son removidas aprovechando su relación de solubili- dades.

Evaporadores de combustión sumergida son usadas para incrementar la concentración a 32%. La suspensión evaporada es espesada a - 105°C en un espesador aislado. Los bajo flujos conteniendo varias sales ( $MgSO_4 \cdot H_2O$ , NaCl KCl y  $MgCl_2 \cdot 6H_2O$ ) son regresados al tanque de reacción.

El licor claro, neutralizado con NaOH, es tenconces enfriado a - 55°C en un cristalizador flash adiabatico. Los cloruros de sodio y potasio cristalizan y son entonces separados en un asentador. - Los bajos flujos son reciclados al tanque de reacción.

El sobre flujo de clasificador el cual tiene una composición de -  
32,6% de  $MgCl_2$  y 2,3%  $MgSO_4$ , 1,1%  $KCl$ , 0,7%  $NaCl$ , 63,3% de  $H_2O$ . -  
Es entonces concentrado a 49%  $MgCl_2$  en tres rehervidores con -  
vapor en línea con ladrillos a prueba de ácido.

La salmuera entonces fluye a una serie de tres enfriadores de agua,  
de tambor de acero que produce escamas. Las hojuelas enfriadas -  
son compuestas de mezcla de hexahidratado y tetrahidratado cloruro  
de magnesio que son alimentadas a un secador rotatorio.

Las escamas secas son pasadas a un horno rotatorio en el cual se  
descompondrá el cloruro de magnesio totalmente, teniendo una tem-  
peratura de descarga de  $1,000^{\circ}F$ . El calor es proporcionado a -  
través de un quemador de 6 pulgadas, siendo necesarias 2,200 BTU  
por libra de alimentación.

Los gases de combustión salen a una temperatura de  $1,300^{\circ}F$ , con -  
la siguiente composición: 13% en volúmen de  $HCl$  y 22 a 24% de -  
agua, pasando a través de un ducto de acero hacia la unidad de -  
ácido clorhidrico.

El producto de descomposición del horno está compuesto de la si-  
guiente manera : 80% de  $MgO$ , 12%  $MgSO_4$ , 2,5%  $NaCl$ , 2,5%  $KCl$  y -  
de 0 a 2,5% de  $MgCl_2$ . Esta descarga en un enfriador con transpor  
tación de rastrillo y cubeta de acero de donde pasa a la tolva en

la cual será mezclado con los compuestos de sinterización

Actualmente la mezcla se lleva a cabo en un gusano transportador, el cual pasa el material a una peletizadora de doble rodillo para posteriormente pasar al horno de alta temperatura.

El horno de alta temperatura tiene 165 ft (50 m) de largo, donde los residuos de cloruros se volatilizan y el  $MgSO_4$  se descompone produciendo un  $MgO$  de alta pureza. El horno está revestido con ladrillo de Periclass en las secciones de alimentación y descarga, con una rotación de 40 RPh teniendo dos quemadores de --- 350-400 cfm de gas natural.

La temperatura en la zona del producto es de 2,900 a 3,000°F. - Los gases de combustión salen 1,400°F; y enfriados hasta 650°F - con aire. El producto es descargado en un enfriador con 6 in de ladrillo refractario.

Del horno de descomposición salen los gases con 13% en volúmen - de HCl los cuales pasan a la planta de recuperación en donde estos gases son enfriados en la primera torre empacada desde --- 1,250°F a 188°F con ácido reciclado.

El ácido es concentrado en la segunda torre donde es parcialmente limpiado por medio de una corriente descendente de ácido con-

centrado, El gas sale con una temperatura de 124°F (51.1°C)

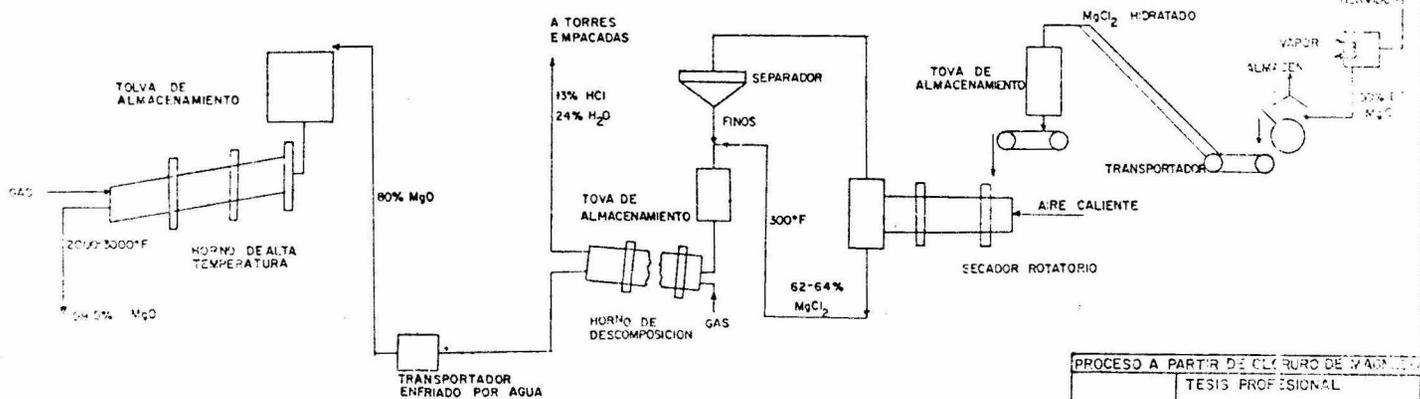
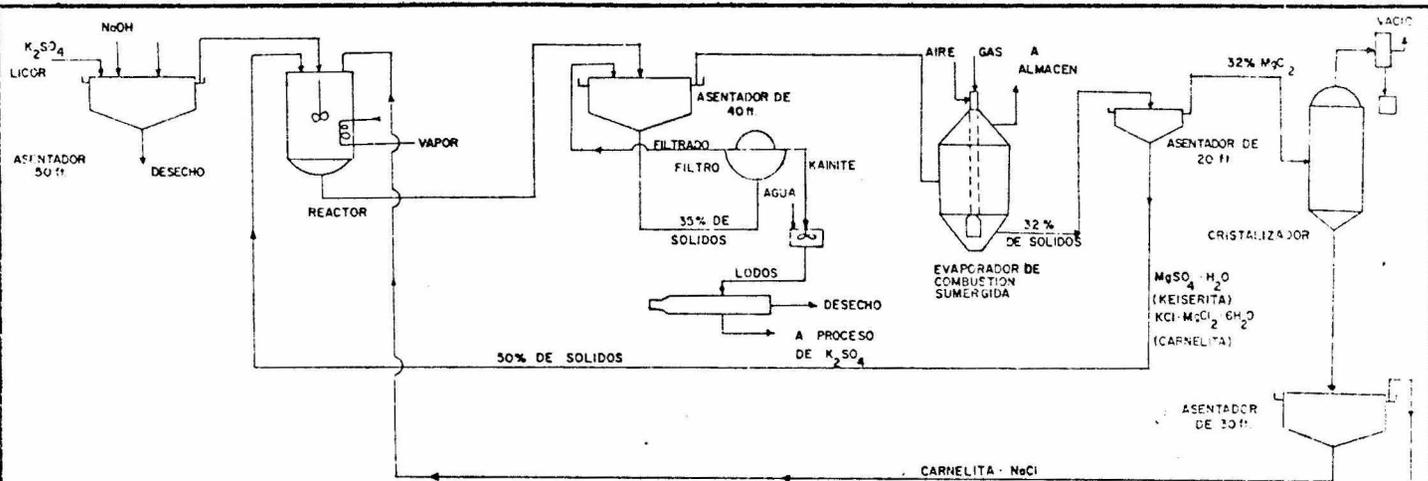
En la tercera torre los gases son enfriados a 112°F por una contra-corriente de ácido al 30% el cual absorbe suficiente cantidad de vapor del ácido, para producir el producto de 31.5% de ácido clorhídrico.

Las torres son construídas de acero y revestidas con ladrillo ácido y conteniendo sillas tipo berl.

#### PRODUCCION DE OXIDO DE MAGNESIO A PARTIR DE AGUA DE MAR Y DOLOMITA

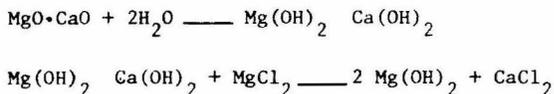
A partir de un recurso practicamente inagotable (el Oceano Pacífico) y dolomita calcinada, KAISER REFRACTORIES, con su enorme instalación en Moss Landing, Calif. produce hidróxido de magnesio el cual calcina para producir granos para refractarios básicos.

KAISER tiene tres plantas donde la producción de óxido de magnesio representa la fase intermedia: esta recibe dolomita calcinada ( $MgO.CaO$ ) de la planta de Natividad, Calif., la cual procesa con agua de mar que posteriormente manda a la planta de refractarios el óxido de magnesio producido, para la elaboración de ladrillo refractario básico.



PROCESO A PARTIR DE CLORURO DE MAGNESIO	
TESIS PROFESIONAL	
ENERO 1975	JORGE ARENALO ARRIOLA

El agua de mar conteniendo aproximadamente 0,017 lb/gal. (2.039 gr/lts de MgO) presente como  $MgCl_2$ . La dolomita calcinada tiene entre 30 y 40% de MgO, con una tonelada de dolomita y 72,000 gal. de agua de mar, KAISER produce una tonelada de MgO de acuerdo con la reacción:



El equilibrio del cambio del ion calcio se ve favorecido, debido a la relativa insolubilidad del hidróxido de magnesio  $9 \times 10^5$  g/l comparada con la del calcio de 1.8 g/l.

La actual producción y precipitación de  $Mg(OH)_2$  es complicada por impurezas presentes en el agua de mar, por lo cual requiere un pre-tratamiento. Una estación de bombeo manda 20,000 GPM de agua de mar los cuales pasan primero a una criba para separar moluscos, peces u otras impurezas macroscópicas que contenga el flujo y entonces son mandados a tres hidrotreatadores de 125 ft en donde se precipita el bicarbonato como carbonatos.

La formación de la pasta de  $Mg(OH)_2$  y la eliminación de impurezas se lleva a cabo en dos reactores con 30ft de diámetro operados en serie. Una vez que el agua de mar entra a estos dos

reactores primarios, una cantidad calculada de dolomita es agregada y la solución resultante es movida por rastrillos para acelerar la velocidad de sedimentación del  $Mg(OH)_2$ . Los bajo flujos - pasan a un reactor secundario que recobra  $Mg(OH)_2$  y lo recicla a los reactores primarios. Los sólidos, en su mayor parte sílice y óxido de fierro, son mandados a un rastrillo clasificador y descargados como desperdicios.

El óxido de magnesio ahora en suspensión como leche de magnesia, se derrama a un buen distribuidor que alimenta a tres asentadores de 250 ft (76.2m) trabajando en paralelo. El sobre flujo de estos tres asentadores es rico en iones calcio y es retornado al mar. El bajo flujo contiene  $Mg(OH)_2$  y cerca de 30,000 ppm NaCl.

Un lavado a contracorriente con agua fresca en dos tanques de - 250 ft (76.2 m) bajan sucesivamente a 15,000 ppm y 5,000 ppm. - El agua gastada va a desperdicio y el bajo flujo del último tanque es bombeado a un tanque agitado. El  $MgO$  contenido en este - punto es cerca de 1.5 lb/gal. y es 97 a 98% puro en base inicial.

En el paso siguiente 5 filtros operando entre 20 y 24 in Hg, con dimensiones de 14 ft diam. x 18 ft, concentran la leche de magnesia desde 25 a 50% de  $Mg(OH)_2$  y cerca de 330 GPM de agua filtrada son reciclados a los espesadores. El 5% de la torta es gastada en la industria del papel y el resto pasa al circuito de --

calcinaçión para producir óxido de magnesio de alta pureza y grado refractario.

El óxido de magnesio puro sinteriza a temperaturas cercanas de - 3,600°F con varios aditivos (e.g. alúmina, sílice y óxido ferrico y óxido de calcio) que son agregados para bajar el punto de sinterización y permitir la fundición, recristalización y contracción de granos a la máxima temperatura 3,300°F de un horno quemador de gas.

Después de 2.5 a 4 hr. de residencia en el horno, siendo el mas - pequeño de 9 ft de diámetro y 200 ft de longitud, se enfrían los granos refractarios a 800°F y mandados a la planta adjunta.

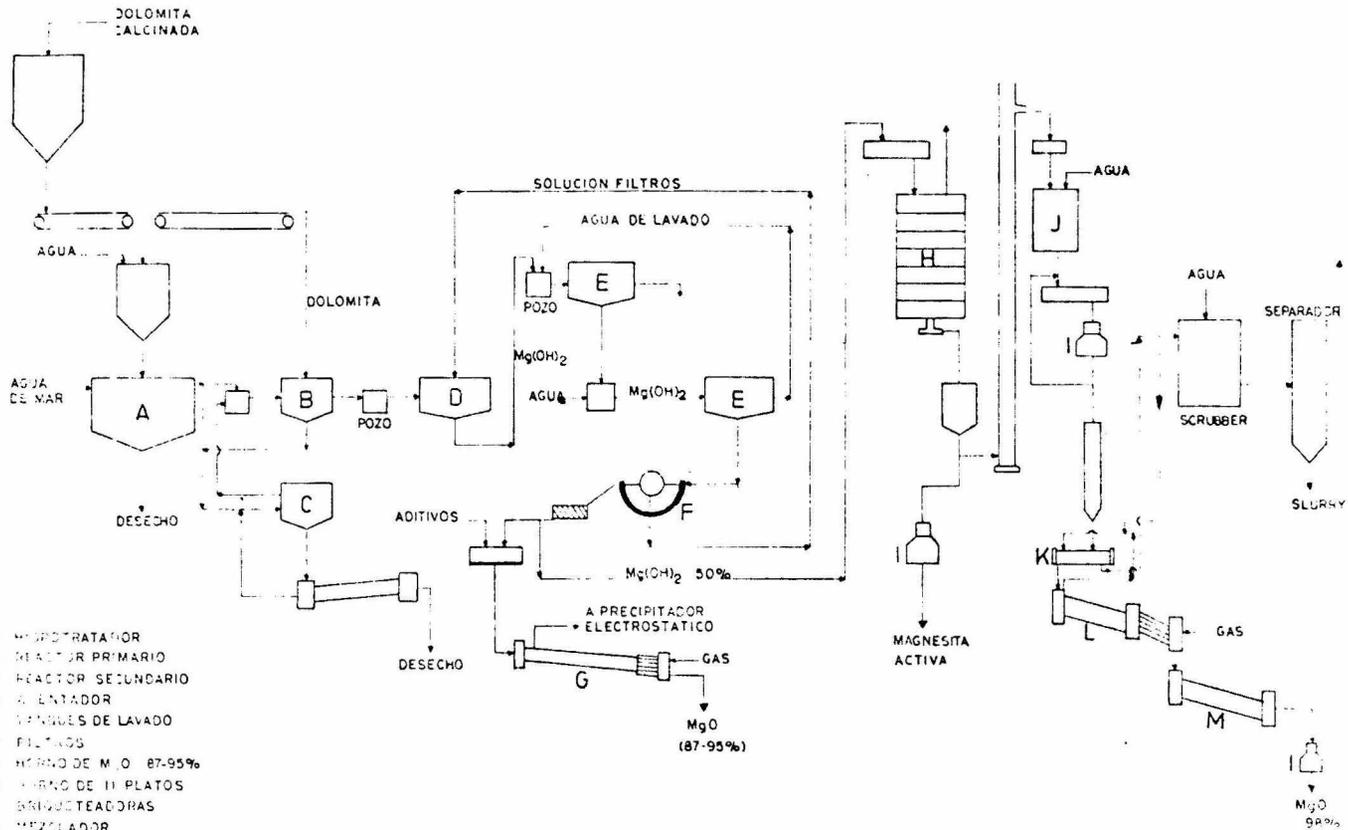
En la unidad de doble quemado, la pasta de  $Mg(OH)_2$  es convertida en  $MgO$  de alta pureza y menos de 10% de porosidad por medio de - un proceso de briquetación en vez de aditivos químicos para contracción. En un horno de 11 platos recibe la torta de  $Mg(OH)_2$  - proveniente de los filtros, produciendo partículas de  $MgO$ , una - cantidad de este óxido de magnesio es vendido como magnesia activa ó ligera calcinada, utilizada como materia prima para la fabricación de rayón, papel y azúcar. El resto es mezclado con - suficiente agua para adhesión y pasa a una prensa de ladrillos - que trabaja a 2,000 psi y forma briquetas de 5/8 a 3/4 in de tamaño (1.5 cm a 1.9 cm)

De las briquetas entra a un horno rotatorio de 90 ft long, y son quemadas por periodos de 2 hr. El producto doble calcinado conteniendo más de 98% de  $MgO$ , cae en un enfriador rotatorio y es triturado a un tamaño de  $(-1/8)$  de pulgada y mandado a la planta de refractarios.

