

741.60  
**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO**

**FACULTAD DE QUIMICA**



**ESTUDIO DE FACTIBILIDAD TECNICO-ECONOMICA  
PARA UNA PLANTA PRODUCTORA DE  
SULFATO DE MAGNESIO HEPTAHIDRATADO  
(SAL EPSOM)**

**TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN**

**T E S I S**

QUE PRESENTA:

RODRIGO PARADA HERNANDEZ

INGENIERO QUIMICO

**1988**



Universidad Nacional  
Autónoma de México



## **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 está 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.

## INDICE GENERAL

	<u>Página</u>
I. INTRODUCCION.	3
1. ANALISIS DE MERCADO.	6
1.1. Descripción del Producto, de sus Usos y Calidad.	6
1.2. Mercado Nacional.	
1.2.1. Volumen de Ventas Históricas a Nivel Nacional.	7
1.2.2. Capacidad de Producción Instalada.	16
1.2.3. Importaciones Históricas del Producto.	18
1.2.4. Proyección de la Demanda Nacional.	19
1.2.5. Ampliación de la Capacidad de Producción existente en el país.	23
1.2.6. Determinación del Volumen del Mercado Potencial para la Empresa.	25
1.2.7. Precio de Venta Histórico del Sulfato de Magnesio.	26
1.2.8. Canales de Distribución.	
1.2.8.1. Especificaciones.	28
1.2.8.2. Empaque.	30
1.3. Mercado de Exportación.	
1.3.1. Volumen de Ventas Históricas en Estados Unidos.	31

1.3.2.	Capacidad de Producción Instalada en los Estados Unidos.	34
1.3.3.	Importaciones de Estados Unidos.	36
1.3.4.	Proyección de la Demanda de Sulfato de Magnesio en los Estados Unidos.	37
1.3.5.	Proyección de las Importaciones de Sulfato de Magnesio en los Estados Unidos.	41
1.3.6.	Determinación del Volumen del Mercado Potencial, a nivel Exportación.	43
1.3.7.	Precio de Venta del Sulfato de Magnesio.	43
1.3.8.	Especificaciones y Empaque.	43
1.4.	Resumen y Conclusiones sobre la Investigación de Mercado.	46

Página

2. ASPECTOS TECNICOS DEL PROYECTO.

2.1. Descripción General del Proyecto.	48
2.1.1. Antecedentes.	
2.2. La Planta Industrial.	
2.2.1. Determinación de la Capacidad de la Planta.	50
2.2.2. Localización de la Planta.	51
2.2.2.1. Factores de Mercado y Disponibilidad de Materia Prima.	53
2.2.2.2. Mano de Obra.	57
2.2.2.3. Gobierno Local y Estatal (Estímulos Fiscales).	58
2.2.2.4. Servicios Auxiliares y Comunicaciones.	59
2.2.2.5. Factores de Comunidad.	60

3. INGENIERIA CONCEPTUAL

3.1.	Descripción del Proceso.	65
3.2.	Operaciones unitarias involucradas en el proceso de obtención de Sulfato de Magnesio Heptahidratado.	71
3.3.	Balance de Materia.	
3.3.1.	Bases de Diseño tomadas para el Balance.	82
3.3.2.	Reacciones efectuadas en el Proceso.	84
3.3.3.	Balance Global.	85
3.3.4.	Balance por Componentes.	86
3.4.	Balance de Energía.	124
3.5.	Datos Generales de Equipo.	131
3.6.	Dimensionamiento del Equipo Principal.	143
3.7.	Estimado de Inversión del Proyecto.	159
3.8.	Estimado de Costos de Operación del Proyecto.	167

	<u>Página</u>
4. EVALUACION DEL PROYECTO.	174
4.1. Marco Teórico.	
4.1.1. Objetivo e importancia de la evaluación de proyectos.	175
4.1.2. Técnicas de Evaluación.	177
4.2. Bases de la Evaluación.	
4.2.1. Presupuesto de Ventas.	187
4.2.2. Presupuesto de Gastos.	188
4.2.2.1. Gastos de Administración.	
4.2.2.2. Gastos de Venta.	
4.2.2.3. Gastos Financieros.	
4.2.3. Capital de Trabajo.	191
4.2.4. Amortización y Depreciación.	193
4.2.5. Estímulos Fiscales e Impuestos.	194
4.3. Evaluación Económica y Financiera.	
4.3.1. Estado de Resultados Proforma.	196
4.3.2. Estado de Flujos de Efectivo.	201
4.3.3. Tiempo de Recuperación de la Inversión.	204
4.3.4. Rendimiento sobre la Inversión.	206
4.3.5. Valor Neto Presente.	208
4.3.6. Tasa Interna de Rendimiento.	211
4.3.7. Punto de Equilibrio.	213
4.3.8. Análisis de Sensibilidad.	216
4.4. Aspectos Económicos.	221

**5. CONCLUSIONES**

Pág.

222

**BIBLIOGRAFIA**

225



## INDICE DE TABLAS

<u>TABLA No.</u>	<u>Descripción</u>	<u>Pág.</u>
1	Consumo aparente de Sulfato de Magnesio Heptahidratado en México.	9
2	Distribución de la Demanda de Sulfato de Magnesio Heptahidratado en México.	13
3	Distribución de la Demanda de Sulfato de Magnesio en función de su calidad.	15
4	Compañías productoras de Sulfato de Magnesio y capacidades instaladas a la fecha.	16
5	Oferta de Sulfato de Magnesio en México.	17
6	Proyección de la demanda de Sulfato de Magnesio en México.	21
7	Proyección de la oferta de Sulfato de Magnesio en México.	24
8	Mercado potencial para la Empresa a nivel Nacional.	25
9	Precios históricos del Sulfato de Magnesio Oxido de Magnesio y Acido Sulfúrico.	26

<u>TABLA No.</u>	<u>D e s c r i p c i ó n</u>	<u>Pág.</u>
10	Especificaciones del Sulfato de Magnesio.	29
11	Consumo aparente de Sulfato de Magnesio en Estados Unidos.	32
12	Proyección de la demanda de Sulfato de Magnesio Heptahidratado en Estados Unidos.	39
13	Proyección de importaciones de Sulfato de Magnesio en los Estados Unidos.	41
14	Precios de venta históricos del Sulfato de Magnesio en los Estados Unidos.	44
15	Gastos financieros y pago de Principal.	190
16	Cálculo del capital de trabajo.	192
17	Resumen de Ventas, Costos y Gastos.	198
18	Estado de Resultados Proforma con financiamiento.	199
19	Estado de Resultados Proforma sin financiamiento.	200
20	Estado de Flujo de Efectivo con financiamiento.	202
21	Estado de Flujo de Efectivo sin financiamiento.	203
22	Tiempo de Recuperación de la Inversión.	204
23	Rendimiento sobre la Inversión.	206
24	Valor Neto Presente.	210

## INDICE DE FIGURAS

<u>FIGURA No.</u>	<u>D e s c r i p c i ó n</u>	<u>Pág.</u>
1	Sulfato de Magnesio en México. Demanda Histórica.	10
2	Distribución del consumo de Sulfato de Magnesio en México.	14
3	Proyección de la demanda de Sulfato de Magnesio en México.	22
4	Precios Históricos del Sulfato de - Magnesio y Materias Primas.	27
5	Demanda Histórica de Sulfato de Mag nesio en Estados Unidos.	33
6	Localización Geográfica de las Plan tas Productoras de Sulfato de Mag nesio en los Estados Unidos.	35
7	Proyección de la demanda de Sulfato de Magnesio Heptahidratado en Esta dos Unidos.	40
8	Proyección de las Importaciones de - Sulfato de Magnesio en Estados Uni-- dos.	42
9	Precios Históricos del Sulfato de - Magnesio en Estados Unidos.	45

<u>FIGURA No.</u>	<u>D e s c r i p c i ó n</u>	<u>Pág.</u>
10	Localización geográfica de los posibles sitios para localización de la planta.	54
11	Diagrama de Flujo. Proceso de Obtención de Sulfato de Magnesio Heptahidratado.	69
12	Arreglo de Equipo. Proceso de Obtención de Sulfato de Magnesio Heptahidratado.	70
13	Diagrama de Janecke.	80
14	Organigrama del personal requerido para la operación de la Planta.	173
15	Gráfica del Punto de Equilibrio.	215
16	Análisis de Sensibilidad al Valor Neto Presente.	219
17	Análisis de Sensibilidad a la Tasa interna de rendimiento.	220

## INTRODUCCION

En la década de los 80's, las exportaciones petroleras han representado, para nuestro país el 75% en promedio de la captación de divisas extranjeras, colocando a México dentro de los primeros diez exportadores de crudo, convirtiéndose con ello en un país monoprodutor, dependiente de la entrada de divisas por este medio; sin embargo, como ya sucedió en el período 1983-1986, las principales potencias productoras de crudo, tienden a especular con la oferta y demanda, controlando así los precios y generando un desequilibrio, a su favor, vulnerando totalmente la estabilidad económica de los países que dependen de las exportaciones de crudo.

Debido a este acontecimiento predecible, así como a la entrada de México al Acuerdo General de Aranceles (GATT), el Gobierno Federal ha emprendido la labor de generar interés en la Iniciativa Privada para mejorar la calidad de los bienes que produce, con el propósito de que éstos sean competitivos en calidad y precio en los mercados internacionales, mediante la motivación de hacer accesible los canales de exportación y así, sustituir importaciones. Todo esto con objeto de disminuir la dependencia en las exportaciones petroleras.

Para el industrial mexicano que observa y es partícipe del curso de la economía nacional, esto es prácticamente un ultimátum, ya que tiene que ofrecer productos de alta calidad para poder mantener su

mercado, siendo necesario dirigir recursos a la investigación y desarrollo de procesos que le permitan obtener la calidad deseada.

El presente trabajo pone a su consideración el anteproyecto para la instalación de una Planta Productora de Sulfato de Magnesio Heptahidratado, conocido como Sal Epsom.

Se podrá observar en el Análisis de Mercado que los principales productores de Sal Epsom se localizan en las zonas industriales alejadas al Distrito Federal; aparentemente se sitúan cerca de los principales centros de consumo (el ramo de los jabones y detergentes), pero en donde las materias primas son costosas: el ácido sulfúrico en esta zona es caro y el óxido de magnesio es transportado desde Cd. Madero, Tamps., o bien, desde Laguna del Rey, Coah., incrementado con ello su costo, por cuestión de fletes, además de que dicha zona se encuentra en proceso de descentralización.

Por otro lado, la relación oferta-demanda, a nivel nacional, está en equilibrio, con tendencia a que la oferta, en corto tiempo, sea insuficiente. Asimismo, el producto que ofrecen los actuales productores de Sal Epsom, no cubre los requerimientos de exportación y por consiguiente es fácil la penetración del mercado exterior. Los actuales productores no tuvieron, en ningún momento, la intención de promover sus productos en el mercado exterior.