La dolomita calcinada se obtiene aprovechando que la dolomita se descompone rapidamente a temperaturas entre 700 y 900°C. Algunas dolomitas se comportan como mezclas mecánicas de magnesita y calcita con una muy aguda y extendida abertura en la curva de descomposición, sin embargo, algunas otras dolomitas se comportan como verdaderos compuestos dobles, teniendo una más cerrada y menos pronunciada curva de descomposición y solo abarcan un estrecho rango de temperatura. Paso a paso la descomposición de la dolomita, especialmente la de primer tipo, hacen posible una -- "calcinación selectiva" en la cual solamente el carbonato de magnesio es descompuesto a óxido y el carbonato de calcio queda virtualmente intacto. Las condiciones para la calcinación selectiva tiene que ser determinado para cada tipo de dolomita. Generalmente una máxima temperatura de 800°C es adecuada para la descomposición de casi todo el carbonato de magnesio, (el carbonato de calcio se descompone a 825°C estando puro y el carbonato de magnesio puro se descompone a 35°C).

En algunos casos, la separación satisfactoria de los dos componentes de la calcinación parcial o selectiva de la dolomita, puede hacerse por principios mecánicos, tales como cribado, separación neumática o clasificación hidráulica.

Quemadores internos de los hornos rotatorios no son recomendables para estrechos controles de calcinación a bajas temperaturas, ya que la temperatura de la superficie llega a ser 900°C, temperatura a la cual el carbonato de calcio se empieza a descomponer.



- A. PRECIPITADOR
- B. REACTOR PRIMARIO
- C. REACTOR SECUNDARIO
- D. FILTRADOR
- E. TANQUES DE LAVADO
- F. FILTROS
- G. HORNO DE M.O. 87-95%
- H. HORNO DE 11 PLATOS
- I. BRINQUETEADORAS
- J. MEZCLADOR
- K. PRECALENTADOR
- L. HORNO MgO 98%
- M. ENFRIADOR ROTATORIO

PROCESO KAISER REFRACTORIES  
 ENERO TESIS PROFESIONAL  
 1975 JORGE AREVALO A.

## B) PROCESO SELECCIONADO

Considerando la existencia en el país de materias primas necesarias para la elaboración de óxido de magnesio, el proceso más conveniente es en el que se emplea agua de mar y dolomita. En cuanto a la ocurrencia de agua de mar en el país, no hay problema debido a la situación geográfica de México, el cual tiene, tanto costas al Océano Pacífico como al Golfo de México.

La ocurrencia de dolomita en el país se considera suficiente en varios lugares, los cuales se mencionaron anteriormente en la parte correspondiente a materias primas.

El agua de mar utilizada será bombeada por medio de bombas de pozo profundo, que tendrá la toma a una altura intermedia entre el fondo y la superficie para evitar con este el arrastre de arena o algún otro material que traiga el agua de mar. La concentración de cloruro de magnesio en aguas nacionales es de 4.7 gpl. aproximadamente.

✓ El agua de mar se tratará con ácido sulfúrico para eliminar carbonatos, esta eliminación se lleva a cabo en una torre desgacifiadora en la cual descarga la línea de agua de mar. El ácido se agrega antes de la descarga, la cantidad agregada de ácido por metro cúbico de agua de mar es de 0.170 Kg., y en la torre se -

elimina el  $\text{CO}_2$ .

Una vez tratada el agua de mar pasa al reactor en donde se hace reaccionar con una la solución de hidróxido de calcio e hidróxido de magnesio. Dicha solución proviene de un apagador en el - cual se mezcla la dolomita calcinada con agua.

La dolomita es recibida en una tolva, en la cual descargan los furgones del ferrocarril, de ahí es transportada a una tolva de almacenamiento, de donde se alimenta a un horno rotatorio en el cual se calcina la dolomita, convirtiendo el carbonato de calcio y magnesio en óxido de calcio y magnesio con desprendimiento de dióxido de carbono. El horno consta de una serie de satélites enfriadores en donde la dolomita calcinada se enfría.

La dolomita calcinada se mezcla con agua para producir el hidróxido de magnesio e hidróxido de calcio el cual pasa al reactor - y se mezcla con el agua de mar.

El reactor consta de unos rastrillos normales de espesador y sobre los brazos del reactor existen tubos que llegan a la superficie de líquido con el fin de mantener agitada toda la masa del reactor, la velocidad a que gira el rastrillo es relativamente - alta.

A los lados del reactor hay dos bombas externas verticales que toman suspensión del reactor a aproximadamente a  $2/3$  de su profundidad y la envían al centro del reactor. El agua de mar entra por el fondo de reactor en su parte central al igual que la lechada de cal.

El reactor tiene un sobre flujo interno en todo el perímetro con el fin de tener semillado el reactor además, continuamente se bombea bajo flujo del espesador, para mantener una concentración de sólidos de 25 a 26 gpl de  $MgO$ . Debido a los flujos existentes del reactor, éste tiene un tiempo de resistencia de aproximadamente 20 min.

El sobre flujo de reactor pasa al asentador el cual es de concreto con recubrimiento de resina epoxi-alquitrán para evitar que la solución ataque el acero de refuerzo del concreto. El sobre flujo del asentador, rico en iones calcio, se desecha por medio de una tubería al mar. Los rastrillos del asentador son del tipo fijo para ayudar a aumentar la velocidad de sedimentación. El bajo flujo del asentador tiene una concentración entre 200 y 225 gpl de óxido de magnesio.

Del asentador pasa a 2 tanques lavadores operando en serie y a contra-corriente. El agua utilizada para el lavado también se desgasifica para la eliminación de carbonatos. La cantidad utilizada -

de ácido es de 0,208 Kg, por metro cúbico de agua. La cantidad -  
utilizada de agua para lavado es de  $20 \text{ m}^3$  por tonelada de óxido -  
de magnesio.

El bajo flujo de los tanques lavadores tiene una concentración de  
290-325 gpl de hidróxido de magnesio.

La suspensión de hidróxido de magnesio del tanque lavador es bom-  
beada a unos filtros de tambor rotatorio operando a un vacío de -  
20 pulgadas de mercurio. Los cuales tienen una sección de sopla-  
do antes de descargar la torta de hidróxido de magnesio y cuenta  
con una bomba de vacío.

La torta de hidróxido de magnesio de los filtros debe tener entre  
49 y 51% de sólidos.

La torta descarga por medio de un raspador y caen en un gusano --  
transportador, el cual descarga a un horno tipo HERRESHOFF de Mine  
and Smelter Skin Roasters, de 13 platos de 8 pies de diámetro y -  
25 pies de altura, donde los cuatro primeros platos no tienen que  
madores, los restantes tienen quemadores alternos. La temperatu-  
ra de trabajo del horno es de  $1,050^{\circ}\text{C}$ , saliendo el producto a -  
unos  $700^{\circ}\text{C}$  y los gases a  $300^{\circ}\text{C}$ , los cuales antes de ser arrojados  
a la atmósfera pasan por una casa de sacos, en donde se recoge el  
óxido de magnesio que se desprende y posteriormente se regresa al

horno de platos.

El material salido del horno es pasado a unas briqueteadoras donde se compacta el producto para pasar posteriormente al horno rotatorio donde el óxido de magnesio es calcinado por segunda vez a temperaturas cercanas a los  $1,800^{\circ}\text{C}$ , una vez calcinado el óxido de magnesio pasa a un enfriador rotatorio donde su temperatura es disminuida para poder ser transportado a los silos de almacenamiento.

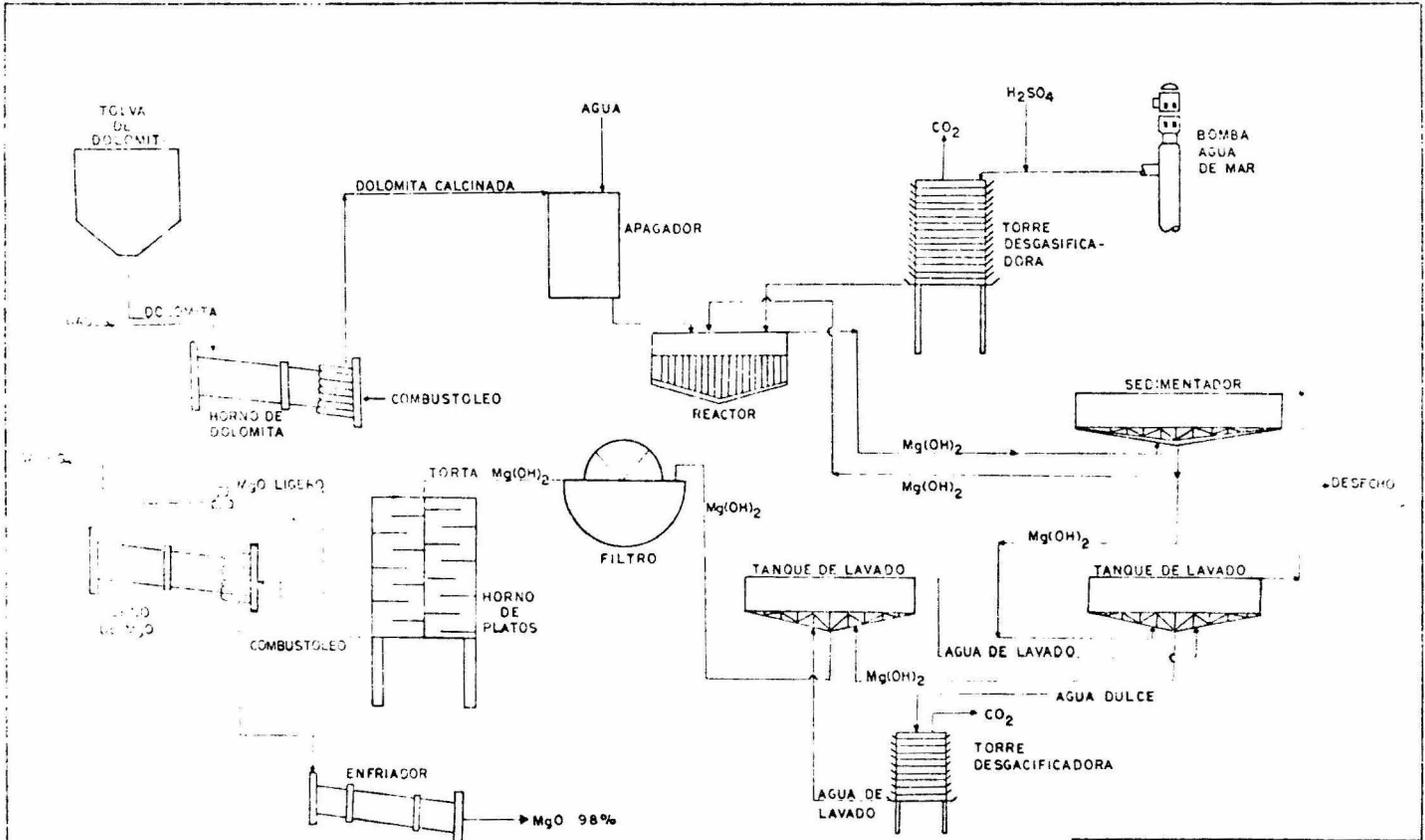


DIAGRAMA DE FLUJO PROCESO SELECCIONADO  
 TESIS PROFESIONAL  
 ENERO 1975 JORGE AREVALO ARRIOLA

## CAPITULO IV

## CAPITULO IV

DESCRIPCION Y CALCULOS DEL EQUIPO

## A) BALANCE DE MATERIA

Base: 1 año operación (330 días)

Capacidad Instalada: 33,000 TPA

Capacidad de Producción: 30,000 TPA

## HORNO DE DOLOMITA

Alimentación al Horno: 77,300 Tons. de Dolomita

Composición de Entrada: 16.5% MgO

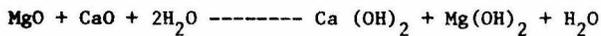
36.42 CaO

46.08 CO<sub>2</sub>

MgO salida del Horno: 12,754.5 Tons.

CaO salida del Horno: 28,152.7 Tons.

## APAGADOR



Entrada: 12754.5 Tons. MgO

28152.7 Tons. CaO

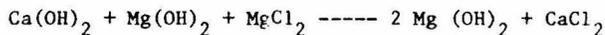
306804.0 m<sup>3</sup> .- H<sub>2</sub>O

$$\text{Salida: } 12,754.5 \times \frac{58.32}{40.32} = 18,448,473 \text{ Tons. Mg(OH)}_2$$

$$28,152.7 \times \frac{74.08}{56.08} = 37,188,873 \text{ Tons. Ca(OH)}_2$$

$$292,073,83 \text{ m}^3 \text{.- H}_2\text{O}$$

### REACTOR



$$\text{Entrada: } 18,448,473 \text{ Tons. Mg(OH)}_2$$

$$37,188,873 \text{ Tons. Ca(OH)}_2$$

$$292,073,83 \text{ m}^3 \text{.- H}_2\text{O}$$

$$\text{Concentración: } \text{MgCl}_2 = 4.72 \text{ g/lit.}$$

$$\frac{37,188.873 \times 95.23}{74.08} = 47,806.375 \text{ Tons. MgCl}_2$$

$$47,851,522 \text{ Tons } \frac{1}{2} \cdot .00472 = 10,138,040 \text{ m}^3 \text{ agua de mar}$$

$$\text{Salida: } \frac{37,188.873 \times 110.98}{74.08} = 55,713,027 \text{ Tons. CaCl}_2$$

$$\frac{47,806,375 \times 58.32}{95.32} + 18,448.473 = 47,725.67 \text{ Ton. Mg(OH)}_2$$

$$10,430,113 \text{ m}^3 \text{.-H}_2\text{O}$$

### SEDIMENTADOR

$$\text{Entrada: } 10,430,113 \text{ m}^3 \text{ agua}$$

$$47,725.67 \text{ Tons. Mg(OH)}_2$$

Salida: Derrame 10,265,136 m<sup>3</sup> agua de mar  
 Bajo Flujo 164,977. m<sup>3</sup> agua demar  
 47,725.67 Ton. Mg(OH)<sub>2</sub>

#### TANQUE DE LAVADO

Entrada: 164,977. m<sup>3</sup> agua de mar  
 47,725.67 Ton. Mg(OH)<sub>2</sub>  
 20 m<sup>3</sup>/Ton. MgO 659,910.48 m<sup>3</sup> agua de lavado

Salida: Sobre Flujo 659,910.48 m<sup>3</sup> agua  
 Bajo Flujo 164,977.00 m<sup>3</sup> agua de lavado

#### FILTROS

Entrada: 47,725.67 Ton. Mg(OH)<sub>2</sub>  
 164,977 m<sup>3</sup> agua

Salida: 47,725.67 Ton. Mg(OH)<sub>2</sub>  
 47,725.67 m<sup>3</sup> agua  
 117,251.33 m<sup>3</sup> agua

#### HORNO VERTICAL

Entrada: 95,451.34 Ton. Mg(OH)<sub>2</sub>  
 Hidratado  
 50% de sólidos

Salida: 32,995.52 Ton. MgO  
64,455.82 Ton. H<sub>2</sub>O

#### TRATAMIENTO AGUA

H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> para agua de mar:  $0.17 \frac{\text{kgH}_2\text{SO}_4}{\text{m}^3} \times 10,138,040 = 1,723,466 \text{ Kg } \delta$   
1,723,466 Ton.