Dentro de los aspectos técnicos del anteproyecto, se describen los

antecedentes que dieron pauta a la realización del mismo, así como el estudio de localización de la planta en función de la ponderación de la demanda tanto nacional como internacional, concluyendo que en Matamoros, Tamps., es el sitio idóneo para su localización.

En el tercer capítulo se desarrolla la ingeniería conceptual del anteproyecto involucrando los mecanismos participantes en el proceso de obtención de Sal Epsom y terminando este capítulo con los Estimados de Inversión y Costos de Operación del Proyecto.

En el cuarto capítulo se realiza la Evaluación Económica del Proyecto, considerando en éste los principales parámetros de evaluación, finalizando con la propuesta de llevar a cabo una Planta Industrial para producir 10,000 toneladas de Sulfato de Magnesio Heptahidratado por año, con el propósito de satisfacer la demanda nacional y con amplias posibilidades de penetrar en el mercado internacional, enfocando todo esto a cubrir la demanda insatisfecha en la Costa Este de los Estados Unidos de Norteamérica, compitiendo en precio y calidad con Alemania Occidental.

## CAPITULO I

### ANALISIS DE MERCADO



### 1.1. DESCRIPCIÓN DEL PRODUCTO, DE SUS USOS Y CALIDAD

El sulfato de magnesio heptahidratado, conocido también como sal epson, sal amarga, sal de higuera, es un compuesto de peso molecular 246.47 g/g mol., de fórmula  $MgSO_4 \cdot 7H_2O$ . Se presenta como cristales incoloros de forma rómbica, neutro al tornasol, de sabor amargo, salino, no inflamable, poco tóxico. No funde, descompone a  $1,120^\circ C$  y pierde sus siete moléculas de agua a  $200^\circ C$ , muy soluble en agua; soluble en glicerina y poco soluble en alcohol.

El sulfato de magnesio goza de uno de los más amplios espectros de usos y aplicaciones en la industria. A continuación se presenta un resumen de los usos más importantes en México en función del consumo.

- a. Detergentes. Ingrediente básico de los jabones en polvo, en combinación con silicato de sodio, carbonato de sodio y perborato de sodio.
- b. Curtiduría. Como curtidor e ingrediente para el proceso de pieles.

c. Fertilizantes. Agente común de composiciones y preparados para revitalización de suelos.

d. Química. Deshidratante para el ácido acético, dispersante del fluorosilicato de sodio (industria del vidrio). Catalizador para oxidación de  $\text{SO}_2$  a  $\text{SO}_3$ .

Reactivo decolorador de barita. Reactivo para preparación de fosfatos alcalinos y amónicos. Materia prima en la formación de hidróxido de magnesio, bromatos y carbonatos de magnesio, peróxidos y tungstenato de magnesio.

e. Perfumería. Uso como ingrediente de lociones, reductores faciales y corporales en combinación con alcanfor, iodo, etc.

f. Farmacia. Sales de baño, sales catárticas, agente de transporte para emplastos en el tratamiento de magulladuras, torceduras, erisipelas y en general inflamaciones exteriores localizadas, medicina veterinaria.

g. Otros usos. Alimentos para ganado, cerámica y vidrio, cementos de magnesia, explosivos y cerillos, harina para repostería, insecticidas, metalurgia extractiva, papel, hule y textiles.

En función de las necesidades, el sulfato de magnesio debe cubrir dos especificaciones que son: grado técnico y grado farmacéutico.

## 1.2 Mercado Nacional

### 1.2.1 Volumen de Ventas Históricas a Nivel Nacional

#### (Análisis de la demanda)

El análisis de la demanda tiene por objeto demostrar y cuantificar la existencia en ubicaciones geográficamente definidas de consumidores del producto que se piensa ofrecer.

El estudio de la demanda debe abarcar tres grandes temas: el volumen de la demanda prevista para el período de vida útil del proyecto; la parte de esa demanda que se espera sea atendida por el proyecto, teniendo en cuenta la oferta de otros proveedores y los supuestos que se han utilizado para fundamentar las conclusiones del estudio. En todos estos temas estará presente el problema de los precios.

Para estimar la demanda actual del producto, no es suficiente utilizar los datos de consumo del año en que se estudia el proyecto. En los proyectos de producción de bienes que es el caso en cuestión, hay que analizar las series históricas de las estadísticas relativas de la producción (P), la importación (I) y la exportación (E) relativas a un período pretérito que refleje la tendencia actual del mercado así como las estadísticas de precios. Esta operación nos proporciona el consumo aparente, el cual nos indica qué porción de la producción nacional es destinada a satisfacer los requerimientos domésticos y representa la demanda que del producto existe a nivel nacional.

El presente estudio de mercado se realizó con datos disponibles hasta diciembre de 1985, por lo que de los de 1986 en adelante, son obtenidos por proyecciones.

TABLA No. 1

CONSUMO APARENTE DE SULFATO DE MAGNESIO HEPTAHIDRATADO EN MEXICO

AÑO	PRODUCCION * +	IMPORTACION **-	CRECIMIENTO INVENTARIO +	CONSUMO INVENTARIO =	CONSUMO APARENTE
TONELADAS					
1976	2,430	90	-	-	2,520
1977	3,505	84	-	-	3,589
1978	3,338	88	-	-	3,424
1979	4,681	37	-	-	4,718
1980	5,045	210	-	-	5,255
1981	5,700	9,199	(5,199)	0	9,700
1982	5,757	243	0	0	6,000
1983	2,600	121	0	1,829	4,350
1984	2,750	0	0	1,750	4,500
1985	2,900	0	0	1,780	4,680

Fuente: \*Anuario Aniq. 1985.

\*\*Microfichas Importaciones Fracción - Producto - País. IMCE.

# SULFATO DE MAGNESIO EN MEXICO

## DEMANDA HISTORICA

PRODUCCI 
 IMPORTA- 
 CRECIMIEN 
 CONSUMO 
 CONSUMO

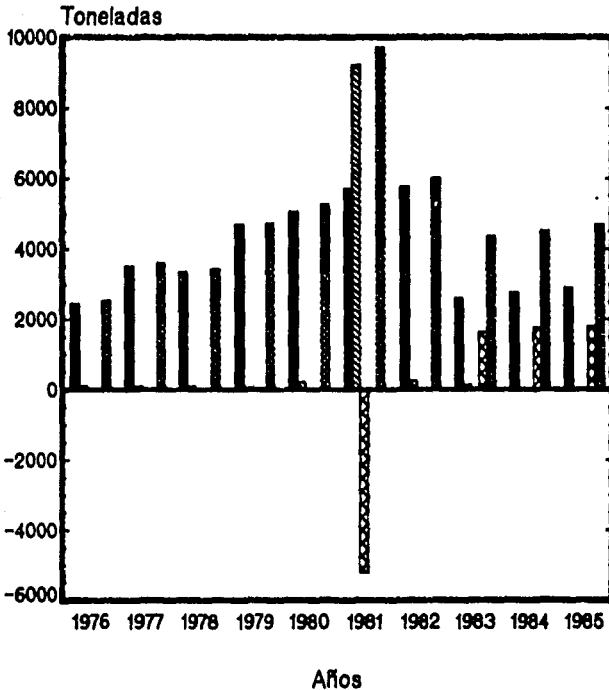


Fig.1

Como se observa en la tabla No. 1, la demanda histórica de sulfato de magnesio se comporta con un ritmo ascendente hasta el año 1983, fecha en que Fertimex cerró su unidad de Ecatepec, donde producía diversos productos químicos, entre ellos el sulfato de magnesio, con una capacidad instalada de 3,600 toneladas por año y auto-consumía el 54% para producir fertilizantes con alto contenido de magnesio. Las importaciones se reducían paulatinamente debido al mejor aprovechamiento de recursos hasta 1981, año en que Procter & Gamble importa 8,950 toneladas de sulfato de magnesio grado técnico para el lanzamiento al mercado del jabón de tocador "Zest". De esta importación se consumieron 3,751 toneladas quedando en inventario 5,199 toneladas para consumirlas en el año siguiente.

En 1982, el jabón "Zest" no tuvo el impacto deseado, por lo que los inventarios de sulfato de magnesio importado no disminuyeron de acuerdo a lo planeado; en el año de 1983, el consumo del jabón "Zest" fue particularmente bajo dada la crisis por la que atravesaba el país, aunado a esto, disminuye la oferta por el cierre de la Unidad Ecatepec de Fertimex y el inventario de Procter & Gamble pasa a cubrir la demanda insatisfecha.

En el presente los inventarios ya se agoraron y se espera una demanda superior a la oferta por 1,800 toneladas aproximadamente.

Hasta la fecha no se han registrado exportaciones de sulfato de magnesio, por lo que la columna de exportaciones ha sido eliminada de la tabla No. 1.

La demanda de sulfato de magnesio se divide en dos calidades de

pureza del producto que son técnico o industrial y medicinal U.S.P. (United States Pharmacopeia).

Desde 1983, Syntorgan y posteriormente J. T. Baker comenzaron a purificar sulfato de magnesio grado técnico para que pasara la especificación de la U.S.P.

En la tabla No. 2 se muestra la distribución de la demanda por sector de aplicación, la localización geográfica de las fuentes de consumo y la calidad requerida.

Para 1985, la demanda real de sulfato de magnesio heptahidratado es de 4,680 toneladas, de las que sólo se han cubierto 2,900 toneladas existiendo una demanda insatisfecha de 1,780 toneladas, mismas que fueron cubiertas por el inventario de Procter & Gamble, consumido en su totalidad por el ramo de jabones y detergentes; para 1986 se tendrá que importar nuevamente en caso de mantener el consumo. lo que es impráctico, ya que los costos de traslado y flete son elevados y repercuten en los costos de producción, por lo que la tendencia será disminuir la oferta de productos en los que se requiera sulfato de magnesio.

Por lo tanto, el mercado potencial a nivel nacional para 1986 será aproximadamente de 1,800 toneladas.

En la tabla No. 3 se muestra la distribución de la demanda del sulfato de magnesio en sus diversas calidades.

TABLA No. 2

-1985-

DISTRIBUCION DE LA DEMANDA DE SULFATO DE MAGNESIO HEPTAHIDRATADO EN MEXICO

SECTOR INDUSTRIAL	CONSUMO TON/AÑO	CALIDAD	CONSUMIDORES PRINCIPALES	LOCALIZACION GEOGRAFICA
Jabones y Detergentes	1,800	Técnico	Procter & Gamble (65%) Colgate Palmolive (35%)	Valle de México Valle de México
Curtiduría	960	Técnico	Cam. Nal. de la Ind. de la Curtiduría del Edo. de Gto.	León, Guanajuato Guadalajara, Jalisco
Fertilizantes	720	Técnico	Cooperativas Agrarias	Sonora, Región Lagunera, Sinaloa y Jalisco
Industria Química	240	Técnico	Vitivinícola (75%) Levaduras (25%)	Baja California, Aguascalientes, etc.
Cosméticos y Perfumería	180	U.S.P.	Varios	Valle de México
Farmacéutico	180	U.S.P.	CIBA GEIGY	Valle de México y Puebla
Pegamentos y Adhesivos	180	Técnico	Resistol	Valle de México
Alimentos Balanceados	120	Técnico	Purina	Valle de México
Cerámica y Vitreos	60	Técnico	Varios	Valle de México, Cuernavaca y Monterrey
Otros (Pinturas, plásticos, textiles, cerillos, etc.)	240	Técnico	Varios	
<b>TOTAL</b>	<b>4,680</b>			

Fuente: Consulta directa con principales consumidores.



## DISTRIBUCION DEL CONSUMO DE SULFATO DE MAGNESIO EN MEXICO

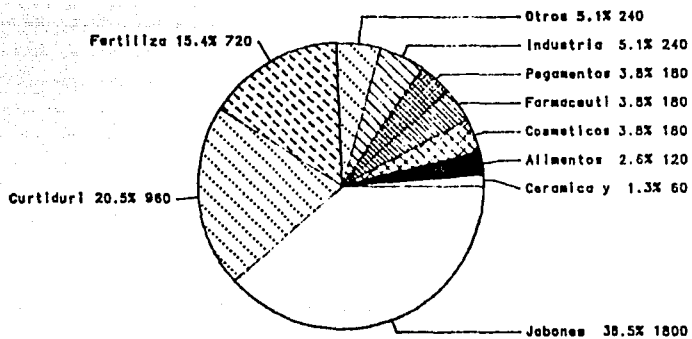


Fig.2

TABLA No. 3DISTRIBUCION DE LA DEMANDA DE SULFATO DE MAGNESIO  
EN FUNCION DE SU CALIDAD

- 1985 -

<u>GRADO</u>	<u>DISTRIBUCION %</u>	<u>TONELADAS DEMANDA</u>
Técnico	92,31	4,320
Medicinal U. S.P.	<u>7,69</u>	<u>360</u>
	100,00	4,680

### 1.2.2. Capacidad de Producción Instalada

La capacidad instalada de producción de sulfato de magnesio heptahidratado en México es de 3,700 toneladas anuales y ha sido la misma desde 1983, año en el que Fertimex cierra su unidad de Ecatepec, Edo. de México, en donde tenía una planta de sulfato de magnesio con capacidad instalada de 3,600 toneladas anuales. Con respecto a los otros productores, no ha habido incrementos de capacidad.

Los incrementos de capacidad de 1983 a 1985 se han debido al incremento en el porcentaje de aprovechamiento de la capacidad instalada.

Para 1985, el porcentaje de aprovechamiento de la capacidad instalada a nivel nacional fue de 78.4%, lo que arrojó una producción de 2,900 toneladas.

Las principales compañías productoras de sulfato de magnesio, así como su capacidad instalada se enlistan a continuación:

TABLA No. 4

COMPANIAS PRODUCTORAS DE SULFATO DE MAGNESIO Y  
CAPACIDADES INSTALADAS A LA FECHA

<u>COMPANIA</u>	<u>CAPACIDAD</u>	<u>% PARTICIPACION</u>
Comerquim, S.A.	2,000	54.05
Prosi, S.A.	1,400	37.84
Syntorgan	150	4.05
J.T. Baker	3	0.08
Otros	147	3.97
	<u>3,700</u>	<u>100.00</u>

La oferta histórica del sulfato de magnesio en los últimos años se muestra en la Tabla No. 5.

TABLA No.5

OFERTA DE SULFATO DE MAGNESIO EN MEXICO

<u>AÑO</u>	<u>TONELADAS</u>
1980	5,045
1981	5,700
1982	5,757
1983	2,600
1984	2,750
1985	2,900

FUENTE: De los Cuatro Productores más Importantes del País.

### 1.2.3. Importaciones Históricas del Producto.

Las importaciones promedio de sulfato de magnesio heptahidratado están sobre las 200 toneladas, a excepción de las 9,199 toneladas importadas en 1981, de las cuales 8,950 toneladas importó Procter & Gamble para el lanzamiento al mercado de un nuevo jabón (Zest). El sulfato de magnesio importado es de calidad medicinal U.S.P. a excepción de la importación de Procter y Gamble la cual fue calidad técnica. Según la política arancelaria se importa bajo la fracción 28.38. A.004, no requiere permiso de importación, ni precio oficial.

Se paga un Ad valorem del 37%.

FUENTE: Microfichas importaciones fracción - producto - país.

IMCE. Tarifas del Impuesto General de Importación Tomo-I, pág. 191, 1985.

#### 1.2.4. Proyección de la Demanda Nacional.

La proyección de la demanda juega un papel importante en la vida del proyecto, ya que ésta determinará el volumen del mercado potencial para la empresa. Es por ello que esta proyección deba realizarse con enfoque realista. El análisis de los datos históricos de la demanda proporciona con gran acierto la proyección de la demanda a futuro, siempre y cuando el análisis sea certero. Para ello se emplean técnicas de proyección vía análisis matemático de los datos históricos, así como el análisis de los datos año con año, de tal forma que se conozcan los porqués de estos. Este análisis, como se realizó en las páginas precedentes debe abarcar básicamente la naturaleza del mercado actual del producto y como se ha comportado anteriormente, con el propósito de conocer la madurez del producto que pensamos ofrecer al mercado y también poder identificar las desviaciones que puedan interferir en el análisis de nuestra proyección. De esta forma tendremos el suficiente criterio para realizar una proyección confiable.

Usualmente se utilizan cuatro correlaciones matemáticas a las que se aplicaran los datos de año vs. demanda. La correlación que mas se asemeje a los datos aplicados estará definida por el factor de correlación ( $R^2$ ) que mas se acerque a la unidad, el cual está definido por la siguiente expresión:

$$R^2 = \frac{b^2 \cdot \sum x^2}{\sum y^2}$$

donde  $b$  es la pendiente correlacionada y  $\sum x^2$  y  $\sum y^2$  son las varianzas de los datos correlacionados.

Las correlaciones mas utilizadas son las siguientes:

Línea Recta	$y = a + bx$
Curva Exponencial	$y = a e^{bx}$
Curva Logarítmica	$y = a + b \ln x$
Curva Geométrica	$y = ax^b$

El resultado del ajuste de los datos correlacionados es el siguiente:

1. Regresión Lineal

$$R^2 = 0.79$$

$$a = -347,021.97$$

$$b = 177.24$$

2. Ajuste de Curva Exponencial

$$R^2 = 0.60$$

$$a = 3.35 \times 10^{-40}$$

$$b = 0.05$$

3. Ajuste a Curva Logarítmica

$$R^2 = 0.62$$

$$a = -2,663,826$$

$$b = 351,442$$

4. Ajuste a Curva Geométrica

$$R^2 = 0.77$$

$$a = 2,791.18$$

$$b = 0.24$$

En las regresiones efectuadas se descartaron los años de 1980, 1981 y 1982, debido a que crearon un consumo aparente como se mencionó anteriormente.

Se aprecia que la regresión lineal tiene un factor de correlación más cercano a la unidad indicando esto una mayor confianza en la misma.

El factor de correlación indica una mayor confiabilidad de los datos ajustados. La regresión lineal propuesta tiene un crecimiento anual promedio de 3.4%, lo que la hace más realista, ya que la demanda nacional de sulfato de magnesio se centra principalmente en el ramo de jabones y detergentes en polvo, en el de curtiduría y fertilizantes.

El crecimiento de estas empresas está íntimamente ligado con el crecimiento de la población, la cual prevé el Plan Nacional de Desarrollo sea de un 2.7% anual promedio. En función de esto, se estima un crecimiento en la industria de jabones y detergentes en polvo de 3.5%, en la industria de la curtiduría de un 2.0% y en la industria de fertilizantes de un 3%. En función de la participación de cada ramo en la demanda a nivel nacional obtenemos un crecimiento anual promedio de 3.35%, el cual es muy próximo al propuesto por regresión lineal.

La tabla 6 y la figura 3, muestran la proyección de la demanda de sulfato de magnesio heptahidratado a nivel nacional.

TABLA 6

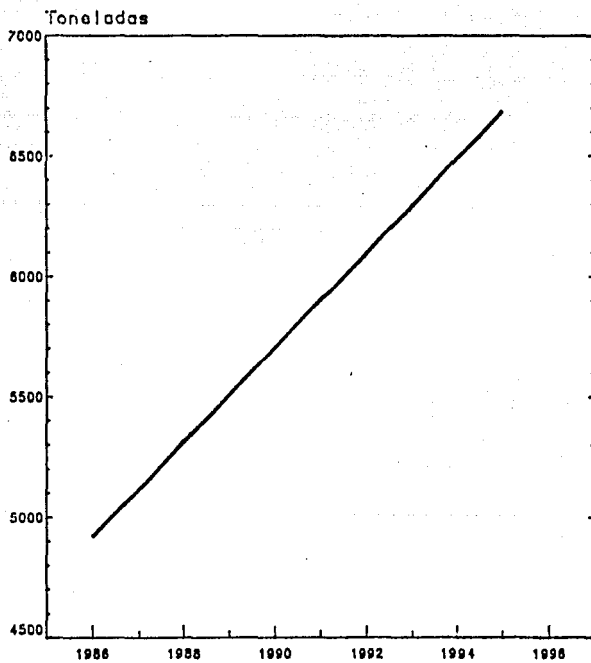
PROYECCION DE LA DEMANDA DE SULFATO DE MAGNESIO A NIVEL NACIONAL  
TONELADAS

<u>AÑO</u>	<u>DEMANDA</u>
1986	4920
1987	5116
1988	5313
1989	5509
1990	5705
1991	5902
1992	6098
1993	6295
1994	6491
1995	6686



## PROYECCION DE LA DEMANDA DE SULFATO DE MAGNESIO EN MEXICO

TONELADAS



Años

Fig.3

### 1.2.5 Ampliación de la Capacidad de Producción Existente en el país.

En la actualidad existen en México siete productores de sulfato de magnesio heptahidratado, de los cuales los cuatro más importantes son: Comerquim, S. A.; PROSI, S. A.; Synthorgan y J. T. Baker.

Para 1985, la capacidad instalada de producción a nivel nacional fue utilizada en un 78.4%.

Se espera que en 1986 el porcentaje de utilización ascienda a un 60% y en 1987 a un 81% por mejoras en su proceso de fabricación y no se espera que ascienda a más de este porcentaje, ya que Comerquim y Prosi tienen dificultades en conseguir calidad en su producto grado técnico.