H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> para agua lavado:  $0.208 \frac{\text{kgH}_2\text{SO}_4}{\text{m}^3} \times 405662 = 84,377.7 \text{ Kg } \delta$   
84.377 7 Ton.H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>

## B) BALANCE DE ENERGIA

## HORNO DE DOLOMITA



$$\text{Cps: MgCO}_3 = 18.62 + 13.80 \times 10^{-3} T - 416 \times 10^{-5} T^{-2} \quad \text{Cal/}^\circ\text{K mol}$$

$$\text{CaCO}_3 = 19.68 + 0.01189 T - 307600/T^2 \quad \text{Cal/}^\circ\text{K mol}$$

$$\text{MgO} = 10.86 + 0.001197 T - 208700/T^2 \quad \text{Cal/}^\circ\text{K mol}$$

$$\text{CaO} = 10.00 + 0.00484 T - 108000/T^2 \quad \text{Cal/}^\circ\text{K mol}$$

$$\text{CO}_2 = 5.316 + 1.4285 \times 10^{-2} T - 0.8362 \times 10^{-5} T^2 + 1.78 \times 10^{-9} T^3$$

Temperatura 25°C a la entrada

1095°C a la salida

$$\text{MgO: Temperatura promedio} = \frac{25^\circ\text{C} + 1095^\circ\text{C}}{2} = 560.^\circ\text{C}$$

$$\text{Cp} = 10.86 + 0.00197(833) - 208700/(833^2) = 12.2002 \text{ Cal/}^\circ\text{K mol}$$

$$\text{CaO: Temperatura promedio} = 560^\circ\text{C} \text{ ó } 833^\circ\text{K}$$

$$\text{Cp} = 10.00 + 0.00484 T - 108000/T^2$$

$$\text{Cp} = 10.00 + 0.00484 (833) - 108000/(833)^2 = 13.8760 \text{ Cal/}^\circ\text{K mol}$$

$$\text{CO}_2: \text{ Temperatura promedio} = \frac{25^\circ\text{C} + 1095^\circ\text{C}}{2} = 560^\circ\text{C}$$

$$\text{Cp} = 5.316 + 1.4285 \times 10^{-2} T - 0.8362 \times 10^{-5} T^2 + 1.78 \times 10^{-9} T^3$$

$$= 5.316 + 0.014825(833) - 0.8362 \times 10^{-5} \times (833)^2 + 1.78 \times 10^{-9} (833)^3$$

$$= 12.891783 \text{ Cal/}^\circ\text{K mol}$$

$$\begin{aligned}
 H_{\text{MgO}} &= 4,129,463.2 \times 10^6 \text{ Cal.} \\
 &= 4,129.4632 \times 10^6 \text{ K Cal.}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{HCaO} &= 13.876075 \frac{\text{Cal}}{\text{°K Cal}} \times \frac{\text{gr mol}}{56.08} \times \frac{10^6 \text{ gr}}{\text{Ton}} \times 1070 \times 28152.7 \\
 &= 7,453,535.4 \times 10^6 \text{ Cal} \\
 &= 7,453.5354 \times 10^6 \text{ K Cal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{HCO}_2 &= 12.891783 \frac{\text{Cal}}{\text{°K mol}} \times \frac{\text{gr mol}}{44.01} \times \frac{10^6 \text{ gr}}{\text{Ton}} \times 1075 \times 35,619.84 \\
 &= 11,216,617.0 \times 10^6 \text{ Cal} \\
 &= 11,216,617 \times 10^6 \text{ K Cal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H &= \Sigma H \text{ productos} - \Sigma H \text{ reactivos} \\
 &= 22,799.615 \times 10^6 \text{ K Cal.}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H^\circ_{25}: \text{MgCO}_3 &= - 266. \text{ K Cal/gr mol} \\
 \text{CaCO}_3 &= - 288.5 \text{ K Cal/gr mol} \\
 \text{MgO} &= - 143.84 \text{ K Cal/gr mol} \\
 \text{CaO} &= - 151.9 \text{ K Cal/gr mol} \\
 \text{CO}_2 &= - 94.052 \text{ K Cal/gr mol}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H_F: \text{MgCO}_3 &= - 266 \frac{\text{K Cal}}{\text{grmol}} \times \frac{\text{gr mol}}{83.43} \times \frac{10^6 \text{ gr}}{\text{Ton}} \times 12,754.5 \times \frac{83.83}{40.32} \text{ Ton} \\
 &= - 84,144.27 \times 10^6 \text{ K Cal.} \\
 \text{CaCO}_3 &= - 288.5 \frac{\text{K Cal Mol}}{\text{mol}} \times \frac{\text{Mol}}{100.09} \times \frac{10^6 \text{ gr}}{\text{Ton}} \times 28152.66 \times \frac{100.09}{56.08} \text{ Ton.} \\
 &= - 144,829.57 \times 10^6 \text{ K Cal}
 \end{aligned}$$

$$H_F: \text{MgO} = - 143.84 \frac{\text{K Cal}}{\text{mol}} \times \frac{\text{gr mol}}{40.32} \times \frac{10^6 \text{ gr}}{\text{Ton}} \times 12,754.5 \text{ Ton.}$$

$$= - 45,501.172 \times 10^6 \text{ K Cal.}$$

$$\text{CaO} = - 151.9 \frac{\text{K Cal}}{\text{mol}} \times \frac{\text{gr mol}}{45.08} \times \frac{10^6 \text{ gr}}{\text{Ton}} \times 28152.66$$

$$= - 76,255.153 \times 10^6 \text{ K Cal.}$$

$$\text{CO}_2 = - 94.052 \frac{\text{K Cal}}{\text{gr mol}} \times \frac{\text{gr mol}}{44.01} \times \frac{10^6 \text{ gr}}{\text{Ton}} \times 35619.84 \text{ Ton.}$$

$$= - 76121.724 \times 10^6 \text{ K Cal.}$$

$$\Sigma \Delta H_F \text{ productos: } - 197,878.04 \times 10^6 \text{ K Cal.}$$

$$\Sigma \Delta H_F \text{ reactivos: } - 228\,973.84 \times 10^6 \text{ K Cal.}$$

$$\Delta H_F = \Sigma \Delta H_F \text{ productos} - \Sigma \Delta H_F \text{ reactivos}$$

$$= - 197,878.04 - (-288973.84)$$

$$= 31095.8 \times 10^6 \text{ K Cal.}$$

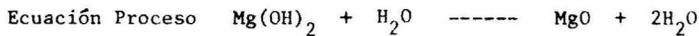
$$\Delta H = H + \Delta H_F$$

$$= 22799.615 \times 10^6 + 31095.8 \times 10^6 \text{ K Cal.}$$

$$= 53.895.415 \times 10^6 \text{ K Cal.}$$

$$= 1.3175 \times 10^6 \text{ K Cal/Ton. Dolomita Calcinada}$$

## HORNO CALCINACION DE HIDROXIDO DE MAGNESIO (Tipo HerresHoff)



Temperatura salida: 700°C      Gases: 300°C

$$\text{Cps: } \text{Mg(OH)}_2 = 13.04 + 15.8 \times 10^{-3} T$$

$$\text{MgO} = 10.86 + 0.001197T - 208700/T^2$$

$$\text{H}_2\text{Og} = 8.22 + 0.00015T + 0.00000134 T^2$$

$$\text{H}_2\text{O} = 1.00 \text{ Cal/}^\circ\text{C}$$

$$\text{Hvap} = 970.3 \text{ BTU/lb.}$$

$$\text{H: } \Sigma H \text{ productos} = \Sigma H \text{ reactivos}$$

$$\Sigma H \text{ reactivos} = 0$$

$$\Sigma H \text{ productos: } \text{CpMgO} = \text{Temperatura promedio} - 635.5^\circ\text{K}$$

$$= 10.86 + 0.001197T - 208700 T^{-2}$$

$$= 10.86 + 0.001197(635.5) - 208700/(635.5)^2$$

$$= 10.86 + 0.7606935 - 0.0167629$$

$$= 11.103931 \text{ Cal/}^\circ\text{K mol}$$

$$\text{CpH}_2\text{O(g)} = \text{Temperatura promedio} = 335.5^\circ\text{C}$$

$$= 8.22 + 0.00015T + 0.00000134T^2$$

$$= 8.22 + 0.050325 + 0.15083073$$

$$= 8.4211623 \frac{\text{Cal}}{^{\circ}\text{K mol}}$$

$$\begin{aligned} \text{HMgO} &= 11.103931 \frac{\text{Cal}}{^{\circ}\text{K mol}} \times \frac{\text{gr mol}}{40.32\text{gr}} \times \frac{10^6 \text{gr}}{\text{Ton}} (675) \times 32995.495 \\ &= 6133.5883 \times 10^6 \text{ K Cal.} \end{aligned}$$

$$\text{H}_{\text{H}_2\text{O}(1)} = \frac{1 \text{ cal}}{\text{gr}^{\circ}\text{C}} \times 62,455.82 \text{ Ton} \times \frac{10^6 \text{ gr}}{\text{Ton}} 75 = 4.684.1865 \times 10^6 \text{ K Cal}$$

$$\text{H}_{\text{H}_2\text{Ovap}} = 970.3 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} \times 62445.82 \text{ Ton} \times 2200 \frac{\text{lb}}{\text{Ton}} \times \frac{.252 \text{ K Cal}}{\text{BTU}} = 33591.748 \times 10^6 \text{ K Cal}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_{\text{H}_2\text{O}(g)} &= 8.4211623 \frac{\text{Cal}}{^{\circ}\text{K mol}} \times \frac{\text{gr mol}}{18\text{gr}} \times \frac{10^6}{\text{Ton}} \times 62445.82 \text{ Ton} \times 275 = 8,034.0689 \times \\ &10^6 \text{ K Cal.} \end{aligned}$$

$$\text{H}_{\text{H}_2\text{O total}} = 46274.002 \times 10^6 \text{ K Cal.}$$

$\Delta H_F$ :  $\Sigma \Delta H_F$  productos -  $\Sigma \Delta H_F$  reactivos

$$\text{Mg(OH)}_2 = -221.90 \frac{\text{K Cal}}{\text{gr mol}} \times \frac{\text{gr mol}}{58.32} \times \frac{10^6 \text{ gr}}{\text{Ton}} \times 47,725.629 \text{ Ton.}$$

$$= -181,589.95 \times 10^6 \text{ K Cal.}$$

$$\text{MgO} = -143.80 \frac{\text{K cal}}{\text{gr mol}} \times \frac{\text{gr mol}}{40.32} \times \frac{10^6 \text{ gr}}{\text{Ton}} \times 32995.495$$

$$= -117710.111 \times 10^6 \text{ K Cal.}$$

$$\text{H}_2\text{Og} = -57.7979 \frac{\text{K Cal}}{\text{gr mol}} \times \frac{\text{gr mol}}{18\text{gr}} \times \frac{10^6 \text{ gr}}{\text{Ton}} \times 14730.145$$

$$= 47,298.413 \times 10^6 \text{ K Cal.}$$

$$\Delta H_F = -117,710.111 \times 10^6 - 47,298.413 \times 10^6 - (1181,589.95 \times 10^6)$$

$$\Delta H_F = 16,581.43 \text{ K Cal.}$$

$$\begin{aligned}\Delta H &= H + \Delta H_f \\ &= 52407.59 \times 10^6 + 16581.43 \\ \Delta H &= 68,989.02 \times 10^6 \text{ K Cal.} \\ \Delta H &= 2.090864 \times 10^6 \text{ K Cal/Ton. MgO}\end{aligned}$$





**Factor seguridad:** 20%

Volumen Tolvas:  $62.42 \times 1.2 = 75 \text{ m}^3$

**Volumen A:**  $l \times a \times h$

$$5 \times 4 \times 1.20 = 24 \text{ m}^3$$

**Volumen B:**  $\frac{h}{3} (B_1 + B_2 + (B_1 + B_2)^{1/2})$

$$1.50 ( (5 \times 4) + (2.5 \times 1) + (22.5)^{1/2} )$$

**Volumen B:**  $13.62 \text{ m}^3$

**VOLUMEN TOTAL:**  $13.62 + 24 \text{ m} = 37.62 \text{ m}^3$

Se necesitan dos tolvas con las siguientes dimensiones:

**Base Superior:** 5m x 4m

**Base Inferior:** 2.5m x 1m

**Altura recta:** 1.20m

**Altura total:** 2.70m

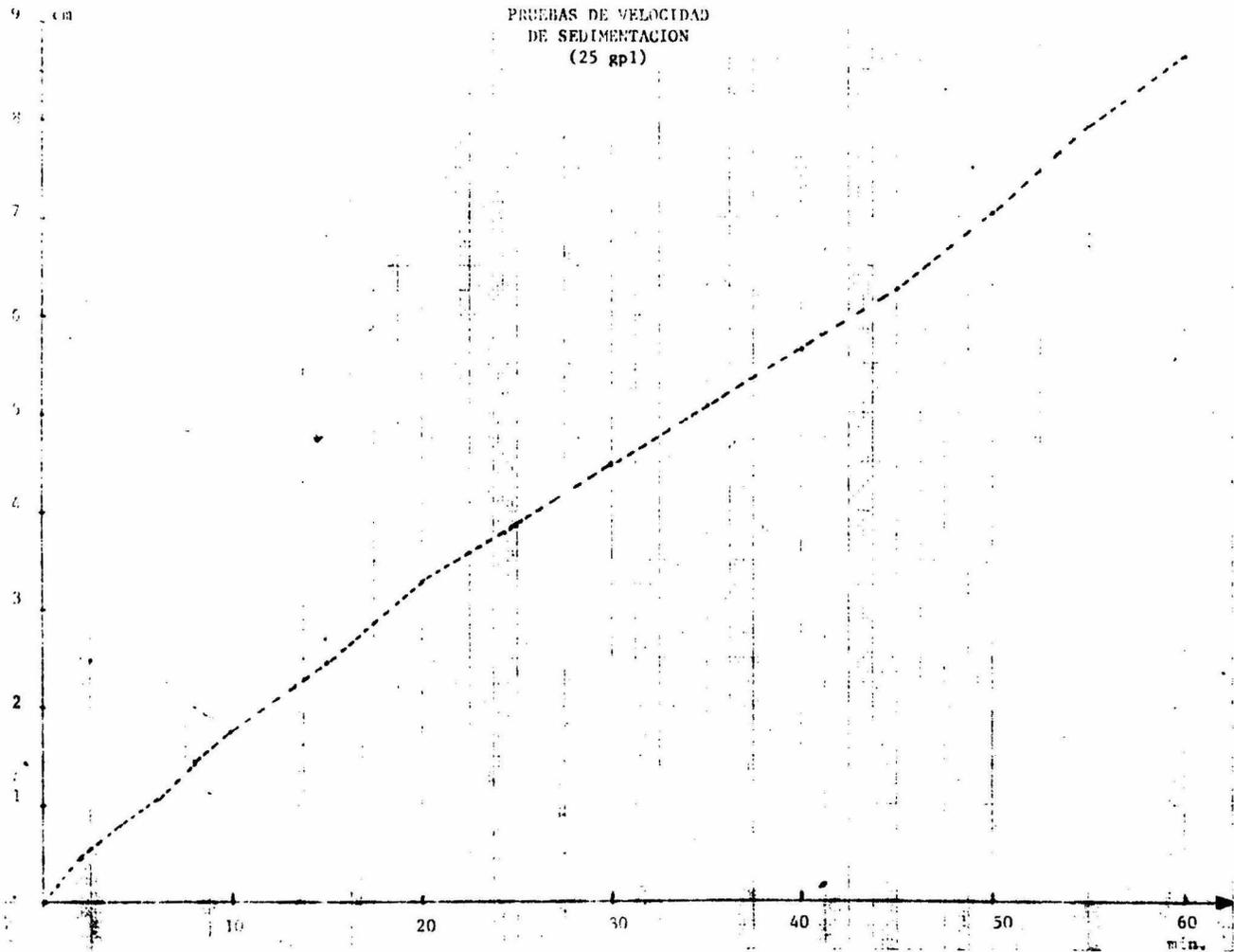
#### TANQUE DE SEDIMENTACION

Se realizaron pruebas de asentamiento a distintas concentraciones, las cuales se pueden observar en la Tabla que a continuación se presenta.

El cálculo de la razón de asentamiento (R), se obtuvo de la pendiente de la línea resultante al graficar los datos de la primera hora de observación con una concentración de 25 gpl.

TIEMPO	CONCENTRACIONES (gramos/litro)		
	80	40	25
2 min	0.2 cm	0.4 cm	0.5 cm
4	0.3	0.7	0.8
6	0.4	1.0	1.1
8	0.5	1.2	1.5
10	0.6	1.4	1.8
15	0.7	1.9	2.5
20	0.9	2.3	3.3
25	1.0	2.9	3.9
30	1.2	3.4	4.5
35	1.3	3.9	5.1
40	1.4	4.4	5.7
45	1.5	4.8	6.3
50	1.6	5.2	7.1
55	1.8	5.6	8.0
1 hr	2.0	6.1	8.7
2	3.1	11.0	18.5
3	5.2	16.4	28.0
4	6.4	20.1	37.3
5	8.6	23.7	47.1
6	9.6	27.3	52.6
7	10.9	30.9	57.9
8	12.4	34.8	62.8
9	14.3	38.2	68.6
10	15.7	41.5	72.4

PRUEBAS DE VELOCIDAD  
DE SEDIMENTACION  
(25 rpm)



Utilizando la formula de Coe and Clevenger:

$$A = \frac{1.333 (F-D)}{R \times dL} \quad \text{donde A: Pies cuadrados por tonelada de sólido seco por 24 hrs.}$$

B: Razón de asentamiento en pies por hr.

dL: Gravedad específica de la solución.

F: Relación en peso de líquido sólido para la alimentación.

D: Relación en peso de líquido sólido para el bajo flujo.

El diseño industrial se basa en la mayor área unitaria determinada entre las diluciones de alimentación y bajo flujo.