Por otro lado, ninguno de los productores tiene proyectos en expansión a mediano o largo plazo, ya que ven la demanda del producto cubierta con la oferta que ellos proporcionan y por la calidad de su producto no creen poderlo colocar en el extranjero, por lo que la proyección de la oferta es como sigue:

TABLA No. 7

PROYECCION DE LA OFERTA DE  
SULFATO DE MAGNESIO EN MEXICO

<u>AÑO</u>	<u>TONELADAS</u>
1986	2,960
1987	3,000
1988	3,000
1989	3,000
1990	3,000
1991	3,000
1992	3,000
1993	3,000
1994	3,000
1995	3,000

### 1.2.6, Determinación del volumen del mercado potencial para la Empresa

El volumen del mercado potencial para la empresa es el tamaño del mercado que quedará insatisfecho por la oferta nacional y que, en su momento, podrá ser cubierto por la producción de la empresa que realizará el proyecto, impidiendo así que esta demanda sea cubierta con importaciones del producto.

Así pues, el mercado potencial para la empresa será la demanda nacional que quedará insatisfecha por la oferta nacional.

En la tabla No. 8 se muestra el mercado potencial para la empresa:

TABLA No. 8

MERCADO POTENCIAL PARA LA EMPRESA  
(Toneladas)

<u>AÑO</u>	<u>DEMANDA</u>	<u>OFERTA</u>	<u>MERCADO POTENCIAL</u>
1986	4920	2960	1960
1987	5116	3000	2116
1988	5313	3000	2313
1989	5509	3000	2509
1990	5705	3000	2705
1991	5902	3000	2902
1992	6098	3000	3098
1993	6295	3000	3295
1994	6491	3000	3491
1995	6686	3000	3686

### 1.2.7. Precio de venta histórico del sulfato de magnesio

El precio de venta histórico del sulfato de magnesio ha estado muy ligado a los incrementos de precios del ácido sulfúrico y óxido de magnesio, siendo este último el más impactante. En la Tabla No. 9 se muestra el comportamiento que han tenido éstos.

TABLA No. 9

PRECIOS HISTORICOS DEL SULFATO DE MAGNESIO  
OXIDO DE MAGNESIO GRADO CAUSTICO Y ACIDO SULFURICO  
PESOS/TONELADA

	<u>1980</u>	<u>1981</u>	<u>1982</u>	<u>1983</u>	<u>1984</u>	<u>1985</u>	<u>1986</u>
MgO Cáustico	13,000	16,500	20,000	38,000	66,000	80,000	140,000
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> 95%	541	696	1,224	2,588	7,921	10,000	20,000
MgSO <sub>4</sub> .7H <sub>2</sub> O*	7,500	10,200	16,800	29,500	38,000	46,000	66,000
Finos MgO							108,000

Precios promedio de las compañías productoras durante el año en cuestión.

Los precios son LAB Planta productora. Los precios de Sulfato de Magnesio son para el grado técnico.

\* Sulfato de magnesio grado técnico.

## PRECIOS HISTORICOS DE SULFATO DE MAGNESIO Y MATERIAS PRIMAS

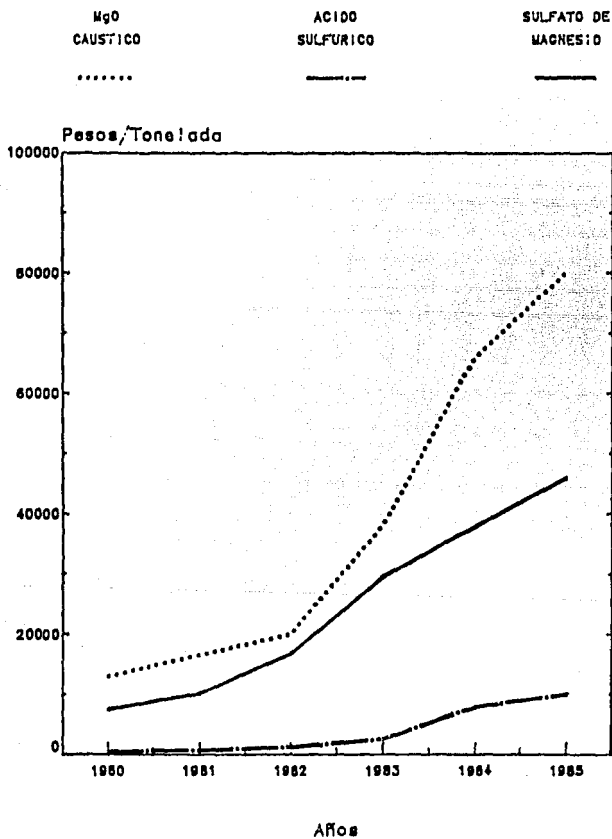


Fig.4

### 1.2.8. Canales de Distribución

Actualmente los principales productores de sulfato de magnesio lo comercializan por medio de distribuidores mayoristas. Para 1985 se tienen registrados 24 proveedores, siendo los más importantes Comerquim, S. A., Productos Químicos Mardupol, S. A., Prove - Quim, S. A. y Distribuidora Química Sídra, S. A.

#### 1.2.8.1. Especificaciones

La calidad requerida del sulfato de magnesio está en función de la aplicación que vaya a tener. Estas calidades se dividen en dos como se vio anteriormente y son técnico y medicinal U. S. P.

A continuación se desglosan los principales conceptos que se deben cubrir dentro de cada especificación.

TABLA No. 10  
ESPECIFICACIONES DEL SULFATO DE MAGNESIO  
GRADOS

<u>CONCEPTO</u>	<u>TECNICO</u>	<u>MEDICINAL U.S.P.</u>
MgSO <sub>4</sub> · 7. H <sub>2</sub> O	99.00%	99.00%
Mg en MgSO <sub>4</sub>	48.50% min	48.70%
Pérdidas por calcina- ción a 300° C	52.3%	50.52%
Cloruros (Cl)	300 ppm max	140 ppm max
Fierro (Fe)	230 ppm max	3 ppm max
Arsénico (As <sub>2</sub> O <sub>3</sub> )	20 ppm max	3 ppm max
Insolubles en H <sub>2</sub> O	0.01%	0.01%
Humedad	0.07%	0.04%
Metales Pesados (Pb)	9.13% max	8.0 ppm max



Como se puede apreciar en la tabla precedente, los puntos de calidad determinantes son el contenido de cloruros, fierro y arsénico.

La principal queja de las compañías consumidoras es la baja calidad del producto debido principalmente a que el sulfato de magnesio técnico nacional es parduzco, impuro y fuera de especificación en cuanto a contenido de cloruros y fierro. Opinan que la baja calidad se debe a que los actuales productores utilizan procesos rústicos en la obtención del sulfato de magnesio.

#### 1.2.8.2. Empaque

Actualmente los productores de sulfato de magnesio emplean como empaque sacos de papel de cuatro capas con barrera de humedad a base de capa intermedia de polietileno laminado, ya que el sulfato de magnesio es higroscópico. Se utilizan generalmente sacos de 50 kg de capacidad.

### 1.3 Mercado de Exportación

El principal importador de sulfato de magnesio heptahidratado U.S.P. a nivel internacional es Estados Unidos, con una importación a la fecha del estudio de 12,501 toneladas/año procedentes de Alemania. Esta cantidad sería el mercado potencial para exportaciones de México a Estados Unidos, teniendo la ventaja del flete sobre Alemania por cercanía principalmente. Además existen otros mercados para el sulfato de magnesio grado técnico en Centro América (1,300 ton/año) y Sudamérica, principalmente Colombia, Chile y Venezuela con 700 ton/año, lo cual nos da un mercado potencial total para exportación de 14,501 ton/año.

El sulfato de magnesio a exportar a los Estados Unidos sería en su totalidad calidad U.S.P. En el presente estudio sólo se considera el análisis del mercado potencial en Estados Unidos, dado que importaría la mayor cantidad, además de su cercanía, ya que reduce el costo del flete a la frontera. Dicho estudio de mercado es realizado con datos disponibles hasta 1984, por lo que de 1985 en adelante, se consideraron proyecciones como se indica posteriormente.

#### 1.3.1. Volumen de Ventas Históricas en Estados Unidos

Los usos del sulfato de magnesio en Estados Unidos, son similares a los indicados en el capítulo 1.2. para México, con una distribución de consumo por ramo de aplicación en el siguiente orden: Jabones y detergentes; farmacéutico; fertilizante; materiales de construcción; cosméticos; procesos de fermentación; adhesivos, cerámica y otros.

En la Tabla No. 11 se muestra el consumo aparente de sulfato de magnesio heptahidratado en Estados Unidos.

TABLA No. 11

CONSUMO APARENTE DE SULFATO DE MAGNESIO EN ESTADOS UNIDOS

- TONELADAS -

AÑO	PRODUCCION	IMPORTACION	EXPORTACION	CONSUMO APARENTE
1977	37,000	10,900	3,500	44,400
1978	41,700	8,980	4,000	46,680
1979	44,000	8,000	3,000	49,000
1980	38,899	7,600	2,000	44,499
1981	36,161	8,189	2,000	42,350
1982	37,207	9,283	1,500	44,990
1983	34,858	10,746	1,400	44,204
1984	38,500	12,501	1,700	49,301

Datos de ROSKILL REPORTS, METALS & MINERALS, STATISTICAL 1985,  
THE ECONOMICS OF MAGNESIUM COMPOUNDS (1984).

Como se aprecia en la tabla anterior, el consumo aparente ha tenido altibajos, pero se ha mantenido en un consumo aparente promedio de 45,780 toneladas anuales. También se puede apreciar que de su consumo aparente un 23% en promedio lo representan importaciones y las exportaciones son mínimas y están destinadas principalmente a cubrir mercados eventuales de sulfato de magnesio U.S.P.

La demanda de sulfato de magnesio está dividida en dos calidades: grado técnico y grado U.S.P., con una distribución de su demanda en función de sus calidades 42% grado USP y 58% grado técnico.

# SULFATO DE MAGNESIO EN ESTADOS UNIDOS

## DEMANDA HISTORICA

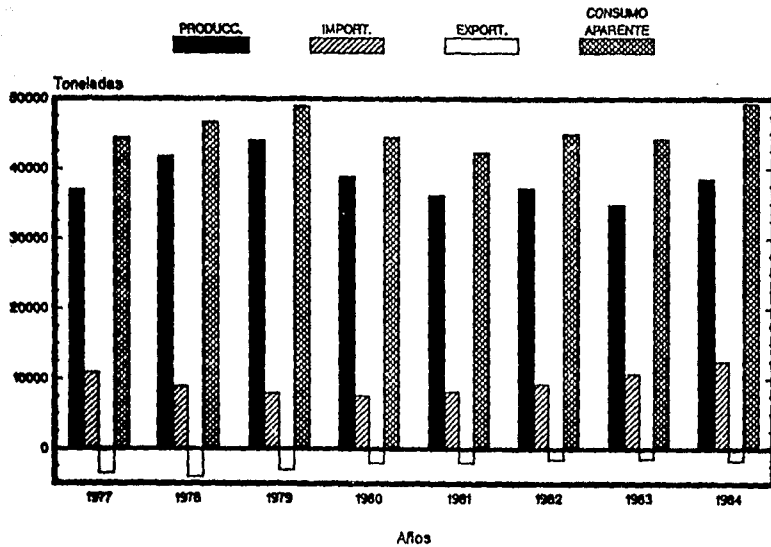


Fig. 5

### 1.3.2. Capacidad de producción instalada en los Estados Unidos

Actualmente la capacidad de producción instalada en los Estados Unidos es de 40,000 ton/año y la comprenden 3 productores:

Dow Chemical, con su planta en Midland, Michigan y una capacidad de producción instalada de 22,000 ton/año.

El proceso de obtención de sulfato de magnesio es a partir de hidróxido de magnesio y ácido sulfúrico.

Zona de Influencia: Medio Oeste y Noreste de E. U. A.

Philadelphia Quartz con su planta en Berkeley, California y una capacidad instalada de 13,000 ton/año.

Su proceso de obtención es a partir de óxido de magnesio y ácido sulfúrico.

Zona de Influencia: Costa Oeste de E. U. A.

Giltes Chemicals con su planta en Waynesville, Carolina del Norte y una capacidad instalada de 5,000 toneladas/año.

Su proceso de obtención es a partir de óxido de magnesio y ácido sulfúrico.

Zona de Influencia: Sureste y Suroeste de E. U. A.



Fig. 6

Hasta la fecha se desconoce alguna posible expansión de estas plantas; se puede inferir que éstas tienen una eficiencia del 95% y aún cuando pudiesen realizar una expansión de 10,000 ton/año, probablemente no sea rentable, por lo que siguen realizando importaciones.

Fuente: PM & CH Inc.  
Chemical Week Buyer's Guide '84 Pag. 408.

### 1.3.3. Importaciones de Estados Unidos.

Las importaciones de sulfato de magnesio heptahidratado provienen principalmente de Alemania Occidental, en donde el principal productor es KALI UND SALZ quien produce sal epsom grado técnico y grado U.S.P.

Su proceso de obtención es por cristalización selectiva de depósitos salinos subterráneos conteniendo sulfatos de potasio y magnesio.

La especificación del producto de importación es la misma que la presentada en la Tabla No. 10 del punto 1.2.8 para los grados técnico y U.S.P.

El precio en junio de 1984 para la sal epsom L.A.B. puerto Alemán, fue de 123.09 dólares/tonelada métrica. Se estima por concepto de seguro un 4% y un flete estimado de 60 a 65 dólares/tonelada, por lo que se calcula un precio en puerto americano de la costa Este de 190 a 195 dólares/tonelada. A este precio deberá adicionarse costo por ventas y fletes de puerto americano a tierra dentro.

Todas las importaciones son manejadas por Potash Import y Chemical Corp. con oficinas en New York.

#### 1.3.4 Proyección de la demanda de Sulfato de Magnesio en los Estados Unidos.

Para proyectar el consumo de sulfato de magnesio heptahidratado para los próximos años, se utilizan los métodos de regresión ya mencionados, aplicando los datos de consumo aparente históricos.

Los métodos de regresión son:

- Recta
- Exponencial
- Logarítmica
- Geométrica

Para efectuar la correlación se tomaron los datos de 1981 en adelante, debido a que el mercado del sulfato de magnesio heptahidratado se encuentra en una etapa de recuperación y la tendencia del mercado es a la alza.

#### Ecuación

Recta

$$y = a + bx$$

$$\begin{aligned} R^2 &= 0.88 \\ a &= -3'933,071.5 \\ b &= 2,006.7 \end{aligned}$$

Exponencial

$$y = a e^{bx}$$

$$\begin{aligned} R^2 &= 0.78 \\ a &= 8.2527 \times 10^{-34} \\ b &= 0.0438 \end{aligned}$$



Ecuación

Logarítmica

$$y = a + b \ln x$$

$$R^2 = 0.82$$

$$a = -32,104,181$$

$$b = 4'234,577$$

Geométrica

$$y = a x^b$$

$$R^2 = 0.7$$

$$a = 42,048.8$$

$$b = 0.09$$

Se observa que de las regresiones realizadas, el factor de correlación que más se acerca a la unidad es el de la regresión lineal, con la que al proyectar el consumo aparente de sulfato de magnesio obtenemos los siguientes datos:

TABLA No. 12PROYECCION DE LA DEMANDA DE SULFATO DE MAGNESIO HEPTAHIDRATADO  
EN LOS ESTADOS UNIDOS

<u>AÑO</u>	<u>DEMANDA TONS</u>
1985	50,236
1986	52,234
1987	54,241
1988	56,248
1989	58,254
1990	60,261
1991	62,268
1992	64,275
1993	66,281
1994	68,288
1995	70,295

# PROYECCION DE LA DEMANDA EN E.U. SULFATO DE MAGNESIO HEPTAHIDRATADO

DEMANDA

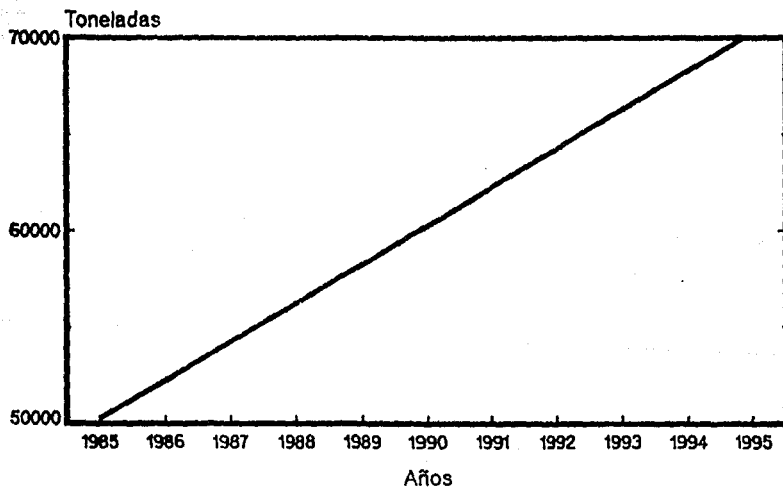


Fig. 7

**1.3.5. Proyección de las Importaciones de Sulfato de Magnesio en los Estados Unidos**

Considerando que la demanda de sulfato de magnesio heptahidratado ha sido cubierta por importaciones en un 23% promedio, podemos suponer que la proyección de importaciones a realizarse sean las siguientes:

TABLA No. 13

PROYECCION DE IMPORTACIONES DE SULFATO DE MAGNESIO EN LOS ESTADOS UNIDOS

<u>AÑO</u>	<u>IMPORTACION TONS</u>
1985	11,568
1986	12,014
1987	12,475
1988	12,937
1989	13,398
1990	13,860
1991	14,319
1992	14,783
1993	15,245
1994	15,706
1995	16,168

# PROYECCION DE IMPORTACIONES EN E.U. SULFATO DE MAGNESIO HEPTAHIDRATADO

IMPORTACIONES

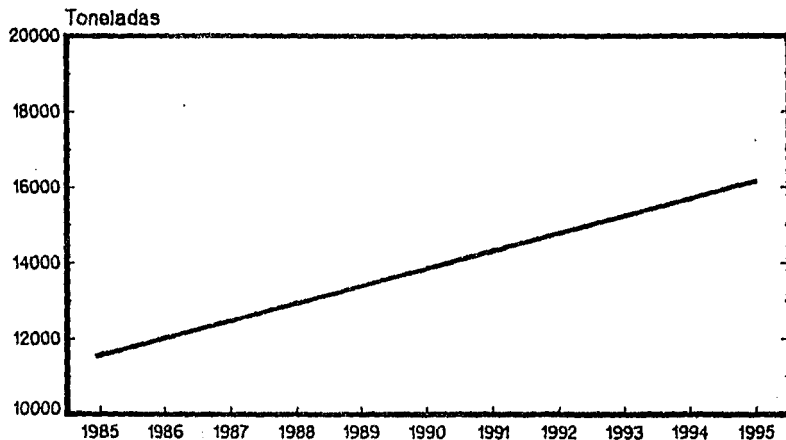


Fig. 8

### 1.3.6. Determinación del volumen del mercado potencial a nivel exportación.

Como puede observarse en el punto anterior, el mercado potencial para exportación para 1985 es de 11,566 toneladas y tiene un crecimiento anual promedio del 3.5% por lo que podemos suponer un mercado de exportación durante la vida del proyecto de 14,000 toneladas anuales.

### 1.3.7. Precio de venta del sulfato de magnesio en los Estados Unidos.

La historia de precios de sulfato de magnesio en los Estados Unidos se muestra en la tabla No. 14.

### 1.3.8. Especificaciones y Empaque.

Las especificaciones del producto americano y alemán son similares a las presentadas en la Tabla No. 10 para el producto medicinal, ya que éste debe cubrir la especificación de la U.S.P. El producto técnico se caracteriza por el bajo contenido de fierro, arsénico y cloruros.

El empaque es en bolsas de cuatro capas de papel con bolsa intermedia de polietileno de 45 libras de capacidad.

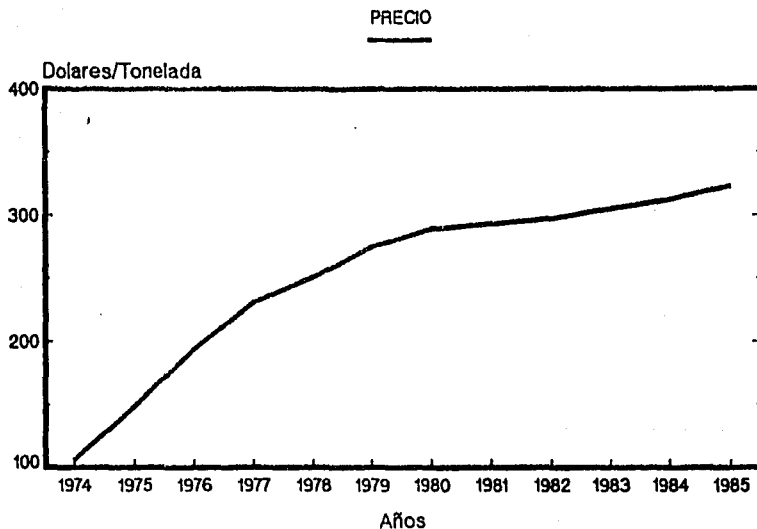
TABLA No. 14

PRECIOS DE VENTA HISTORICOS DEL SULFATO DE MAGNESIO EN LOS  
ESTADOS UNIDOS

<u>AÑO</u>	<u>PRECIO USD/TON</u>
1974	106
1975	149
1976	194
1977	231
1978	251
1979	275
1980	289
1981	293
1982	297
1983	305
1984	312
1985	323

Datos de ROSKILL REPORTS, METALS & MINERAL, STATISTICAL 1985,  
THE ECONOMICS OF MAGNESIUM COMPOUNDS (1984),  
CHEMICAL MARKETING REPORTER OPD (PUBLICACION QUINCENAL).

# PRECIOS HISTORICOS DEL SULFATO DE MAGNESIO EN E.U.



Años

Fig. 9



#### 1.4. Resumen y conclusiones sobre la investigación de mercado

##### Mercado Nacional

Para 1987, existe una demanda insatisfecha de 2,116 toneladas y una demanda insatisfecha promedio para la vida del proyecto de 2,800 toneladas, mismas que los actuales productores no cubrirán debido principalmente a problemas de calidad y capacidad.