La alimentación al asentador es de 25 gpl de MgO tenemos:

$$F = 1000 \text{ grH}_2\text{O}/36.1607 \text{ gr Mg(OH)}_2 = 27.6543$$

$$D = 1000 \text{ grH}_2\text{O}/289.2857 \text{ gr Mg(OH)}_2 = 3.4568$$

$$R = 0.278319 \text{ ft/hr (0.1413793 cm/min)}$$

$$dL = 1.056$$

$$A = \frac{1.333(27.6543-3.4568)}{109.44 \text{ ft}^2/\text{Ton}/24 \text{ hrs}} \div (0.278317 \times 1.056)$$

El área necesaria para producir 33,000 Tons.

$$AT = 144.62 \text{ Ton}/24 \text{ hr.} \times 109.44 \text{ ft}^2/\text{Ton}/24 \text{ hr} = 15,827.2 \text{ ft}^2$$

Tomando un factor de seguridad del 50% (+)

$$15827.2 \times 1.5 = 23741.0 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Diámetro} &= (4 \text{ área}/3.1416)^{1/2} \\ &= ((4 \times 23741)/3.1416)^{1/2} \end{aligned}$$

$$\text{Diámetro} = 173.8 \text{ ft} \quad 175 \text{ ft}$$

$$\text{Profundidad} = 18.5 \text{ ft (Catálogo ENVIROTECH)}$$

$$t = \text{Espesor de la pared} = \frac{dL (H-1) (12 D)}{2 f E 144}$$

donde :

dL = densidad del líquido

H = altura nivel del agua en ft

D = diámetro interno en ft

E = eficiencia de las juntas

f = resistencia material de construcción

t = espesor de la pared

$$t = \frac{(1.058 \times 62.3) \times (18.5 - 1) (12 \times 175)}{2 \times 2500 \times 0.85 \times 144}$$

$$t = 3.9615 \text{ pulgadas}$$

factor seguridad 20%

$$t = 12.00 \text{ cm.}$$

(+) Recomendado por ENVIROTECH DE MEXICO, S.A. DE C.V.

Piso :

W = dL x h x A donde (W) es igual a carga soportada en lb y A igual a área de los tramos

$$W = 1.058 \times 62.3 \times 18.5 \times 5 \times 10 = 61024.0 \text{ lb.}$$

Para tramos continuos el momento es igual ;

$$M = \frac{Wl}{12} \quad \text{donde} \quad l = \text{longitud tramo en pulgadas}$$

$$M = \frac{61024 \times 10 \text{ ft}}{12} \times 12 \text{ in/ft} = 610,240 \text{ lb-in}$$

$$d = (M/Kb)^{1/2}$$

donde :  $M = \text{momento lb-in}$

(+)  $K = \text{constante de reforzamiento}$

$b = \text{ancho tramos en pulgadas}$

$d = \text{espesor del piso}$

$$d = (610,240 - (100,8 \times 60)) = 10.04 \text{ pulgadas}$$

$$d = 10.04 \times 2.54 \times 1.2 = 30.6 \text{ cm.}$$

espesor = 30.6 cm.

(+) Tabla IV del Hand Book of Engineering Fundamental

#### TANQUES LAVADORES

Alimentación : 824,887 m<sup>3</sup> H<sub>2</sub>O/Año

47,725.67 Ton Mg (OH)<sub>2</sub>/Año

Concentración : 40 gpl de MgO a la entrada

$$A = \frac{(F - D) \times 1.333}{R \times dL}$$

$$F = (824 \ 887) \div (47725.67) = 17.2839$$

$$D = (164,977) \div (47725.67) = 3.4567$$

$$R = 0.193465 \text{ ft/hr} \ (0.09827 \text{ cm/min})$$

$$dL = 1.089$$

El dato de razón de asentamiento se obtuvo de las pruebas realizadas y de la misma forma que se obtuvo para el asentador.

$$A = \left( (17.4567 - 3.4567) \times 1.333 \right)^2 (1.089 \times 0.193465)$$

$$A = 88.57 \text{ ft}^2/\text{Ton}/24 \text{ hrs.}$$

$$\text{Area total} = 88.57 \text{ ft}^2/\text{Ton}/24 \text{ hrs.} \times 144.62 \text{ Ton}/24 \text{ hr.}$$

$$\text{Area total} = 12,808.99 \text{ ft}^2$$

Factor seguridad 50%

$$\text{Diámetro} = 156.4 \text{ ft}$$

$$\text{Diámetro Comercial} = 160 \text{ ft}$$

$$\text{Profundidad} = 16' 8''$$

$$t = \frac{dL (H - 1) (12 D)}{2 f E 144}$$

$$t = \frac{1.089 \times 62.3 \times (16.66 - 1) (12 \times 160)}{2 (2500 \times .85 \times 144)} = \frac{2039900}{612000}$$

$$t = 3.333 \text{ pulgadas} = 8.45 \text{ cm.}$$

factor seguridad 20%

$$t = 10 \text{ cm.}$$

$$W = dL \times h \times A = 1.089 \times 62.3 \times 16.66 \times 5 \times 10$$

$$W = 56\,514.6 \text{ lb}$$

$$M = \frac{WI}{12} = \frac{56514.6 \times 10 \times 12}{12}$$

$$M = 565\,146.0 \text{ lb-in}$$

$$d = (M/Kb)^{1/2} = (565146./100.8 \times 60)^{1/2}$$

$$d = 9.66 \text{ pulgadas}$$

Factor de seguridad 20%

$$d = 30 \text{ cm.}$$

## FILTROS

Se realizaron pruebas de filtración utilizando 0.1 ft<sup>2</sup> de superficie y con un vacío de 20 pulgadas de mercurio.

TF	CICLO DE FILTRO		FILTRADO VOLUMEN (ml)	TORTA DE FILTRO		
	LAVADO (minutos)	SECADO		PESO HUMEDO (gr)	PESO SECO (gr)	ESPESOR (Pulg.)
0.5	-	1.0	110	137.7	70.5	5/16
0.5	0.62	0.3	158	133.9	77.5	5/16
0.5	0.68	0.3	177	132.7	76.7	5/16
0.5	0.75	0.3	188	135.1	79.0	5/16
0.5	0.83	0.3	205	130.6	76.4	5/16
0.5	0.35	0.3	146	131.1	76.7	5/16
0.5	0.68	0.3	171	130.6	76.4	5/16

De los datos se obtiene un peso promedio de 0.761 Kg, para un espesor de 5/16 pulgada

$$TF = (W/K)^2 \quad \text{donde :}$$

TF = tiempo formación de la torta

W = peso de la torta

K = constante

Haciendo simultáneas las ecuaciones de experimento, con los datos deseados tenemos :

$$\frac{(TF_1)^{1/2}}{W_1} = \frac{(TF_2)^{1/2}}{W_2} \quad \text{despejando}$$

$$TF2 = \frac{(W2)^2}{(W1)^2} \times TFI$$

Extrapolando el peso de la torta experimental a una torta de una -  
pulgada de espesor tenemos :

$$W2 = (2.54 \times 0.761) \div 0.7938 = 2.435 \text{ Kg.}$$

de donde :

$$TF2 = \frac{(2.435)^2}{(0.761)^2} \times 0.5 = 5.11 \text{ min.}$$

$$\text{Tiempo ciclo} = Tc = 5.11 \div 0.25 = 20.44 \text{ min.}$$

$$\text{Velocidad Filtrado} = VF = 60 \text{ min/hr} \div 20.44 \text{ min/ciclo} \times 2.435 \text{ Kg/ft}^2$$

$$VF = 7.14775 \text{ Kg/hr} - \text{ft}^2$$

Aplicando un factor de 20%

$$VF = 5.7182 \text{ Kg/hr} - \text{ft}^2$$

Se necesitan filtrar 6026 Kg/hr por lo que

$$\text{Area Total} = 6026 \div 5.7182 = 1053.82 \text{ ft}^2$$

De la Tabla No. 5, pág. 989, Cap. 15 del Perry, obtenemos que para  
el área requerida necesitamos dos filtros en paralelo de :

11.5 ft de diámetro

15.0 ft de largo

## HORNO DE CALCINACION DE DOLOMITA

<u>TAMAÑO DE HORNO</u>		<u>PRODUCCION</u>	<u>AIRE</u>	<u>VOLUMEN/</u>	<u>K</u>
<u>D x l</u>	<u>Volúmen</u>	<u>PROMEDIO</u>	<u>SECUNDARIO</u>	<u>CAPACIDAD</u>	
<u>ft</u>	<u>ft<sup>3</sup></u>	<u>TON/DIA</u>		<u>ft<sup>3</sup>/TON/DIA</u>	
6 x 110	3110	30 á 40	caliente	104 á 78	0.76 1.01
7 x 115	4420	60	caliente	74	1.06
8 x 125	6280	90	caliente	70	1.12
9 x 250	15880	210 á 230	caliente	76 á 69	1.04 1.15

Se graficaron los datos de producción promedio vs volúmen de donde para una producción de 40907.2 Ton/año de dolomita calcinada tenemos :

$$40907.2 \text{ Ton/año} \div 330 \text{ días/año} = 123.96 \text{ Ton/día}$$

factor de seguridad 20%

capacidad producción = 150 Ton/día

La gráfica nos indica un volúmen de 10,500 ft<sup>3</sup> lo cual nos dá un horno de :

8.5 ft de diámetro

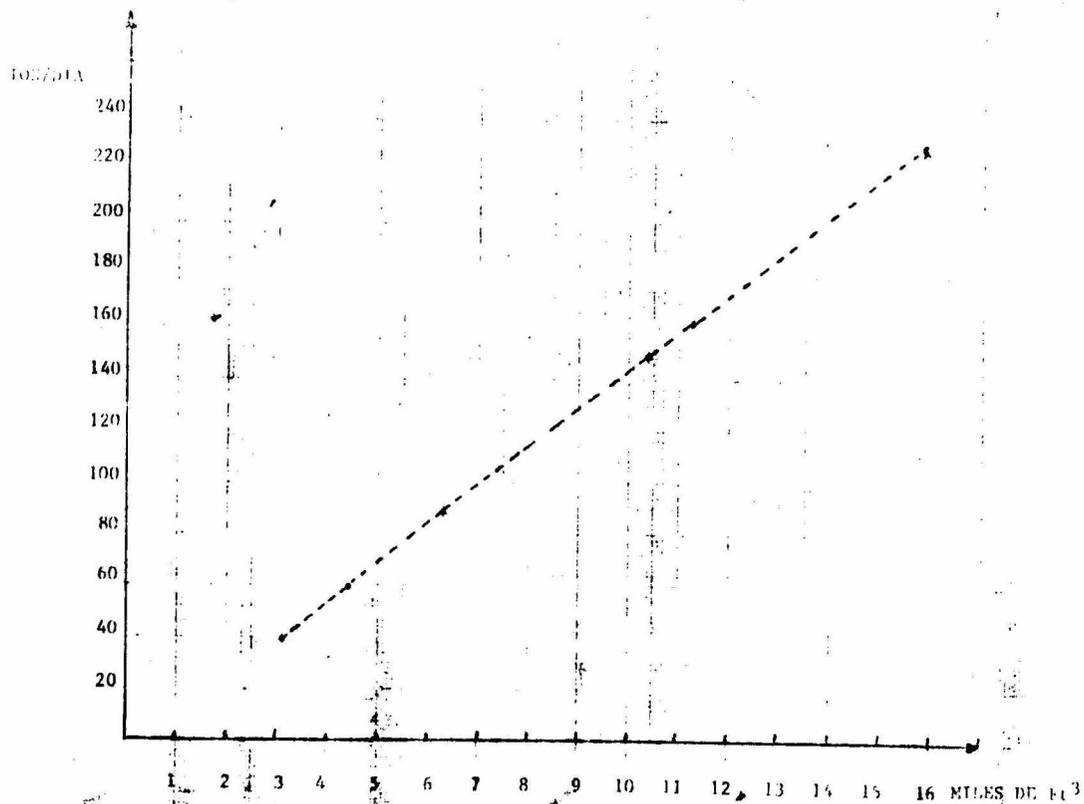
200 ft de largo

Para comprobar si el hornos nos dará la capacidad, se utilizará la siguiente fórmula :

$$\text{Ton/día} = \frac{k L D^2}{100} = \frac{1.04 \times 200 \text{ ft} \times (8.5)^2 \text{ ft}^2}{100} = 150.28 \text{ Ton/día}$$

Por lo que el tamaño del horno escogido dá la capacidad requerida.

VOLUMEN VS PRODUCCION PROMEDIO



## SILOS DE ALMACENAMIENTO DE DOLOMITA

Capacidad : 1639 Ton (7 días operación)

Densidad : 1.602 Ton/m<sup>3</sup> (100 lb/ft<sup>3</sup>)

Volúmen Tolva =  $1639 \text{ Ton} \div 1.602 \text{ Ton/m}^3 = 1023.00 \text{ m}^3$

Volúmen diseño =  $1023 \times 1.2 = 1227.6 \text{ m}^3$

Dimensiones : 10 m. diámetro

10 m. altura total

8 m. altura lados rectos

Volúmen =  $\pi r^2 \times h = (5)^2 (3.1416) \times 8$   
 $= 628.32 \text{ m}^3$

Se necesitan (2) tolvas de las dimensiones propuestas

## APAGADOR DE CAL

Alimentación :

MgO 12754.5 Ton  $\div$  3.65 Ton/m<sup>3</sup> = 3494.4 m<sup>3</sup>

CaO 28,152.7 Ton  $\div$  3.32 Ton/ = 8479.7

H<sub>2</sub>O = 306804.0

TOTAL = 318778.1 m<sup>3</sup>/año

Tiempo residencia 10 min. por lo que el volúmen manejado :

Volúmen =  $0.670 \times 10 \text{ min.} = 6.708 \text{ m}^3$

Factor seguridad 20%

Volúmen = 8.05 m<sup>3</sup>

$8.05 \text{ m}^3 = 0.7854 \times (2)^2 \times h$

$h = 2.55 \text{ m,} + 0.15 \text{ (borde libre)}$

Diámetro 2 m.

Altura 2.70 m.

TUBERIA AGUA DE MAR

$$dop = \left( \frac{1.32 \text{ CeQ}^{2.84} h \text{ M} \text{ C} \text{ 0.16} \text{ dL}}{p' (a+b) (Fr + 1) X \text{ F}} \right) \frac{1}{p' + 4.48}$$

donde :

dop = Diámetro económico en pulgadas

Q = Gastos volumétricos  $\text{ft}^3/\text{seg}$ .

MC = Viscosidad absoluta Cp.

Ce = Costo del KWH, PS\$/KWH

h = horas laborables al año

$p'$  = 1.096 (obtenido de una gráfica de costos de tubería, en gráfica logarítmica)

X = Costo de la tubería \$/ft/in

Fr = Relación del costo de los accesorios de la tubería e instalación al costo de la tubería

a = Costos anuales fijos expresados como fracción del costo - instalado de la tubería

b = Costos anuales de mantenimiento expresados como fracción - del costo instalado de la tubería

E = Eficiencia de la bomba y motor expresado con porcentaje

Se consideraron los siguientes valores :

Ce = 0.29 PS\$/KWH

h = 7920 hr (330 días)

$$p' = 1,096$$

$$X = 7,62 \text{ PSS}/\text{ft}/\text{in}$$

$$Fr = 1,0$$

$$a = 0,1375$$

$$b = 0,04$$

$$E = 0,75$$

$$Q = 5636,5 \text{ GPM} \times 1,2 = 6764 \text{ GPM} = 15,07 \text{ ft}/\text{seg}$$

aplicando la ecuación

$$\text{dop} = \left( \frac{(1,32)(0,29)(15,07)^{2,84}(7620)(1)^{0,16}(62,3)^{0,48}}{(1,096)(0,1375) + (0,04)(1,0 + 1)(7,62)(0,75)} \right) \frac{1}{1,096 + 4,48}$$

$$\text{dop} = 20,55 \text{ pulgadas}$$

diámetro comercial = 24 pulgadas

#### BOMBA AGUA DE MAR

$$Q = 5650 \text{ GPM}$$

$$D = 24 \text{ pulg.}$$

$$Z_1 + 144 \frac{P_1}{dL} + \frac{V_1^2}{2g} = Z_2 + 144 \frac{P_2}{dL_2} + \frac{V_2^2}{2g} + hL$$

Considerando  $V_1 = V_2$  y  $dL_1 = dL_2$ , el Bernoulli queda :

$$\frac{144 P_1 - P_2}{dL} = (Z_2 - Z_1) + hL$$

$$P_1 = \text{presión hidrostática} + \text{presión atmosférica}$$

$$\text{Presión hidrostática} = dLH_2O \times h$$

$$= 62,3 \text{ lb}/\text{ft}^3 \times 20 \text{ ft} = 1246 \text{ lb}/\text{ft}^2$$

$$P_1 = 23,25 \text{ psia}$$

$$P_2 = 14,7 \text{ psia}$$

$$Z_2 = 50 \text{ ft}$$

$$hL = \frac{0,1863 \text{ fl } V^2}{d} \quad \text{donde ;}$$

$$hL = \text{p\u00e9rdidas por fricci\u00f3n}$$

$$L = \text{longitud en pies}$$

$$V = \text{velocidad pies por segundo} = (0.408 Q/d^2)$$

$$d = \text{di\u00e1metro en pulgadas}$$

$$V = \frac{0.408 Q}{d^2} = \frac{0.408 \times 5650}{511.93}$$

$$V = 4.502 \text{ ft/seg.}$$

$$Re = \frac{d V dL}{M} \times 123.9 = \frac{22.626 \times 4.502 \times 62.3 \times 123.9}{0.95}$$

$$Re = 827,830$$

$$f = 0.0133 \text{ (P\u00e1g. A-25 CRANE)}$$

$$L = 1000 \text{ m. (3281 ft)}$$

$$hL = \frac{0.1863 \times 0.133 \times 3281 \times (4502)^2}{22.626} = 7.282 \text{ ft}$$

$$hL = \frac{144(P_1 - P_2)}{dL} = (Z_2 - Z_1) + hL$$

$$hL = 144 \frac{(23.35 - 14.7)}{62.3} = 57.282 \text{ ft}$$

$$H = 50 + 7.282 - 19.99 = 37.288 \text{ ft}$$

$$bHP = \frac{Q \times H \text{ dL}}{247000 \times E}$$

$$bHP = \frac{5650 \times 37.288 \times 62.3}{247000 \times 0.70} = 75.91 \text{ HP}$$

Factor de seguridad 30%

$$bHP = 100 \text{ HP}$$

TUBERIA BAJO FLUJO ASENTADOR

$$dop = \left( \frac{(1.32) (0.29) (0.22683)^{2.84} 7920 (1.0)^{0.16} (80.3)^{0.48}}{1.096 (1.375 + 0.04) (1 + 1) 7.62 (0.75)} \right)^{\frac{1}{1.096 + 4.48}}$$

dop = 2,65 pulgadas Factor seguridad 20%

d comercial = 3 1/2 pulgadas

#### BOMBA BAJO FLUJO ASENTADOR

$$hL = \frac{0.1863 f L V^2}{d}$$

$$V = \frac{0.408 Q}{d^2} = \frac{0.408 \times 101.81}{12.59} = 3.2993 \frac{\text{ft}}{\text{sec}}$$

$$Re = \frac{d V dL}{M} \times 123.9 = \frac{3.548 \times 3.993 \times 80.3}{1.0}$$

$$Re = 116\,464.14$$

$$f = 0.0198$$

$$L = 500 \text{ ft}$$

$$hL = \frac{0.1863 \times 0.0198 \times 500 \times (3.2993)^2}{3.548}$$

$$hL = 5.6585 \text{ ft}$$

$$bHP = \frac{101.81 \times 5.6585 \times 80.3}{247000 \times 0.75}$$

$$bHP = 0.2498156$$

$$bHP = 1/2 \text{ HP}$$

#### BOMBA DEL 2o. TANQUE LAVADOR

$$hL = \frac{0.1863 \times 0.998 \times 700 \text{ ft} \times (3.2993)^2}{3.548} = 7.92 \text{ ft}$$

$$A2 = 40 \text{ ft}$$

$$H = 40 + 7.92 = 47.92 \times .4335 = 20.77 \text{ ft}$$

$$bHP = \frac{101.81 \times 20.77 \times 80.3}{247000 \times 0.75} = 0.91$$

$$bHP = 1 \text{ 1/2 HP}$$

## SILOS DE ALMACENAMIENTO

Capacidad 3,000 Ton MgO

Densidad 3,270 Ton/m<sup>3</sup>

Volúmen silo 917,4 m<sup>3</sup>

Factor seguridad 20 %

Volúmen silos 1,100 m<sup>3</sup>

Vol. A =  $(5)^2 \times 3.1416 \times 5$

Vol. A = 393.0 m

Vol. B =  $( (5)^2 \times 3.1416 \times 6 )^{1/3}$

Vol. B = 157.0 m<sup>3</sup>

VOLUMEN TOTAL = 550 m<sup>3</sup>

Se necesitan dos tolvas de las siguientes dimensiones :

Diámetro 10 m

Altura recta 5 m

Altura total 6 m

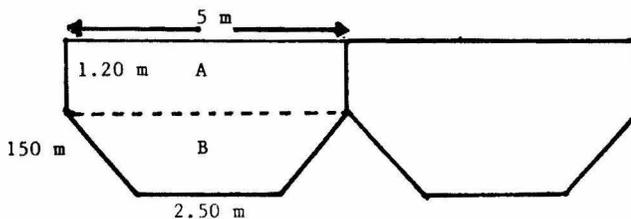
CAPITULO V

## CAPITULO V

EVALUACION ECONOMICA

## A) ESTIMADO DE INVERSION EQUIPO PRINCIPAL.

TOLVAS RECEPTORAS:



EXCAVACION:

$$\text{VOL. TOTAL} = \text{VOL. A} + \text{VOL. B}$$

$$\text{Vol. A} = a \times b \times h$$

$$\text{Vol. A} = 5 \times 4 \times 1.20 = 24 \text{ m}^3$$

$$\text{Vol. B} = (\text{Base superior} + \text{Base inferior} + \sqrt{\text{Base Sup.} \times \text{Base Inf.}}) \frac{h}{3}$$

$$\text{Vol. B} = \left( (5 \times 4) + (2.5 \times 1) + \sqrt{20 \times 2.5} \right) \frac{1.50}{3}$$

$$\text{Vol. Total} = 24 \text{ m}^3 + 13.6 \text{ m}^3 = 37.62 \text{ m}^3 / \text{Tolva}$$

$$\text{m}^3 \text{ Excavación} = 37.62 \times 2 = 75.25 \text{ m}^3$$

$$\$100/\text{m}^3 \times 75.25 \text{ m}^3 = \$7525$$

Material de construcción : concreto

Costo incluyendo mano de obra:  $\$500/\text{m}^3$

$$\begin{aligned}
 1.20 \text{ m} & \times 4 \text{ m} \times .10 \text{ m} = 0.48 \text{ m}^3 \times 3 = 1.44 \text{ m}^3 \\
 1.20 \text{ m} & \times 5 \text{ m} \times .10 \text{ m} = 0.60 \text{ m}^3 \times 4 = 2.40 \text{ m}^3 \\
 (2.5\text{m}+5\text{m}) & \times 1.50 \times .10 \text{ m} = 0.5625 \text{ m}^3 \times 4 = 2.25 \text{ m}^3 \\
 (1\text{m} +4\text{m}) & \times \frac{1.50}{2} \times .10 \text{ m} = 0.375 \text{ m}^3 \times 4 = \underline{1.50 \text{ m}^3} \\
 & \text{TOTAL m}^3 \qquad \qquad \qquad 7.59 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\text{Costo} = 7.59 \text{ m}^3 \times \$500/\text{m}^3 = \$ 3795$$

$$\text{Costo Total} = \$7252 + 3795 = \$11,320$$

(1) ALIMENTADOR VIBRATORIO (Cotizado por: Jeffrey Manufacturera Mexicana, S. A.)

Dimensiones: 92" x 46" (233.68 cm x 116.84 cm)

Costo equipo \$ 53,160

Instalación \$ 15,948

Flete \$ 2,658

COSTO TOTAL \$ 71,766

(1) BANDA TRANSPORTADORA (Cotizado por: Link Belt Mexicana, S. A.)

Capacidad: 100 TPH de Dolomita

Dimensiones: Ancho 24" Longitud 35 mts Angulo 20°máx.

(Tabla 16, Pág. 1357 Perry 3o. Edición)

Costo del equipo: \$153,588

Instalación : \$105,955

Flete : \$ 7,678

COSTO TOTAL \$267,191

## (1) ELEVADOR DE CANGILONES (Cotización por: Link Belt Mexicana, S.A.)

Tipo : Descarga centrífuga

Capacidad : 100 TPH Dolomita

Dimensiones: Altura 15 m.

Cangilón 16"x8" (40.64 cm x 20.32 cm)

Espacio 19" (48.26 cm)

$$\text{HP} = 3 \text{ HP} = \frac{\text{Ton/hr} \times 2 \times \text{altura}}{1,000}$$

Costo de equipo: \$237,000

Instalación : \$199,000

Flete : \$ 11,850

COSTO TOTAL \$447,850

## (2) SILOS ALMACENAMIENTO (Cotizado por: Talleres Reyes, S.A.)

Material: Acero al carbón \$25,00/Kg (incluye mano de obra)

Dimensiones: Altura 10 m.

Diámetro 10 m.

$$\text{Area lateral} = \pi D x h = 3.1416 \times 10 \times 10 = 314.16 \text{ m}^2$$

$$\text{Area base} = \pi r^2 = 3.1416 \times 5^2 = \underline{78.54 \text{ m}^2}$$

$$\text{AREA TOTAL} \quad \quad \quad 392.7 \text{ m}^2$$

(Considerando lámina de 3/16" más 1/16" por corrosión tenemos un peso de 49.80 Kg/m<sup>2</sup>)

$$\text{Peso} = 392.7 \text{ m}^2 \times 49.80 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^2} = 19,556,46 \text{ Kg.}$$

$$\text{Peso Total} = 39 \ 112.92 \text{ Kg.}$$

Costo Equipo	\$ 9,77,823
Instalación	\$ 97,782
Flete	<u>\$ 48,891</u>
COSTO TOTAL	\$ 1,124,496

(4) ALIMENTADORES VIBRATORIOS (Cotizado por: Jeffrey Manufacturera Mexicana, S.A.)

Capacidad: 10 TPH

Dimensiones: 18"x42" (45.72 cm x 106.68 cm)

Costo del equipo	\$ 17,931
Instalación	\$ 5,379
Flete	<u>\$ 896</u>
COSTO TOTAL	\$ 24,206
COSTO GLOBAL	\$ 96,824

(2) BANDA TRANSPORTADORA (Cotizado por: Link Belt Mexicana, S.A.)

Capacidad: 14 TPH

Dimensiones: Ancho 24"

Longitud 20 m

Costo equipo	\$ 119,425
Instalación	\$ 82,412
Fletes	<u>\$ 5,971</u>
COSTO TOTAL	\$ 207,808
COSTO (2)	\$ 415,616

(1) CRIBA VIBRATORIA (Cotizado por: Jeffrey Manufacturera Mexicana,  
S. A.)

Capacidad: 14 TPH

Dimensiones: 6 ft x 3 ft (1.82m x 0.91m)

Costo equipo \$ 63,975

Instalación \$ 20,472

Flete \$ 3,200

COSTO TOTAL \$ 87,647

## (1) HORNO ROTATORIO DOLOMITA

Capacidad: Alimentación 14 TPH

Producto 5.5 TPH

Horno

Componentes Misceláneos	}	\$ 3,547,500
Quemador de gas		
Instrumentación		

Refractario \$ 700,140

Motor Horno \$ 42,774

Motor ventilador primario \$ 6,352

Motor inducción \$ 56,997

Ventilador inducción \$ 231,296

Ventilador primario \$ 18,900

SUB-TOTAL \$ 4,604,600

Instalación equipo	\$ 2,277,600
Cimentación y estructura	\$ 1,658,700
Pintura	\$ 197,900
Tubería	\$ 344,000
Electricos	\$ 331,000
Flete (20%)	<u>\$ 921,000</u>
<b>COSTO TOTAL:</b>	<b>\$ 10,334,800</b>

(1) ELEVADOR DE CANGILONES (Cotizado por: Link Belt Mexicana, S.A.)

Tipo: Descarga centrífuga

Capacidad: 6 TPH

Dimensiones: Altura 10 mts.

Cangilón 8"x5" (20.32 cm x 12.7 cm)

Espacio 8" (20 cm)

Costo equipo	\$100,000
Instalación	\$ 84,000
Flete	<u>\$ 5,000</u>
<b>COSTO TOTAL</b>	<b>\$189,000</b>

(1) ALIMENTADOR APRON (Cotizado por: Jeffrey Manufacturera Mexicana, S.A.)

Costo de equipo	\$ 127,300
Instalación	\$ 25,400
Flete	<u>\$ 6,300</u>
<b>COSTO TOTAL</b>	<b>\$ 159,000</b>

## (1) APAGADOR (Cotizado por: Envirotech de México, S.A. de C.V.)

Material: Acero Inoxidable Ps\$60/Kg.

$$\text{Area lateral} = 2 \times 3.1416 \times 2.75 = 17,2788$$

$$\text{Area base} = 1 \times 3.1416 = \underline{3,1416}$$

$$\text{AREA TOTAL} \qquad \qquad \qquad 20,4202$$

Utilizando placa de 1/2" de espesor

$$20.4202 \text{m}^2 \times 99.81 \text{ Kg/m}^2 = 2038.16 \text{ Kg.}$$

$$\text{Costo equipo} \quad \$ 122,290$$

$$\text{Instalación} \quad \$ 12,230$$

$$\text{Flete} \quad \underline{\$ 6,100}$$

$$\text{COSTO TOTAL} \quad \$ 140,620$$

## (1) REACTOR

Material: Acero Inoxidable Ps\$60/Kg.

Dimensiones: 50 ft diámetro

10 ft altura en la pared

15 ft altura al centro

$$\text{Area lateral} = 50 \times 3.1416 \times 10 = 1570.8 \text{ ft}^2$$

$$\text{Area de base} = 1/2 (50 \times 3.1416) \times 25.5 = \underline{2002.77 \text{ ft}^2}$$

$$\text{AREA TOTAL} \qquad \qquad \qquad 3593.57 \text{ ft}^2$$

Utilizando placa de 1/4" de espesor tenemos

$$3593.57 \text{ ft}^2 \times 4.627 \frac{\text{Kg}}{\text{ft}^2} = 16627.45 \text{ Kg.}$$

Costo equipo	\$	997,647
Sistema Agitación	\$	11,167
Instalación	\$	100,880
Fletes	\$	<u>50,440</u>
<b>COSTO TOTAL</b>	\$	<b>1,160,134</b>

## (1) ASENTADOR

Material: Concreto  $\$2,500/\text{m}^3$

Dimensiones: 175 ft diámetro  
18.5 ft fondo

Area lateral:  $175 \times 3.1416 \times 18.5 = 10170.9 \text{ ft}^2$

Volumen lateral:  $10170.9 \times 0.4156 = 4227.86 \text{ ft}^3$

Area base:  $\left( \frac{(175)^2 \times 3.1416}{4} \right) = 24052.87 \text{ ft}^2$

Volumen base:  $24052.87 \text{ ft}^2 \times 1 \text{ ft} = 24052.87 \text{ ft}^3$

Volumen total:  $28280.73 \text{ ft}^3 = 800.91 \text{ m}^3$

Costo equipo \$2,002,275

Equipo agitación \$ 203,874

Instalación \$ 40,774

Flete \$ 10,193

**COSTO TOTAL** \$2,257,116

## (2) TANQUES LAVADORES

Material: Concreto  $\$2,500/\text{m}^3$

Dimensiones: 160 ft diámetro  
16.6 ft fondo

Area lateral:	$160 \times 3.1416 \times 16.66$	=	$8374.24 \text{ ft}^2$
Volumen lateral:	$83.74.24 \times 3540$	=	$2964.48 \text{ ft}^3$
Area base:	$(160)^2 \times 3.1416$	=	$20106.24 \text{ ft}^3$
Volumen base:	$20106.24 \times 1 \text{ ft}$	=	$20106.24 \text{ ft}^3$
VOLUMEN TOTAL			$23070.72 \text{ ft}^3 (653.00 \text{ m}^3)$
Costo (2) tanques		\$	3,266,470
Sistema agitación		\$	407,750
Instalación		\$	81,550
Flete		\$	<u>20,400</u>
COSTO TOTAL		\$	3,776,170

## (2) BOMBA AGUA DE MAR

Volumen: 5650 GPM

Cabeza: 37.28 ft

COSTO TOTAL (2) BOMBAS = \$891,918

## (4) BOMBA BAJO FLUJO ASENTADOR O TANQUE LAVADOR

Volumen: 101.81 GPM

Cabeza: 5.65 ft

COSTO TOTAL (4) BOMBAS = \$106,300

## (4) BOMBA BAJO FLUJO 2o. TANQUE LAVADOR

Volumen: 101.81 GPM

Cabeza: 20.77 ft

COSTO TOTAL (4) BOMBAS = \$121,800

## (3) FILTROS (Cotizado por: Evirotech de México, S.A. de C.V.)

Area requerida: 541.9 ft<sup>2</sup>/filtro

Presión vacío: 18-20 in Hg

Costo equipo \$1,146,650

Instalación \$ 687,990

Flete \$ 57,330

COSTO TOTAL \$1,891,970

COSTO (3) FILTROS = \$5,675,910

## (2) HORNOS HERRESHOFF (Cotizado por: Nichols Engineering &amp; Research, Corp.)

Capacidad: 100 TPH de producto

Alimentación: 50% sólidos mínima

Horno Herreshoff \$ 6,617,400

Motor Ventilador aire combustión 100 HP \$ 36,300

Motor eje horno 30 HP \$ 13,600

Motor de Ventilador Gases salida 100 HP \$ 36,300

Motor aire de enfriamiento 30 HP \$ 13,600

SUB-TOTAL \$ 6,717,200

Instalación	\$ 3,320,000
Cimentación y estructuras	\$ 2,420,000
Flete	<u>\$ 1,343,400</u>
COSTO TOTAL	\$13,800,600
COSTO (2) HORNOS	\$27,601,200

## (1) TORNILLO TRANSPORTADOR

Capacidad: 440.5 ft<sup>3</sup>/hr.