Esta demanda puede ser cubierta con importaciones, o bien, hacer una sustitución de éstas y evitar salida de divisas por medio de la producción local.

De esto se desprende que tenemos un mercado potencial a nivel nacional de 2,800 toneladas/año en promedio, para todos los años de vida del Proyecto.

El precio del sulfato de magnesio grado técnico para el primer semestre de 1986 es de 66,000 pesos/tonelada L.A.B. planta productora.

Este precio se irá ajustando según el mercado y el beneficio del consumidor será la calidad del producto.

##### Mercado de Exportación

Para 1987 se espera una importación de Estados Unidos de 12,475 toneladas y una importación promedio para la vida del proyecto de 14,000 toneladas/año.

Se espera una penetración en las importaciones de Estados Unidos del 30% en el primer año de operación de la planta y se incrementará ésta, realizando estrategias de comercialización, además de la posibilidad de concurrir a merca-

dos en Centro América y Sudamérica.

Las principales ventajas sobre las importaciones de Alemania son la cercanía que implica menor costo por fletes y un menor precio comparado con el producto alemán.

El precio promedio al que ofrecen las compañías estadounidenses dentro de su país es de 291 dólares/ton. El precio del sulfato de magnesio de importación es de 195 dólares/ton, por lo que considerando estos precios y nuestros menores costos de fletes y producción, estimamos un precio de venta de 132 dólares/ton L.A.B. frontera.  
(66,000 Ps/ton a la paridad de 500 Pesos/Dls. E. U. = 132 Dls/ton)  
(Primer semestre de 1986).

#### Conclusiones

Como se aprecia, tenemos un mercado potencial para 1987 de 2,116 toneladas aproximadamente y para los años subsecuentes 2,800 toneladas como mercado doméstico y 7,200 toneladas para mercado exterior, por lo que se recomienda, de acuerdo al mercado existente, una planta productora de 10,000 toneladas/año.

Los precios de venta son 66,000 Pesos/tonelada para el mercado doméstico y 132 dólares/ton para el mercado exterior.

## CAPITULO 2

### ASPECTOS TECNICOS DEL PROYECTO

## 2.- Aspectos técnicos del proyecto

En el presente estudio se hace una breve descripción de los antecedentes y las bases que dieron pauta a la realización del presente estudio.

Así mismo se realiza el análisis de localización de la planta involucrando factores determinantes en la selección del sitio del proyecto como serán descritos en su momento.

### 2.1 Descripción general del proyecto

El proyecto consiste en la utilización de un subproducto que actualmente es considerado como desperdicio generado por una planta productora de Oxido de Magnesio, debido a que sus especificaciones no cumplen con los requerimientos de los actuales productores de Oxido de Magnesio grado cáustico .

A este subproducto se le intentará dar valor agregado utilizandolo como materia prima en la producción de Sulfato de Magnesio Heptahidratado que como se vió en el capítulo anterior, tiene demanda en el mercado nacional e internacional.

Como marco general, el proyecto está enfocado a la utilización de desperdicios, a la generación de una planta productiva, a la sustitución de importaciones y a la introducción de productos mexicanos en el mercado internacional, directrices básicas del Plan Nacional de Desarrollo 1983-1988.

### 2.1.1 Antecedentes

En Laguna del Rey, Coahuila, existe una planta productora de Sulfato de Sodio obtenido por cristalización selectiva de salmuera extraída de un manto subterráneo. La salmuera agotada en Sulfato de Sodio es concentrada en presas de evaporación solar con el propósito de obtener una salmuera rica en Cloruro de Magnesio el cual es reaccionado con Hidróxido de Calcio formando Hidróxido de Magnesio el cual es secado y convertido a Oxido de Magnesio grado Cáustico. Parte del óxido de magnesio grado cáustico es briqueteado y calcinado para obtener óxido de magnesio grado refractario.

En el proceso de calcinación, se obtienen polvos parcialmente sintetizados generados por la atrición de las briquetas en la etapa de calcinación en el horno vertical, los cuales son arrastrados por el tiro del horno y captados por medio de un separador de inercia y un ciclón, enviándose a bodega.

Debido a su granulometría, estos no son reincorporados en su totalidad a la etapa de briqueteado por lo que se acumulan en bodega para desecharlos de la planta como desperdicio.

Como se podrá apreciar en el próximo capítulo, estos finos de óxido de magnesio, aún cuando contienen impurezas y material inerte, son factibles de ser utilizados en la producción de Sulfato de Magnesio, utilizando un proceso ya probado, del cual se dan características suficientes, aplicando técnicas de cristalización selectiva de sales inorgánicas y aplicando métodos de purificación convencional.

## 2.2. La Planta Industrial

### 2.2.1. Determinación de la capacidad de la planta

La magnitud de una planta industrial tiene como límite máximo el mercado potencial que existe para el producto a fabricar y como límite inferior, la planta puede ser tan pequeña como económicamente sea rentable.

Como se observó en el capítulo anterior, puntos 1.2.6. y 1.3., el mercado potencial para la empresa a nivel nacional para la fecha de estudio es de 1,960 ton/año, con un incremento anual del 3.35% y una penetración en el mercado de exportación de 7,200 ton/año, las cuales suman 9,160 ton/año.

La planta se diseñará para una capacidad de 10,000 ton/año para satisfacer el mercado nacional y penetrar en el mercado de exportación; se diseñará esta planta de tipo modular para hacer expansiones de 10,000 ton/año, en función de la aceptación del producto. Para las primeras 10,000 ton/año, no hay problemas de disponibilidad de materia prima, ya que se consumen aproximadamente 3,500 ton/año de finos de óxido de magnesio y la planta productora de éstos genera 4,200 ton/año. Para una posible expansión se requeriría consumir óxido de magnesio grado cáustico requiriendo de un ajuste en el estudio de factibilidad económica.

### 2.2.2. Localización de la planta

Se procederá a continuación a evaluar cinco ciudades que se presentan como opciones debido a:

- 1) Su cercanía a los centros de consumo y distribución, (tomando en cuenta el mercado de exportación);
- 2) La infraestructura industrial de las ciudades (parques industriales);
- 3) Su accesibilidad en cuanto a medios de transporte disponibles;
- 4) Disponibilidad de materias primas.

Los factores a evaluar serán:

- Mercado y disponibilidad de materias primas.
- Mano de obra.
- Estímulos fiscales.
- Servicios auxiliares y comunicaciones.
- Factores de comunidad.

Cada ciudad escogida como alternativa será evaluada con respecto a estos factores.

La forma de evaluar será dando una calificación de 1 a 5 a los factores en

**cada una de las ciudades.**

**Finalmente, la alternativa cuya suma de las calificaciones de cada factor sea la mayor, será seleccionada como la ciudad en la cual se construya la planta.**

**Las cinco ciudades seleccionadas como alternativas (tomando en cuenta los cuatro puntos mencionados con anterioridad) son:**

- Torreón, Coahuila
- Saltillo, Coahuila
- Monterrey, Nuevo León
- Cd. Juárez, Chihuahua
- Matamoros, Tamaulipas



### 2.2.2.1 Mercado y disponibilidad de materias primas

Para analizar estos dos factores consideraremos los costos de transportación tanto de materia prima, como del producto terminado.

La base de selección de las ciudades a evaluar, es que en cada una de ellas se consigue ácido sulfúrico. La transportación de ácido sulfúrico se realiza en equipo especial y su costo por flete es elevado, por este motivo se ha decidido situar la planta en localidades productoras de ácido sulfúrico, abatiendo prácticamente el costo por flete.

Las compañías productoras de ácido sulfúrico en cada ciudad, son las siguientes:

Torreón, Coah.	Met - Mex Peñoles, S. A.
Saltillo, Coah.	Zincamex, S. A.
Monterrey, N.L.	Zinc Nacional, S. A.
Cd. Juárez, Chih.	Industrias Químicas de México, S.A.
Matamoros, Tamps.	Química Fluor, S. A. de C. V.

Consideraremos, por lo tanto, el costo de transportar la materia prima necesaria para producir una tonelada de producto terminado, desde Laguna del Rey, Coah., hasta cada una de las alternativas, sumándose a éste el costo de transportación de esa tonelada, desde cada localización, hasta el puerto o ciudad fronteriza más cercano.



Fig.10

FERROCARRIL

<u>Materias Primas</u>	<u>Costo en Pesos/Tonelada de <math>MgSO_4 \cdot 7H_2O</math></u>
<u>Ruta</u>	
Laguna del Rey - Torreón	\$ 409.00
Laguna del Rey - Saltillo	\$ 428.00
Laguna del Rey - Monterrey	\$ 446.00
Laguna del Rey - Cd. Juárez	\$ 686.00
Laguna del Rey - Matamoros	\$ 640.00

<u>Producto Terminado</u>	<u>Costo en Pesos/Tonelada de <math>MgSO_4 - 7H_2O</math></u>
<u>Ruta</u>	
Torreón - Piedras Negras	\$ 3,066.00
Saltillo - Piedras Negras	\$ 2,016.00
Monterrey - Nuevo Laredo	\$ 1,548.00
Cd. Juárez - Cd. Juárez	\$ 0
Matamoros - Matamoros	\$ 0

\* Pesos de Junio de 1986.

La siguiente tabla muestra el costo total por cuestión de fletes en ferrocarril:

<u>Ciudad</u>	<u>Costo en Pesos/Tonelada de <math>MgSO_4 \cdot 7H_2O</math></u>
Torreón	\$ 3,475.00
Saltillo	\$ 2,444.00
Monterrey	\$ 1,994.00
Cd. Juárez	\$ 686.00
Matamoros	\$ 640.00

CARRETERA

<u>Materias Primas</u>	<u>Costo en Pesos/Tonelada de <math>MgSO_4 \cdot 7H_2O</math></u>
<u>Ruta</u>	
Laguna del Rey - Torreón	\$ 703.00
Laguna del Rey - Saltillo	\$ 1,100.00
Laguna del Rey - Monterrey	\$ 1,222.00
Laguna del Rey - Cd. Juárez	\$ 1,903.00
Laguna del Rey - Matamoros	\$ 1,689.00

<u>Producto Terminado</u>	<u>Costo en Pesos/Tonelada de <math>MgSO_4 \cdot 7H_2O</math></u>
<u>Ruta</u>	
Torreón - Piedras Negras	\$ 6,634.70
Saltillo - Piedras Negras	\$ 4,842.50
Monterrey - Nuevo Laredo	\$ 3,496.70
Cd. Juárez - Cd. Juárez	\$ 0
Matamoros - Matamoros	\$ 0

A continuación se muestra el costo total por fletes por carretera:

Ciudad	Costo en Pesos/Tonelada de $MgSO_4 \cdot 7H_2O$
Torreón	\$ 7,338.00
Saltillo	\$ 5,942.50
Monterrey	\$ 4,719.00
Cd. Juárez	\$ 1,903.00
Matamoras	\$ 1,689.00

Ahora se procede a calificar a cada una de las alternativas. Como se aprecia, Matamoras tendrá la mayor calificación por ser la de menor costo.

Matamoras	5 Puntos
Cd. Juárez	4 Puntos
Monterrey	3 Puntos
Saltillo	2 Puntos
Torreón	1 Punto

#### 2.2.2.2. Mano de obra

Con respecto a la disponibilidad de mano de obra directa, es evidente que existe la oferta suficiente de ésta. Por lo tanto se calificarán las alternativas en función del costo del salario mínimo existente en cada ciudad.

<u>Ciudad</u>	<u>Salario mínimo (Enero - 1986)</u>	<u>Puntuación</u>
Matamoros	1,650	3
Cd. Juárez	1,650	3
Monterrey	1,520	4
Saltillo	1,340	5
Torreón	1,340	5

### 2.2.2.3. Estímulos fiscales (\*)

En cuanto a este factor, se debe ver la conveniencia de localizar la planta en alguna de las alternativas, considerando el apoyo del Gobierno en cuanto al fomento a las inversiones en la industria.

Este apoyo se refiere a los incentivos fiscales que otorga la Secretaría de Hacienda y Crédito Público a empresas ubicadas en zonas prioritarias o que realizan actividades prioritarias para el desarrollo industrial del país.

La clasificación de las zonas prioritarias por ciudad son:

Matamoros	Zona I	De máxima prioridad nacional
Cd. Juárez	Zona I	De máxima prioridad nacional
Monterrey	Zona III-B	Area de consolidación
Saltillo	Zona I	De máxima prioridad nacional
Torreón	Zona I	De máxima prioridad nacional

(\*) Diario Oficial de la Federación. 22 de enero de 1986, p. 4-20.

Siendo la producción de sales inorgánicas básica (lo cual es nuestro caso), una actividad industrial prioritaria de la categoría 1, cuenta con los siguientes estímulos según la zona:

Zona I	Crédito fiscal del 30% de las inversiones beneficiables.
Zona III-B	No hay estímulo.

Por lo anterior la puntuación queda como sigue:

Matamoros	5 Puntos
Cd. Juárez	5 Puntos
Monterrey	1 Punto
Saltillo	4 Puntos
Torreón	4 Puntos

A Saltillo y Torreón se les da menor puntuación debido a que no se encuentran en la franja fronteriza, la cual por la política actual, se busca que tenga mayor desarrollo industrial.

#### 2.2.2.4. Servicios auxiliares y comunicaciones

En este factor se evalúan las facilidades e insumos auxiliares que cada ciudad ofrece.

Los insumos auxiliares son: agua, electricidad y gas natural.

Las facilidades se refieren a parques industriales y vías de comunicación (ferrocarriles y carreteras).

Las cinco ciudades cuentan con abastecimiento de agua, electricidad y gas natural. En cuanto a parques industriales, todas las ciudades, excepto Saltillo, cuentan con uno por lo menos.

Todas estas ciudades cuentan además con vías de comunicación suficientes, tanto por ferrocarril, como por carretera. Matamoros, cuenta también con instalaciones portuarias.

Por lo tanto, la puntuación es la siguiente:

Matamoros	5 Puntos
Cd. Juárez	4 Puntos
Monterrey	4 Puntos
Saltillo	3 Puntos
Torreón	4 Puntos

#### 2.2.2.5. Factores de comunidad

Con respecto a este factor, le daremos la máxima evaluación a las cinco ciudades, ya que todas cuentan con viviendas, escuelas, hospitales, centros recreativos, supermercados, etc.

Fuente: Merca Métrica de 75 ciudades mexicanas 1984 - 1985.



A continuación se presenta una tabla en forma de resumen de las evaluaciones

#### FACTORES

Ciudad	(1) Mercado y Disp. de Materias	(2) Mano de Obra	(3) Estímulos Fiscales	(4) Serv. Aux. y Comunicaciones	(5) Factores de Comunidad
Matamoros	5	3	5	5	5
Cd. Juárez	4	3	5	4	5
Monterrey	3	4	1	4	5
Saltillo	2	5	4	3	5
Torreón	1	5	4	4	5

Ahora debemos ponderar la importancia que cada uno de los factores tiene en la determinación de la localización final de la planta. Daremos mayor peso al primer factor, seguido de los estímulos fiscales y a los demás se les dará un porcentaje menor; esto se debe a la mayor o menor repercusión en beneficios económicos y facilidad para implementar la planta. Tenemos por lo tanto los siguientes porcentajes para cada factor:

Mercado y disponibilidad de materias primas	40%
Estímulos fiscales	25%
Mano de obra	15%
Servicios auxiliares y comunicaciones	10%
Factores de comunidad	10%

Aplicando los porcentajes a la tabla anterior tenemos la tabla final siguiente:

Ciudad	Factores					Total
	1	2	3	4	5	
Matamoros	2.0	0.45	1.25	0.5	0.5	4.70
Cd. Juárez	1.8	0.45	1.25	0.4	0.5	4.20
Monterrey	1.2	0.60	0.25	0.4	0.5	2.95
Saltillo	0.8	0.75	1.0	0.3	0.5	3.35
Torreón	0.4	0.75	1.0	0.4	0.5	3.05

La tabla nos muestra que la mejor alternativa de localización es en Matamoros, Tamaulipas. A continuación se da una breve reseña de las principales características de esta ciudad.

- En esta ciudad se cuenta con la disponibilidad casi inmediata del ácido sulfúrico, ya que en ella se encuentra Química Fluor, S. A. de C. V., productora de éste. Además se puede transportar el óxido de magnesio a un costo relativamente bajo, tanto por ferrocarril como por carretera en trailers.
- Matamoros es una ciudad portuaria y fronteriza teniendo una situación privilegiada para la exportación, objetivo básico del Plan Nacional de Desarrollo, así como para el abastecimiento nacional.
- La ciudad fronteriza de la cual es vecina Matamoros es Brownsville, Texas. Esta ciudad cuenta con ferrocarriles, líneas de transporte de carga

e instalaciones portuarias, siendo una ciudad industrial y de abastecimiento importante para las zonas sur y este de Estados Unidos.

- Dado a que esta ciudad esta clasificada dentro de la zona I de máxima prioridad nacional y dado que la producción de sulfato de magnesio es de prioridad nacional - categoría I, la empresa contará con diversos estímulos fiscales, como son: estímulos por inversión en activos fijos, por generación de empleos y por adquisición de maquinaria y equipo de origen nacional.
  - Todos los requerimientos de agua, electricidad y gas natural están cubiertos con el suministro a esa localidad.
- Matamoros cuenta con 4 parques y ciudades industriales: Parque Industrial de Matamoros, Ciudad Industrial Matamoros, Ciudad Industrial Cilsa, S. A. y Fraccionamiento Industrial del Norte.
- Los canales de comunicación con que cuenta Matamoros son: ferrocarriles, carreteras (líneas de camiones foráneos de carga y pasajeros), aeropuerto internacional, puerto marítimo del Golfo de México, además cuenta con Telex, Telégrafos y LADA.
  - Cuenta con viviendas de interés social, escuelas a todos los niveles, centros recreativos y comerciales, hospitales, hoteles, parques, restaurantes, etc.
  - Su población económicamente activa es de 86.5 miles de personas (\*).

(\* ) 1980 Censos de Población. Secretaría de Programación y Presupuesto.

Su situación geográfica y características físicas son las siguientes:

La ciudad de Matamoros (Heróica), se encuentra enclavada en el municipio del mismo nombre, en el Estado de Tamaulipas. Este estado colinda al Norte con el de Texas, Estados Unidos; al Sur con Veracruz y San Luis Potosí y al Este con el Golfo de México. Su población es de 215.7 miles de habitantes en 1985.

#### Características físicas:

Altura sobre el nivel del mar	12 m
Latitud	25° 53' N
Longitud	97° 31' O
Temperatura máxima	31.6° C
Temperatura mínima	11.5° C
Temperatura media	21.0° C
Temperatura máxima extrema	42.5° C
Temperatura mínima extrema	-9.0° C
Humedad relativa media	65%
No. de días con lluvia apreciable	53 días/año
No. de días con heladas	3 días/año
Precipitación anual	732 mm
Vientos dominantes	
dirección	SE y S
velocidad media	4.0 m/seg
Clima	semi-seco, cálido
Zona sísmica (sismos raros o desconocidos)	
Area del municipio	3,352 Km <sup>2</sup>

CAPITULO 3

INGENIERIA CONCEPTUAL

### 3.1 Descripción del Proceso

#### Materia primas:

Sacos de 50 Kg conteniendo finos de óxido de magnesio son descargados de trailers y colocados en tarimas dentro del almacén A-01, con capacidad para 3,750 sacos (187.5 tons.) equivalentes a 30 días de operación de la planta. De la bodega se reclaman diariamente 140 sacos para cargarse al elevador de cangilones EC-01, el cual descarga en la tolva TV-05.

El ácido sulfúrico al 95% es descargado de auto-tanques por medio de bomba B-01 (182 lpm) descargando en el tanque de almacenamiento TV-01 con capacidad para 110 m<sup>3</sup> equivalente a 14 días de operación de la planta.

El agua de proceso y servicios es tomada de la red industrial y almacenada en el tanque TV-04 con capacidad para 110 m<sup>3</sup> equivalente a 5 días de operación de la planta.

#### Reacción:

La operación inicia con el llenado del reactor hasta el 70% con agua y el llenado hasta el derrame con ácido sulfúrico obteniendo una concentración del 40% como ácido. Posteriormente se inicia la adición de óxido de magnesio hasta obtener una concentración del 32% en peso de sulfato de magnesio.

Se obtiene el régimen continuo manteniendo un gasto de agua de 13.5 lpm, 6.2 lpm de ácido sulfúrico al 95% y 332.8 Kg/hr de finos de óxido de magnesio. Manteniendo este régimen de dosificación checando con análisis químicos se obtiene la reacción estequiome-

trica para obtener al final del proceso una producción de 1.5 toneladas/hora de sulfato de magnesio heptahidratado.

En el reactor R - 01 se obtendrá una solución de sulfato de magnesio al 32% en peso con un tiempo de residencia de 1.5 horas.

Debido a que la reacción es exotérmica se eleva la temperatura del reactor hasta 70° C, obteniendo totalmente en solución el sulfato de magnesio.

#### Neutralización:

Del tanque reactor R - 01, pasa la solución al tanque neutralizador R - 02 por medio de un arreglo en cascada a razón de 154 litros/minuto, adicionando continuamente óxido de magnesio de tolva TV - 05 (50 kg/hr), correspondiendo esto al 15% del estequiométrico y regulando la adición con válvula rotatoria. El propósito de alimentar finos de óxido de magnesio, adicionales al requerido estequiométrico, es neutralizar ácido sulfúrico remanente y elevar el pH de la solución, provocando la precipitación de sulfato de calcio e hidróxidos de fierro y aluminio.