Diámetro: 12" (Perry 3a. Edición Fig.3 Pág.1346)

Temperatura: 700°C

Longitud: 10 ft (3 mts)

Costo equipo \$ 27,725

Instalación \$ 16,350

Flete \$ 1,385

COSTO TOTAL \$ 45,460

## (1) ELEVADOR DE CANGILONES

Tipo: Descarga centrífuga

Capacidad: 5 TPH

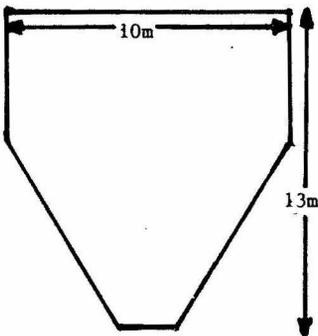
Dimensiones: Altura 20 m

Cangilón 6"x4" (15.24 cm x 10.16 cm)

Espacio 13" (33 cm)

Costo equipo	\$ 157,000
Instalación	\$ 132,000
Fletes	<u>\$ 7,850</u>
COSTO TOTAL	\$ 296,850

## (1) TOLVA ALMACENAMIENTO



Material: Acero al carbón Ps\$25/Kg

Area lateral: Area lateral cilindro+  
Area lateral cono.Area lateral:  $\pi \times D \times h + 1/2 (\pi \times D \times h \times L)$ Area lateral:  $3.1416 \times 10 \times 4.5 + 1/2$   
 $(3.1416 \times 10 \times 9.87)$ Area lateral:  $141.37 + 155.03$ Area lateral:  $296.40 \text{ m}^2$ Lámina de 4'x10' calibre 12 = 79.77  
(80 láminas) $80 \text{ láminas} \times 79.378 \frac{\text{Kg}}{\text{lámina}} = 6350.24 \text{ Kg}$ 

Costo Tolva	\$ 158,756
Instalación	\$ 15,875
Fletes	<u>\$ 7,938</u>
COSTO TOTAL	\$ 182,569

## (1) TORNILLO TRANSPORTADOR

Capacidad:  $440.5 \frac{\text{ft}^3}{\text{hr.}}$

Diámetro: 12" a 30 RPM  
 Longitud: 10 ft (3 mts)  
 Costo equipo    \$ 27,725  
 Instalación    \$ 16,350  
 Flete           \$ 1,385  
 COSTO TOTAL    \$ 45,460

(4) BRIQUETEADORAS (Cotizado por: Komarek Greaves Company)

Modelo: 150 MSS 205-9.2  
 Costo equipo    \$2,988,830  
 Instalación    \$ 298,880  
 Flete           \$ 298,880  
 COSTO TOTAL    \$3,586,590

(1) TRANSPORTADOR VIBRATORIO

Capacidad: 6 TPH  
 Ancho: 18" (45.72 cm)  
 Temperatura: 600°F  
 Costo equipo    \$ 168,500  
 Instalación    \$ 42,590  
 Fletes          \$ 8,425  
 COSTO TOTAL    \$ 219,519

## (2) HORNOS CALCINACION MgO

Tipo: Allis-Chambers

Dimensiones: Diámetro interno 8' I D (2.43 m)

Longitud 190' (57.91 m)

Pendiente 3/8" por pie de longitud

Refractario: 9" ladrillo básico en 60' de zona de quemado

9" ladrillo 70% alumina 20' zona intermedia

9" ladrillo 70% alumina 110' zona precalentamiento

Costo equipo:

Horno Rotatorio	}	\$ 3,266,710
Componentes Misceláneos		
Quemador de Gas		
Instrumentación		
Refractario	\$	646,775
Motor horno	\$	32,640
Motor Soplador	\$	6,352
Motor Inducción	\$	56,997
Ventilador Inducción	\$	176,499
Ventilador Primario	\$	<u>14,420</u>
SUB-TOTAL	\$	4,160,393
Instalación	\$	2,055,330
Cimentación y Estructura	\$	1,496,839
Pintura	\$	178,634
Tubería	\$	310,477
Eléctrica	\$	298,491
Flete	\$	<u>832,078</u>
COSTO TOTAL (c/u)	\$	9,332,242

## (2) ENFRIADOR ROTATORIO

## Costo equipo:

Horno	
Componentes Misceláneos	\$ 2,875,300
Refractario	\$ 422,800
Motor Enfriador	\$ 32,640
Motor Inducción	\$ 56,997
Motor Soplador	\$ 6,352
Ventilador Inducción	\$ 176,449
Ventilador Primario	<u>\$ 14,420</u>
SUB-TOTAL	\$ 3,584,958
Instalación	\$ 784,079
Cimentación y Estructura	\$ 570,902
Pintura	\$ 68,145
Tubería	\$ 118,442
Eléctrica	\$ 113,870
Flete	<u>\$ 716,992</u>
COSTO TOTAL (c/u)	\$ 5,957,388

## (1) ELEVADOR DE CANGILONES

Tipo: Descarga centrífuga

Capacidad: 10 TPH

Dimensiones: Altura 20 m.

Cangilón 10"x6" (25.4 cm x 15.24 cm)

Espacio 16" (40.64 cm)

Costo equipo	\$ 162,152
Instalación	\$ 136,208
Flete	<u>\$ 8,017</u>
COSTO TOTAL	\$ 306,377

(1) BANDA TRANSPORTADORA

Capacidad: 10 TPH

Dimensiones: Longitud 10 m.

Ancho 14" (35.56 cm)

Costo equipo	\$ 63,188
Instalación	\$ 43,600
Flete	<u>\$ 3,159</u>
COSTO TOTAL	\$109,947

(1) CRIBA VIBRATORIA

Tipo: Hewilt Robins estilo Ms-7 Vibrex Screen

Capacidad: 10 TPH

Dimensión: 36"x72" (91.44 cm x 182.88 cm)

Retención: +3/4"

Motor Recomendado 5 HP a 1800 RPM

Costo equipo	\$ 78,200
Instalación	\$ 25,025
Flete	<u>\$ 3,910</u>
COSTO TOTAL	\$ 107,135

## (1) BANDA TRANSPORTADORA

Capacidad: 10 TPH

Dimensiones: Longitud 30 m.

Ancho 14" (35.56 cm)

Costo equipo	\$ 189,575
Instalación	\$ 130,812
Flete	<u>\$ 9,478</u>
COSTO TOTAL	\$ 329,865

## (1) BANDA TRANSPORTADORA (Recepción Silos Almacenamiento)

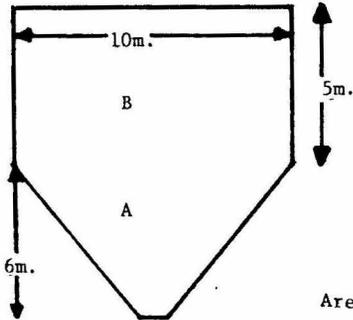
Capacidad: 25 TPH

Dimensiones: Longitud 30 m.

Ancho 18" (45.72 cm)

Costo equipo	\$ 213,275
Instalación	\$ 147,162
Flete	<u>\$ 10,660</u>
COSTO TOTAL	\$ 391,077

## (2) SILOS DE ALMACENAMIENTO



$$\text{Area A} = 1/2 (31.416 \times 7.81) = 122.67 \text{ m}^2$$

$$\text{Area B} = 31.416 \times 5 = 157.08 \text{ m}^2$$

$$\text{Area a tapa} = (5)^2 \times 3.1416 = \underline{78.54 \text{ m}^2}$$

$$\text{AREA TOTAL} = 358.29 \text{ m}^2$$

$$\text{Area 2 Tolvas} = 716.58 \text{ m}^2$$

$$\text{Lámina de } 1/4 \quad (49.80 \text{ Kg/m}^2)$$

$$\text{Peso Total} = 35,685.68 \text{ Kg}$$

$$\text{Costo equipo} \quad \$ \quad 892,142$$

$$\text{Instalación} \quad \$ \quad 89,215$$

$$\text{Flete} \quad \$ \quad \underline{44,610}$$

$$\text{COSTO TOTAL} \quad \$1,025,967$$

En la Tabla V-I, se muestra el resumen de la inversión que tendrá la construcción de la planta para la fabricación de óxido de magnesio.

A continuación se presenta el resumen de la inversión :

<u>EQUIPO</u>	<u>COSTO</u> <u>(MPs\$)</u>	<u>INSTALACION</u> <u>(MPs\$)</u>	<u>FLETES</u> <u>(MPs\$)</u>
Tolva Receptora	\$ 170	16	8
Alimentadores	252	63	13
Banda Transportadora	858	592	43
Elevador de Cangilones	656	551	33
Silos Almacenamiento	1,352	135	68
Criba Vibratoria	142	46	7
Horno Dolomita	4,605	4,809	921
Apagador	122	12	6
Reactor	1,009	101	50
Asentadores	2,206	41	10
Tanques Lavadores	3,674	82	20
Bombas	1,120	-	-
Filtros	3,440	2,064	172
Hornos Herreshoff	13,434	11,480	2,687
Transportadores	224	75	11
Briqueteadoras	2,989	299	299
Horno Calcinación	8,321	8,680	1,664
Enfriadores	<u>7,170</u>	<u>3,311</u>	<u>1,434</u>
T O T A L	51,774	32,357	7,446

TABLA V-1

INVERSION EN ACTIVO FIJO

	<u>MPs\$</u>
COSTOS DIRECTOS :	
-Costo equipo	\$ 51,774
-Instalación equipo	32,357
-Fletes	7,446
-Edificio oficinas	2,252
-Almacén	214
-Edificios de Proceso	228
-Terreno	<u>2,000</u>
TOTAL COSTO DIRECTO	\$ 96,271
COSTOS INDIRECTOS :	
-Ingeniería Básica * (5%)	\$ 4,814
-Ingeniería de Detalle (10%)	9,627
-Ingeniería de Campo (7%)	6,739
-Gastos de Construcción (12%)	<u>11,562</u>
TOTAL COSTOS INDIRECTOS	\$ 32,742
SUB-TOTAL	\$129,013
Imprevistos	<u>\$ 12,900</u>
TOTAL INVERSION	\$141,913

(\*)  $\Sigma$  Proporcionados por el Depto. de Nuevos Proyectos de Servicios Industriales Peñoles, S.C.

## B) COSTOS DE PRODUCCION

Los costos de producción se clasificaron en dos tipos :

- 1.- Costos Variables
- 2.- Costos Fijos

Los costos variables comprenden todos los renglones que dependen directamente del volúmen de producción. Los costos considerados como variables se presentan en la Tabla V-2

TABLA V-2

COSTOS VARIABLES

	UNIDAD	PRECIO	CONSUMO	COSTO
		Ps\$/UNIDAD	UNIDAD/TON MgO	VARIABLE Ps\$/TON MgO
Dolomita	Tons	\$ 170.00	2.34	\$ 398.16
Agua	M <sup>3</sup>	\$ 0.90	20.00	\$ 18.00
Electricidad	KWH	\$ 0.21	428.00	\$ 89.88
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	Tons	\$ 600.00	0.059	\$ 35.40
Combustóleo	M <sup>3</sup>	\$ 255.00	0.42	\$ 107.1
TOTAL COSTO VARIABLE				\$ 648.54

Los costos fijos representan todos aquellos conceptos que no dependen directamente del volúmen de producción.

Los conceptos involucrados en los costos fijos son los siguientes :

- a) SUPERVISIÓN.- En este renglón se consideró a todo el personal - calificado del cual depende la producción.

En la Tabla V-3 se presentan las personas consideradas en supervisión y su costo.

TABLA V-3

PERSONAL DE SUPERVISION

<u>PUESTO</u>	<u>Ps\$/MES</u>
1 Superintendente General	12,000
1 Secretaria	3,000
3 Ingenieros de turno	8,500
1 Supervisor	6,000
3 Supervisores	5,000

Los beneficios de la supervisión se consideraron como el 35% de la percepción mensual.

- b) MANO DE OBRA.- El personal obrero considerado para los tres turnos, se muestra en la Tabla V-4.

TABLA V-4

MANO DE OBRA

<u>CATEGORIA</u>	<u>Ps\$/DIA</u>
12 Operadores A	111.80
12 Operadores B	101.63
14 Operadores C	81.31
4 Operadores AB	101.63

Al igual que en Supervisión se consideró un 35% por concepto de beneficios,

- c) **MANTENIMIENTO.**- Los costos por Mantenimiento se calcularon como el 5% de la inversión en equipo.
- d) **INDIRECTOS.**- En este renglón se consideraron los siguientes - puntos :

- Administración a nivel planta
- Mano de obra indirecta
- Personal de almacén
- Contabilidad planta
- Comunicaciones
- Enfermería
- Servicio de comedor
- Vigilancia
- Relaciones Industriales
- Laboratorio

El costo de todos los conceptos anteriores se estimó representarían el 15% del costo total de producción.

En la Tabla V-5 se presentan los costos base considerados para - el año de 1975.

TABLA V-5  
COSTOS DE OPERACION  
 (Base 1975)

<u>COSTOS VARIABLES</u>	<u>Ps\$</u>
Electricidad	\$ 2,966,040.00
Agua potable	593,919.00
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1,168,200.00
Combustible	3,533,280.00
Dolomita	<u>13,141,000.00</u>
TOTAL COSTOS VARIABLES	\$21,402,439.00
<u>COSTOS FIJOS</u>	
Supervisión y beneficios	996,300.00
Mano de obra y beneficios	2,033,254.00
Mantenimiento	4,577,344.00
Indirectos	<u>5,119,342.00</u>
TOTAL COSTOS FIJOS	\$12,726,240.00
COSTO TOTAL	\$34,128,679.00
* COSTO UNITARIO (Ps\$/Ton)	\$ 1,034.20

(\*) El costo unitario no incluye el concepto de depreciación.

La proyección de los costos se realizó de acuerdo a los siguientes escaladores :

- Electricidad	10% en 1977 y 1983 *
- Agua potable	10% en 1977 y 1983 *
- H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	5% anual
- Combustible	25% en 1977 y 1983
- Dolomita	7% anual
- Supervisión	10% anual
- Mano de obra	10% anual
- Mantenimiento	5% anual
- Indirectos	10% anual

\* Se estimó que estos conceptos permanecerán constantes y únicamente sufrirán incremento del 10% en los años de 1977 y 1983.

En la Tabla V-6 se resumen los costos de producción para los años de 1975-1986.

TABLA V-6

PROYECCION DE LOS COSTOS DE PRODUCCION

(MILES DE PESOS)

<u>AÑO</u>	<u>COSTO TOTAL</u>	<u>COSTOS FIJOS</u>	<u>COSTOS VARIABLES</u>
1975	\$34,128	\$12,726	\$ 21,402
1976	36,454	14,073	22,381
1977	40,210	15,604	24,606
1978	42,695	16,912	25,783
1979	43,316	18,338	26,978
1980	48,148	19,823	28,255
1981	51,210	21,591	29,619
1982	54,521	23,443	31,078
1983	59,598	25,465	34,133
1984	63,473	27,673	35,800
1985	67,668	30,086	37,582
1986	\$72,208	\$37,722	\$39,496

## C) VENTAS

El precio de venta para el mercado nacional considerado para el año de 1975, será de \$2,875,00 por tonelada LAB planta productora.

La proyección de precio para los años futuros se hizo aplicando el incremento sufrido en los costos variables de producción al precio base de 1975. El incremento anual aplicado fué de 5%.

En la Tabla V-7 se muestra la proyección de precios para el mercado nacional.

TABLA V-7

PROYECCION DE PRECIO DE VENTAS  
PARA EL MERCADO NACIONAL

<u>AÑO</u>	<u>Ps\$/TON</u>
1975	\$ 2,875
1976	3,018
1977	3,169
1978	3,323
1979	3,494
1980	3,670
1981	3,852
1982	4,045
1983	4,250
1984	4,460
1985	4,683
1986	\$ 4,917

El precio de venta, para el tonelaje destinado a exportación, de acuerdo al Chemical Marketing Reporter (O.P.D.) es de \$2,250.00 por tonelada LAB planta productora. Este precio es aplicable - por ser el precio actual de venta en el mercado internacional.

Al igual que el precio de venta nacional, el precio de venta exportación se incrementó al 5% anual, la proyección se presenta - en la Tabla V-8.

TABLA V-8

PROYECCION DEL PRECIO DE  
VENTA PARA EL MERCADO DE EXPORTACION

<u>AÑO</u>	<u>Ps\$/TON</u>
1975	\$ 2,250
1976	2,362
1977	2,480
1978	2,605
1979	2,734
1980	2,871
1981	3,015
1982	3,165
1983	3,325
1984	3,490
1985	3,665
1986	\$ 3,848

Los volúmenes de venta tanto para el mercado nacional como para el de exportación se muestran en la Tabla V-9

TABLA V-9  
VOLUMENES DE VENTA  
(TONS)

<u>AÑO</u>	<u>LOCAL</u>	<u>EXPORTACION</u>
1977	9,300	20,700
1978	11,400	18,600
1979	13,973	16,027
1980	19,110	10,890
1981	21,200	8,800
1982	24,650	5,350
1983	25,800	4,200
1984	30,000	-
1985	30,000	-
1986	30,000	-

Los volúmenes de venta se consideraron a partir de 1977, año en el cual empezarán a operar las nuevas instalaciones.

## D) CAPITAL DE TRABAJO

Las políticas seguidas para el establecimiento del capital de -  
trabajo fueron las siguientes :

- 1.- Cuentas por cobrar - 30 días de producción al costo de venta.
- 2.- Inventarios
  - Dolomita.- Consumo de 7 días operación
  - Acido sulfúrico.- 30 días de consumo
  - Combustóleo.- 30 días de consumo
  - Producto terminado.- 30 días al costo de producción
- 3.- Cuentas por pagar - 30 días del consumo de materiales al  
costo.

El capital de trabajo requerido para el primer año de operación y posteriores, se muestran en la Tabla V-10. El aumento en el capital de trabajo es consecuencia del incremento anual en los costos de materias primas utilizadas junto con él considerando para los precios de venta, tanto nacional como exportación.

TABLA V-10

REQUERIMIENTOS DE CAPITAL DE TRABAJO

<u>AÑO</u>	<u>MPs\$</u>
1977	\$ 9,023
1978	9,598
1979	10,114
1980	11,186
1981	11,941
1982	12,850
1983	14,354
1984	14,845
1985	15,666
1986	\$ 16,537

## E) ESTADO DE RESULTADOS Y ESTADOS DE FLUJO DE EFECTIVO

En las Tablas V-11 y V-12, se muestran los Estados de Resultados y de Flujos de Efectivo para los años de vida útil del proyecto.

TABLA V-11

ESTADO DE RESULTADOS

(Miles de Pesos)

	<u>1977</u>	<u>1978</u>	<u>1979</u>	<u>1980</u>	<u>1981</u>	<u>1982</u>	<u>1983</u>	<u>1984</u>	<u>1985</u>	<u>1986</u>
VENTAS LOCALES	\$29,472	\$37,882	\$48,822	\$70,134	\$81,662	\$99,709	\$109,650	\$133,800	\$140,490	\$147,510
VENTAS EXPORTACION	<u>51,336</u>	<u>48,453</u>	<u>43,818</u>	<u>31,265</u>	<u>26,532</u>	<u>16,933</u>	<u>13,965</u>	-	-	-
TOTAL VENTAS	80,808	86,335	92,640	101,399	108,194	116,642	123,615	133,800	140,490	417,510
COSTOS FIJOS	15,604	16,912	18,338	19,893	21,591	23,443	25,465	27,673	30,086	32,722
COSTOS VARIABLES	<u>22,369</u>	<u>23,439</u>	<u>24,525</u>	<u>25,686</u>	<u>26,926</u>	<u>28,253</u>	<u>31,030</u>	<u>32,545</u>	<u>34,165</u>	<u>35,896</u>
TOTAL COSTOS	37,973	40,351	42,863	45,579	48,517	51,696	56,495	60,218	64,251	68,618
UTILIDAD BRUTA	42,835	45,984	49,777	55,820	59,677	64,946	67,120	73,582	76,239	78,292
GASTOS DE ADMINISTRACION Y VENTA	2,424	2,590	2,718	3,042	3,246	3,499	3,708	4,014	4,214	4,425
DEPRECIACION	14,191	14,191	14,191	14,191	14,191	14,191	14,191	14,191	14,191	14,193
UTILIDAD EN OPERACION	26,220	29,203	32,868	38,587	42,240	47,256	49,221	55,377	57,834	60,274
UTILIDAD ANTES ISR	26,220	29,203	32,868	38,587	42,240	47,256	49,221	55,377	57,834	60,274
IMPUESTO SOBRE LA RENTA	11,012	12,265	13,805	16,207	17,741	19,848	20,673	23,258	24,290	25,315
CEDIS	5,647	5,330	4,820	3,439	2,919	1,863	1,536	-	-	-
REPARTO DE UTILIDADES	<u>2,098</u>	<u>2,336</u>	<u>2,629</u>	<u>3,087</u>	<u>3,379</u>	<u>3,780</u>	<u>3,938</u>	<u>4,430</u>	<u>4,627</u>	<u>4,822</u>
UTILIDAD NETA	\$18,757	\$19,932	\$21,254	\$22,732	\$24,039	\$25,491	\$26,146	\$27,689	\$28,917	\$30,137

TABLA V-12

ESTADOS DE FLUJOS DE EFECTIVO  
(Miles de Pesos)

	<u>1975</u>	<u>1976</u>	<u>1977</u>	<u>1978</u>	<u>1979</u>	<u>1980</u>	<u>1981</u>	<u>1982</u>	<u>1983</u>	<u>1984</u>	<u>1985</u>	<u>1986</u>
UTILIDAD NETA	-	-	\$18,757	\$19,932	\$21,254	\$22,732	\$24,039	\$25,491	\$26,146	\$27,689	\$28,917	\$30,137
DEPRECIACION	-	-	14,191	14,191	14,191	14,191	14,191	14,191	14,191	14,191	14,191	14,193
LIQUIDACION CAPITAL DE TRABAJO	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	16,537
TOTAL ENTRADAS DE EFECTIVO	-	-	\$32,984	\$34,123	\$35,445	\$36,923	\$38,230	\$39,682	\$40,337	\$41,880	\$43,108	\$60,867
INVERSION EN ACTIVO FIJO	85,147	56,765	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
INVERSION CAPITAL DE TRABAJO	-	-	9,023	575	516	1,072	755	909	1,504	491	822	871
TOTAL SALIDAS DE EFECTIVO	85,147	56,765	9,023	575	516	1,072	755	909	1,504	491	822	871
FLUJO NETO DE EFECTIVO	\$(85,147)	\$(56,765)	\$23,925	\$33,548	\$34,929	\$35,851	\$37,475	\$38,773	\$38,833	\$41,389	\$42,286	\$59,996

## F) APLICACION DE LOS METODOS DE EVALUACION

Los métodos aplicados en la realización de la evaluación económica fueron los siguientes :

. Rentabilidad Sobre Inversión	(ROI)
. Tiempo de Recuperación	(PAYOUT-TIME)
. Tasa Interna de Recuperación	(DCFRR)
. Valor Neto Presente	(NPV)

Los índices que se obtuvieron de los distintos métodos, se calcularon considerando que el proyecto no tiene financiamiento. La razón de considerar que el proyecto no tiene financiamiento es - debido a que tanto el Tiempo de Recuperación como la Tasa Interna, para que sean indicativos, no debe de considerarse este concepto.

### 1) RENTABILIDAD SOBRE INVERSION (ROI)

Los resultados arrojados por el método son el resultado de dividir los beneficios anuales obtenidos por el proyecto entre la inversión total requerida por el mismo.

El caso más simple de este método es cuando se tienen beneficios anuales iguales, pero el caso más frecuente y real es aquel en el cual son distintos año con año, por lo cual es conveniente -

considerar un ROI promedio para la vida útil del proyecto.

Para la aplicación del ROI, se utilizó como beneficio anual la utilidad neta y los resultados obtenidos se muestran en la Tabla V-13

TABLA V-13

RENTABILIDAD SOBRE INVERSION FIJA

<u>AÑO</u>	<u>UTILIDAD NETA</u> (MPs\$)	<u>ROI ANUAL</u>
1977	\$ 18,757	13.21%
1978	19,932	14.04%
1979	21,254	14.97%
1980	22,732	16.02%
1981	24,039	16.94%
1982	25,491	17.96%
1983	26,146	18.42%
1984	27,689	19.51%
1985	28,917	20.37%
1986	30,137	21.23%
UTILIDAD PROMEDIO :	MPs\$ 24,509	
INVERSION TOTAL :	MPs\$ 141,912	
ROI PROMEDIO :		17.27%

## 2) TIEMPO DE RECUPERACION (PAYOUT TIME).

A través de este método se puede conocer el número de años necesarios para que los flujos de efectivo producidos por el proyecto sean iguales a la inversión requerida por el mismo. El caso más simple se presenta cuando los flujos de efectivo del proyecto son constantes durante toda la vida del proyecto. En este caso solo basta dividir el monto de la inversión entre los flujos de efectivo arrojados por el proyecto.

Cuando se tienen flujos de efectivo diferentes, es necesario ir sumándolos sucesivamente hasta que igualen a la inversión inicial.

Se considera que un proyecto es bueno, de acuerdo al Tiempo de Recuperación, cuando los años requeridos para la igualación de la inversión inicial es la mitad de los años de vida del proyecto.

En la Tabla V-14, se muestra el cálculo de este método y su resultado.

TABLA V-14

TIEMPO DE RECUPERACION DE LA INVERSION FIJA

(Miles de Pesos)

<u>AÑO</u>	<u>SALDO INICIAL</u>	<u>INVERSION TOTAL</u>	<u>FLUJO DE EFECTIVO</u>	<u>SALDO FINAL</u>
1976	-	- 141,912	-	- 141,912
1977	-141,912	-	23,925	- 117,987
1978	-117,987	-	33,548	- 84,439
1979	- 84,439	-	34,929	- 49,510
1980	- 49,510	-	35,851	- 13,659
1981	- 13,659	-	37,475	23,816

TIEMPO DE RECUPERACION = 4.36 años

## 3) TASA INTERNA DE RECUPERACION (DCFRR)

Este método consiste en encontrar la tasa de descuento a la cual la suma algebraica de los flujos de efectivo generado por la inversión más la inversión misma resulta igual a cero.

La aplicación del método de la Tasa Interna de Recuperación y los resultados obtenidos se presentan en la Tabla V-15.

El nivel de comparación de la tasa calculada por este método es la tasa existente en los valores de renta fija.

TABLA V-15

TASA INTERNA DE RECUPERACION

(Miles de Pesos)

<u>AÑO</u>	<u>FLUJO DE EFECTIVO</u>	<u>FACTOR ACTUALIZACION AL 18.25 %</u>	<u>FLUJO DE EFECTIVO ACTUAL</u>
1975	\$-85,147	1.182585	\$-100,693
1976	-56,765	1.000000	- 56,765
1977	23,925	0.845605	20,231
1978	33,548	0.715048	23,988
1979	34,929	0.604649	21,120
1980	35,851	0.511294	18,330
1981	37,475	0.432353	16,202
1982	38,773	0.365600	14,175
1983	38,883	0.309153	12,005
1984	41,389	0.261422	10,820
1985	42,286	0.221060	9,348
1986	\$ 59,996	0.186929	\$ 11,215

## 4) VALOR NETO PRESENTE (NPV)

Este método se basa en actualizar los flujos de efectivos obtenidos por el proyecto y compararla con la inversión original, de tal manera que el resultado representa el exceso o pérdida que se tiene al realizar el proyecto. Obviamente aquella oportunidad que arroje el mayor valor presente será la más atractiva.

La tasa de actualización puede considerarse como la tasa de costo del capital.

TABLA V-16

VALOR NETO PRESENTE

(Miles de Pesos)

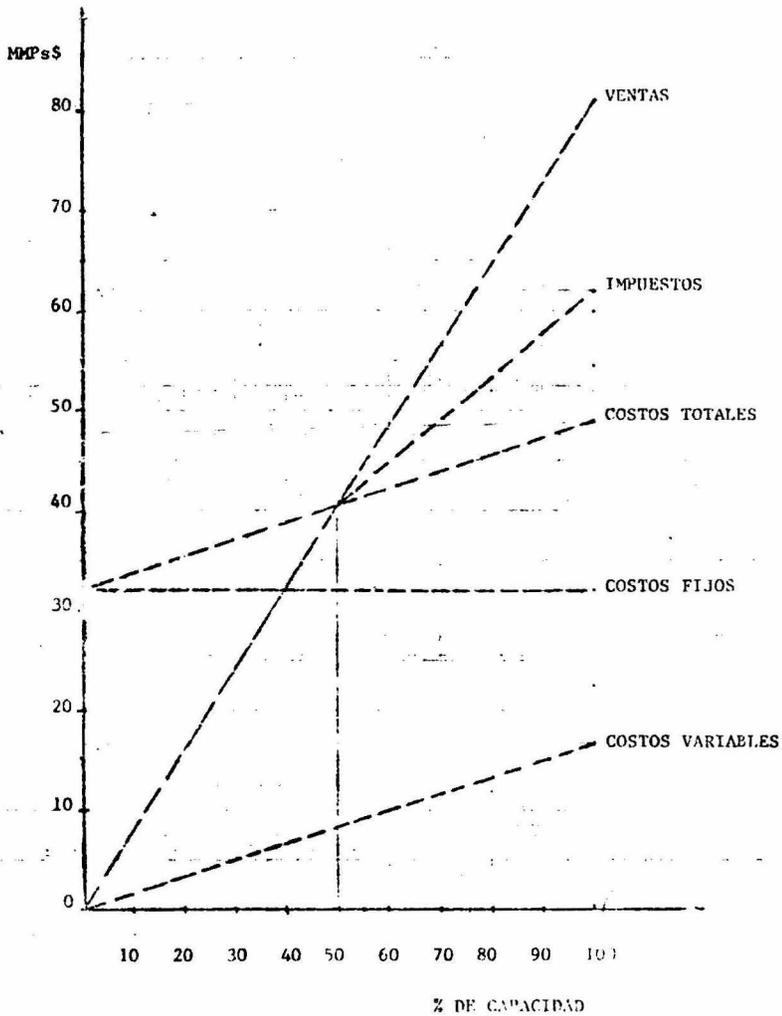
AÑO	FLUJO DE EFECTIVO	FACTOR DE ACTUALIZACION AL 14%	FLUJO DE EFECTIVO ACTUALIZADO
1975	\$-85,147	1.140000	\$ -97,067
1976	-56,765	1.000000	-56,765
1977	23,925	0.877193	20,897
1978	33,548	0.769468	25,814
1979	34,929	0.674972	23,576
1980	35,851	0.592080	21,227
1981	37,475	0.519369	19,463
1982	38,773	0.455587	17,664
1983	38,883	0.399637	15,519
1984	41,389	0.350559	14,509
1985	42,286	0.307508	13,003
1986	59,996	0.269744	16,184

VALOR NETO PRESENTE = \$ 34,114

Además de los métodos utilizados se obtuvo el punto de equilibrio para el primer año de operación, con el fin de conocer cuál debe ser el nivel mínimo de producción para no tener pérdidas.

En la gráfica adjunta se muestra el punto de equilibrio, el cual se obtiene al 50% de la capacidad.

PUNTO DE EQUILIBRIO  
AÑO 1977



CAPITULO VI

## CAPITULO VI

INTERPRETACION DE RESULTADOS

## A) ANALISIS DE RESULTADOS

El análisis de los resultados obtenidos en cada uno de los métodos utilizados, se presenta a continuación :

## 1) RENTABILIDAD SOBRE INVERSION :

El ROI promedio obtenido por el proyecto de 17.27% que comparado con el nivel convencional existente de 15%, nos indica que el proyecto resulta atractivo de acuerdo a este índice.

El resultado arrojado por este método debe de tomarse con reserva, debido a que al no considerarse el valor del dinero en el tiempo y que la tasa escogida es totalmenta arbitraria, no es recomendable realizar una evaluación únicamente por este método, que no representa situaciones reales y carece de una tasa uniforme de comparación.

## 2) TIEMPO DE RECUPERACION :

El tiempo de recuperación de este proyecto es de 4.36 años, lo -

cual está de acuerdo al patrón de comparaciones del método, por lo que el método recomienda la realización del proyecto.

3) TASA INTERNA DE RECUPERACION :

La tasa arrojada por el proyecto de 18.26% es superior a la tasa de 12.63% que dan los valores de renta fija, por lo cual se recomienda el realizar la inversión para la construcción de las nuevas instalaciones.

4) VALOR NETO PRESENTE :

Después de recuperar la inversión a un costo de capital del 14%, el proyecto de fabricar óxido de magnesio, nos dá un excedente de treinta y cuatro millones ciento catorce mil pesos en valor actual, lo cual se puede considerar atractivo para la realización del proyecto.

Ya analizados los resultados obtenidos por cada uno de los métodos, considero que es conveniente realizar el proyecto de instalar una nueva planta de óxido de magnesio a partir de agua de mar y dolomita.

En base a que todos los métodos demuestran la conveniencia de realizar el proyecto, creo conveniente el conocer qué efecto --

tendrían el incluir el concepto del financiamiento de la inversión requerida para llevar a cabo el proyecto.

Para conocer como afectaría el financiar la inversión, se consideró que se obtendría un préstamo por el total de la inversión requerida.

Este financiamiento se supuso se obtendría con una tasa de interés del 14% anual y pagos de capital a 10 años, realizándose el primero de estos pagos el 31 de diciembre de 1977.

Los gastos financieros producidos al obtener el financiamiento se muestran en la Tabla VI-1.

Los gastos financieros correspondientes a los años de 1975 y 1976, se amortizaron.

TABLA VI-1

CALCULO DE GASTOS FINANCIEROS

(Miles de Pesos)

<u>AÑO</u>	<u>SALDO INICIAL</u>	<u>PRESTAMO ACTIVO FIJO</u>	<u>PAGOS DE CAPITAL</u>	<u>SALDO FINAL</u>	<u>GASTOS FINANCIEROS</u>
1975	\$ -	\$ 85,147	\$ -	\$ 85,147	\$ 11,920
1976	85,147	56,765	-	141,912	19,868
1977	141,912	-	14,191	127,721	19,868
1978	127,721	-	14,191	113,530	17,881
1979	113,530	-	14,191	99,339	15,894
1980	99,339	-	14,191	85,148	13,907
1981	85,148	-	14,191	70,957	11,920
1982	70,957	-	14,191	56,766	9,934
1983	56,766	-	14,191	42,575	7,947
1984	42,575	-	14,191	28,382	5,960
1985	28,382	-	14,191	14,193	3,973
1986	\$14,193	\$ -	\$14,193	\$ -	\$ 1,987

Se realizaron los Estados de Resultados y Flujos de efectivo considerando el financiamiento para la inversión, los cuales se presentan en las Tablas VI-2 y VI-3.

Para realizar la comparación se aplicaron los métodos de Rentabilidad Sobre Inversión y Valor Neto Presente. La aplicación de los métodos de Tiempo de Recuperación y Tasa Interna de Recuperación no se llevó a cabo debido a que para tomar en consideración su resultado no se debe incluir el concepto de financiamiento.

En la Tabla VI-4, se muestra el ROI obtenido considerando financiamiento en la inversión final.

TABLA VI-2

## ESTADO DE RESULTADOS

(Miles de Pesos)

	<u>1977</u>	<u>1978</u>	<u>1979</u>	<u>1980</u>	<u>1981</u>	<u>1982</u>	<u>1983</u>	<u>1984</u>	<u>1985</u>	<u>1986</u>
VENTAS LOCALES	\$29,472	\$37,882	\$48,822	\$70,134	\$81,662	\$99,709	\$109,650	\$133,800	\$140,490	\$147,510
VENTAS EXPORTACION	<u>51,336</u>	<u>48,453</u>	<u>43,818</u>	<u>31,265</u>	<u>26,532</u>	<u>16,933</u>	<u>13,965</u>	-	-	-
TOTAL VENTAS	80,808	86,335	92,640	101,399	108,194	116,642	123,615	133,800	140,490	147,510
COSTOS FIJOS	15,604	16,912	18,338	19,893	21,591	23,443	25,465	27,673	30,086	32,722
COSTOS VARIABLES	<u>22,369</u>	<u>23,439</u>	<u>24,525</u>	<u>25,686</u>	<u>26,926</u>	<u>28,253</u>	<u>31,030</u>	<u>32,545</u>	<u>34,165</u>	<u>35,896</u>
TOTAL COSTOS	37,973	40,351	42,863	45,579	48,517	51,696	56,495	60,218	64,251	68,618
UTILIDAD BRUTA	42,835	45,984	49,777	55,820	59,677	64,946	67,120	73,582	76,239	78,892
GASTO DE ADMINISTRACION Y VENTA	2,424	2,590	2,718	3,042	3,246	3,499	3,708	4,014	4,214	4,425
DEPRECIACION	14,191	14,191	14,191	14,191	14,191	14,191	14,191	14,191	14,191	14,193
AMORTIZACION GASTOS FINANCIEROS	<u>3,179</u>									
UTILIDAD EN OPERACION	23,041	26,024	29,689	35,408	39,061	44,077	46,042	52,198	54,655	57,097
GASTOS FINANCIEROS	19,868	17,881	15,894	13,907	11,920	9,934	7,947	5,960	3,973	1,987
UTILIDAD ANTES I.S.R.	3,173	8,143	13,795	21,501	27,141	34,143	38,095	46,238	50,682	55,110
IMPUESTO SOBRE LA RENTA	1,332	3,420	5,794	9,030	11,399	14,340	16,000	19,420	21,286	23,146
CEDIS	5,647	5,330	4,820	3,439	2,919	1,863	1,536	-	-	-
REPARTO DE UTILIDADES	<u>254</u>	<u>651</u>	<u>1,104</u>	<u>1,720</u>	<u>2,171</u>	<u>2,731</u>	<u>3,048</u>	<u>3,699</u>	<u>4,055</u>	<u>4,408</u>
UTILIDAD NETA	7,234	9,402	11,717	14,190	16,490	18,935	20,583	23,299	25,341	27,556

TABLA VI-3

ESTADO DE FLUJO DE EFECTIVO

(Miles de Pesos)

	<u>1975</u>	<u>1976</u>	<u>1977</u>	<u>1978</u>	<u>1979</u>	<u>1980</u>	<u>1981</u>	<u>1982</u>	<u>1983</u>	<u>1984</u>	<u>1985</u>	<u>1986</u>
UTILIDAD NETA	-	-	\$ 7,234	\$ 9,402	\$11,717	\$14,190	\$16,490	\$18,935	\$20,583	\$23,299	\$25,341	\$27,556
DEPRECIACION	-	-	14,191	14,191	14,191	14,191	14,191	14,191	14,191	14,191	14,191	14,193
AMORTIZACION GASTOS FINANCIEROS	-	-	3,179	3,179	3,179	3,179	3,179	3,179	3,179	3,179	3,179	3,177
LIQUIDACION CAPITAL DE TRABAJO	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	16,537
PRESTAMO INVERSION ACTIVO FIJO	<u>85,147</u>	<u>56,765</u>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL ENTRADAS DE EFECTIVO	85,147	56,765	24,604	26,772	29,087	31,560	33,860	36,305	37,953	40,669	42,711	61,463
INVERSION ACTIVO FIJO	85,147	56,765	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
GASTOS FINANCIEROS CAPITALIZADOS	11,920	19,868	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
INVERSION CAPITAL DE TRABAJO	-	-	9,023	575	516	1,072	755	909	1,504	491	822	871
PAGO PASIVO LARGO PLAZO	-	-	<u>14,191</u>	<u>14,193</u>								
TOTAL SALIDAS DE EFECTIVO	97,067	76,633	23,214	14,766	14,707	15,263	14,946	15,100	15,695	14,682	15,013	15,064
FLUJO NETO DE EFECTIVO	\$(11,920)	\$(19,868)	1,390	12,006	14,380	16,297	18,914	21,205	22,258	25,987	27,698	46,399

TABLA VI-4

RENTABILIDAD SOBRE INVERSION FIJA

<u>AÑO</u>	<u>UTILIDAD NETA</u>	<u>ROI ANUAL</u>
1977	\$ 7,234	4.16%
1978	9,402	5.40%
1979	11,717	6.75%
1980	14,190	8.17%
1981	16,490	9.49%
1982	18,935	10.91%
1983	20,583	11.85%
1984	23,299	13.41%
1985	25,341	14.59%
1986	\$ 27,556	15.86%

UTILIDAD PROMEDIO : MPs\$ 17,475  
 INVERSION TOTAL : MPs\$ 173,700  
 ROI PROMEDIO : 10.06%

En la Tabla VI-5, se muestra el Valor Neto Presente que se obtiene considerando financiamiento :

TABLA VI-5

VALOR NETO PRESENTE

(Miles de Pesos)

<u>AÑO</u>	<u>FLUJO DE EFECTIVO</u>	<u>FACTOR DE ACTUALIZACION AL 14%</u>	<u>FLUJO DE EFECTIVO ACTUALIZADO</u>
1975	\$-11,920	1.140000	-13,589
1976	-19,868	1.000000	-19,868
1977	1,390	0.877193	1,219
1978	12,006	0.769468	9,238
1979	14,380	0.674972	9,706
1980	16,297	0.592080	9,649
1981	18,914	0.519369	9,823
1982	21,205	0.455587	9,660
1983	22,258	0.399637	8,895
1984	25,987	0.350559	9,110
1985	27,698	0.307508	8,517
1986	46,399	0.269744	12,515

VALOR NETO PRESENTE = \$ 54,875

Analizando los resultados obtenidos por la aplicación del ROI y del Valor Neto Presente, ya que como se explicó el Tiempo de Recuperación y la Tasa interna siguen teniendo los mismos valores, se presenta una disyuntiva. Analizando los resultados obtenidos se ve que el ROI del proyecto se disminuiría en forma apreciable con la inclusión del financiamiento, mientras por otro lado el - NPV no indica que se obtendrían mayores ganancias adicionales.

Como se explicó anteriormente, considerar únicamente el ROI como índice para conocer la bondad de un proyecto, podría ocasionar - caer en un gran error, como consecuencia de que el retorno sobre la Inversión no considera el valor del dinero en el tiempo y no tiene una tasa bien definida de comparación, por lo tanto, no se puede llegar a la conclusión de que el proyecto con financiamiento no es conveniente debido al resultado arrojado por el ROI.

El Valor Neto Presente arroja un excedente de MP\$54,875, que al comparar con el obtenido en el proyecto sin financiamiento de - MP\$34,114 dá una ganancia de MP\$20,761 en valor presente.

Los resultados obtenidos al aplicar el NPV se pueden considerar como más seguros debido a que en este método si toma el valor - del dinero en el tiempo y existe una tasa determinada de comparación que es el costo de capital.

Otro índice que puede ser de utilidad para poder concluir si el proyecto con financiamiento es aceptable económicamente ó no, - es el llamado índice de utilidad. Este índice consiste en dividir la suma de todos los flujos netos de efectivo actualizados positivos, entre la suma de los flujos netos de efectivo actualizados que sean negativos.

El mínimo de este índice es uno, con lo cual se supone que el - proyecto no provoca pérdidas pero tampoco ganancias, por lo cual entre más alejado de uno sea este índice es mejor.

Aplicando dicho índice, el proyecto sin considerar financiamiento nos dá un valor de 1.222 que al compararlo con el del proyecto financiado de 2.64 mostrando una diferencia de 1.418 a favor del proyecto con financiamiento.

Los resultados arrojados por el NPV y el índice de utilidad, nos indican que el realizar el proyecto con financiamiento es atractivo.

Además, si se analiza como se realiza la inversión, vemos que se tiene una erogación de fondos propios bastante fuerte durante - los años de 1975 y 1976, para el caso del proyecto en el que no se considera financiamiento, mientras que en el caso de financiamiento del proyecto únicamente se tendrían como salida los gastos

financieros capitalizados. En base a lo anterior, la inversión a realizar se difiere al conseguir el financiamiento, por lo cual el valor de la inversión es menor considerando el valor del dinero en el tiempo.

## B) CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Los resultados obtenidos en los distintos métodos utilizados para conocer la conveniencia de realizar el proyecto, concuerdan en que resulta adecuado llevar a cabo la instalación de una nueva planta para la fabricación de óxido de magnesio a partir de agua de mar y dolomita.

Para ayudar a la obtención de mayores utilidades a lo largo de la vida del proyecto, es recomendable conseguir el mayor financiamiento posible sobre la inversión necesaria, para la realización del proyecto, considerando un costo de capital del 14% anual.

Creo pertinente que durante los primeros años del proyecto, se trate de tener mayor participación dentro del mercado nacional, ya que el precio de venta en el mercado nacional es superior al precio de venta exportación.

**Existen varios puntos que pueden afectar en una forma apreciable el proyecto, algunos de los cuales son :**

- Inversión en activo fijo
- Disminución en el volúmen de ventas
- Aumento o disminución en el precio de venta
- Aumento en los costos de producción

En base a lo cual, considero que sería oportuno realizar un Análisis de Sensibilidad cuando se lleve a cabo el proyecto, para conocer el efecto que cada uno de los puntos mencionados anteriormente tendría y tratar de evitar sus efectos una vez que entre en operación la planta.

## BIBLIOGRAFIA

- 1.- Kirk-Othmer. Encyclopedia of Chemistry Technology. Vol. 12  
Pags. 724 - 731.
- 2.- Kenneth Shaw. Refractories and Their Uses. Pags. 43 - 46,  
105 - 110, 150 - 151. Halsted Press Division. John Wiley -  
and Sons, Inc. New York.
- 3.- The Condensed Chemical Dictionary Third Edition. Reinhold -  
Publishing Corporation.
- 4.- Economía Mexicana 1973. Publicaciones Ejecutivas de México,  
S.A.
- 5.- La Economía Argentina 1971. Consejo Técnico de Inversiones,  
S.A. Buenos Aires.
- 6.- Eduardo O. Fracchia. Perspectivas en la Tecnología de Acere  
ría en América Latina. Seminario Latinoamericano Sobre Tec-  
nología en la Fabricación de Acero. Octubre - Noviembre -  
1972.
- 7.- Industries Manufacturieres. Tabla 121 Pag. 297.
- 8.- Mercado de Valores. Semanario de Nacional Financiera. Mar-  
zo 18, 1974.
- 9.- Metal Statistics 1973. The Purchasing Guide of the Metal -  
Industries. Fainchild Publications, Inc.
- 10.- Mood and Graybill. Introducción a la Teoría de la Estadísti  
ca. Editorial Aguilar.

- 11.- Walter T. Huang Ph.D. Pag. 320 - 325. Petrologia Union Tipográfica Editorial Hispano Americana.
- 12.- Padilla, Lara, Salazar, Ayala y Dávila Alcocer. Prácticas - de Geología de Campo I. UNAM. 1970.
- 13.- Bonet F. La Facies Urogoniana del Cretacico Medio en la Re-- gión de Tampico. Bol. de la AMGP. Vol. VI, Pag. 155 - 179. 1952.
- 14.- Carrillo Bravo José. La Plataforma de Valles, San Luis Potosí. Bol. AMGP. Vol. XII. Nos. 1 - 6.
- 15.- R.B. Norden. New Process Converts  $Mg Cl_2$  into  $MgO$ ,  $HCl$ . - Chemcar Engineering 1963 Pages 346 - 349.
- 16.- C.R. Havighorts and S.L. Swift. Dolomite Purification and - Calcining. Chemical Engineering 72. Pag. 84, Agosto 2, 1965.
- 17.- C.R. Havighorts and S.L. Swift. Magnesio Extraction from - Seawater. Chemical Engineering 1972. Pag. 150. Julio 19,- 1965.
- 18.- Schmidt and List. Material and Energy Balance. Prentice-Hall, Inc. Englewood Cliffs N.J. 1962.
- 19.- Perry J.H. Chemical Engineer's Handbook. 3th Editions. - McGraw Hill Book Company Inc.
- 20.- Brownel E. Lloyd and Young H. Edwin. Process Equipment. - Design. Vessel Design. John Wiley and Sons, Inc. 1959.

- 21.- Eshbach W. Oxid. Handbook of Engineering Fundamentals. Vol. I of Wiley Engineering Handbook Series. N.Y. John Wiley and Sons, Inc.
- 22.- Eimco Thickeners Catalogo. Envirotech de México, S.A. de C.V.
- 23.- Anaya D. Alejandro Ing. Determinación Gráfica del Diámetro Económico de una Tubería. Revista IMIQ. Noviembre 1972
- 24.- Crane. Flow of Fluids Through Valves, Fittings and Pipes. Pag. A - 25, B - 14, B - 16.
- 25.- Mc Cabe and Smith. Operaciones Básicas de Ingeniería Química Vol. II. Cap. 28, Pág. 911 - 940, 947 - 954. Editorial Reverté, S.A.
- 26.- Brown G.G. Operaciones Básicas de Ingeniería Química. Editorial Marín, S.A.
- 27.- H. Popper. Moderns Cost-Engineering Techniques. Mc.Graw Hill Book Company Inc.
- 28.- Porterfield T.S.J. Investment Decisions and Capital Cost. Prentice Hall Inc. 1965.
- 29.- Curso de Evaluación, Desarrollo y Evaluación de Proyectos. Instituto Mexicano de Ingenieros Químicos 1971.
- 30.- Vargas Aguilar René Ing. La Evaluación Económica en los Proyectos de Inversión. Tesis para obtener el grado de Maestro en Ciencias con especialidad en Administración. Escuela Superior de Comercio y Administración IPN.