La neutralización se llevó a cabo con un tiempo de residencia de 1 hora para obtener la conversión total de sulfatos de fierro y aluminio a hidróxidos y bajar la temperatura de la solución de 70° C a 60° C. Del tanque neutralizador R - 02 pasa al tanque de balance TV - 02 con 11 m<sup>3</sup> de capacidad y tiempo de residencia de 1 hora.

#### Filtración:

Del tanque de balance TV - 02 la solución se alimenta a los filtros prensa

FP-01/02 por medio de la bomba B- 03 (154 lpm) en donde son retenidos 66.2 Kg/hr., de insolubles, obteniendo así una solución de sulfato de magnesio clara, pero aún con impurezas como sulfato de calcio soluble y cloruros. Los filtros FP-01/02 operan en forma intermitente con tiempo entre ciclos de 1 hora.

La descarga de los filtros prensa se recibe en el tanque de balance TV-03 con 11 m<sup>3</sup> de capacidad proporcionando un tiempo de residencia de 1 hora para prevenir una posible eventualidad.

#### Cristalización:

La solución es enviada del tanque TV-03 por medio de bomba B-04 a intercambiar calor con la corriente de recirculación al reactor en el intercambiador de calor CC-01 para bajar la temperatura de la solución de 55° C a 42° C y elevándose la temperatura de recirculación al reactor de 35° C a 50° C.

La descarga del CC-01 se alimenta a la succión de la bomba de recirculación B-07 para ser enviada a intercambiar calor en el CC-02, a la que se inicia la formación de núcleos. El medio refrigerante del CC-02 es agua de enfriamiento de la torre TE-01.

La descarga del CC-02 alimenta al cristalizador C-01 por el fondo con el propósito de mantener en suspensión los cristales que se han formado y provocar su crecimiento con solución rica en sulfato de magnesio.

El tiempo de residencia del cristalizador es de 6 Hrs., obteniendo e



este tiempo cristales de sal Epsom de 6 mm de longitud.

La suspensión de sal Epsom es avanzada por medio de la bomba B - 08 (120 lpm) al sedimentador S - 01.

Del bajo flujo del sedimentador se obtiene una suspensión de sal Epsom al 36% en sólidos avanzándose a una centrífuga CF - 01 con bomba B - 10.

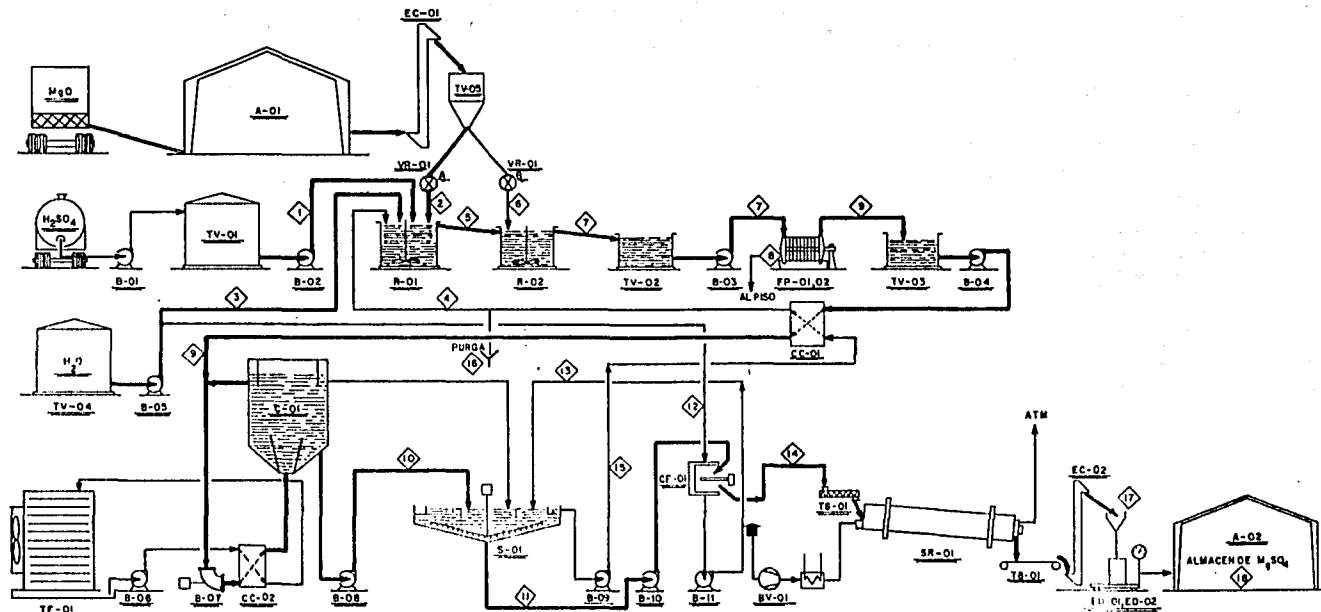
El sobre flujo del sedimentador S - 01 es avanzada al intercambiador CC - 01 con bomba B - 09 (115 lpm) para intercambiar calor con la corriente de alimentación al cristizador. A la salida del CC - 01 parte de la solución agotada se purga para mantener un régimen constante de cloruros con respecto a los que se alimentan al sistema en el óxido de magnesio y el resto es retornado al reactor R - 01 y así aprovechar los iones magnesio, sulfato y el agua de esta corriente.

#### Centrifugado y secado:

En la centrífuga se separa la solución de los cristales de sal Epsom retornándose ésta al sedimentador S - 01 con bomba B - 11. La sal Epsom es lavada en la centrífuga con dos desplazamientos de agua para eliminar el licor ocluido que contiene básicamente la impureza de cloruros.

Se avanza la sal Epsom con un 5% de humedad al secador rotatorio SR - 01 por medio del transportador de gusano TG - 01 a razón de 1,6 toneladas/hora.

La descarga del secador rotatorio se avanza al elevador de cangilones EC - 02 por medio del transportador de banda TB - 01. El elevador de cangilones EC - 02 descarga la sal Epsom en la tolva de la ensacadora para de aquí llenar sacos de 50 kg y enviarlos a almacén A - 02 para su posterior distribución a clientes.



## DIAGRAMA DE FLUJO

PROCESO DE OBTENCION DE SULFATO  
DE MAGNESIO HEPTAHIDRADO  
10,000 TON./AÑO

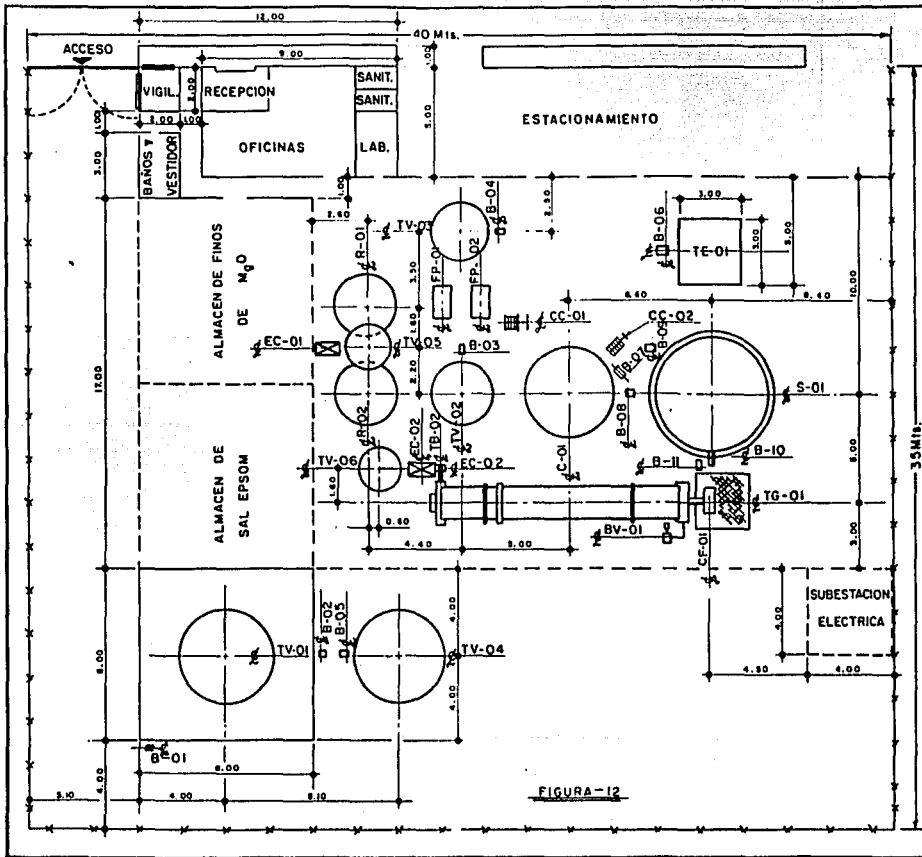


FIGURA -12

**NOTAS :**

1.- ACOTACIONES EN METROS

AREA = 35 x 40 = 1400 m<sup>2</sup>

**ARREGLO DE EQUIPO**  
**PROCESO DE OBTENCION**  
**DE SULFATO DE MAGNESIO**  
**HEPTAHIDRATADO**  
**10,000TON./AÑO**  
 1988 | TESIS PROFESIONAL  
 RODRIGO PARADA HERNANDEZ,

### 3.2 Operaciones Unitarias Involucradas en el proceso de obtención de Sulfato de Magnesio Heptahidratado

En el proceso de obtención de Sulfato de Magnesio Heptahidratado como en cualquier proceso de obtención de sales inorgánicas, se encuentran presentes operaciones unitarias comunes a ellos. Estas operaciones básicamente se dividen en operaciones de transferencia de masa y operaciones de transferencia de calor. Las operaciones que generalmente están presentes son cristalización, secado y separaciones sólido-líquido. Aún cuando todas ellas juegan un papel imprescindible en el desarrollo del proceso, es en la cristalización en donde mayor cantidad de recursos hay que disponer debido a su complejidad en cuanto a obtención de parámetros que definan su sistema.

Los textos de cristalografía definen al cristal como la forma más altamente organizada de materia no viviente. Su organización (geometría del cristal) la definen sus constituyentes que pueden ser átomos, moléculas o iones, ordenados en un plano tridimensional. Las distancias entre componentes se denominan espacios reticulares y estos y los ángulos formados por planos imaginarios pueden ser medidos por difracción de rayos X y son particulares de cada arreglo cristalino.

La cristalización se define como la formación de partículas en una fase homogénea y puede ocurrir a partir de tres técnicas básicas:

- 1) Por solidificación de un material puro fundido;
- 2) Por cristalización de una solución conteniendo sales;
- 3) Por condensación de vapo

res que tienen la composición deseada.

La cristalización a partir de soluciones es industrialmente importante debido a la gran cantidad de materiales que pueden ser fabricados en forma cristalina, debido a que esta es una práctica común de obtener productos de alta pureza.

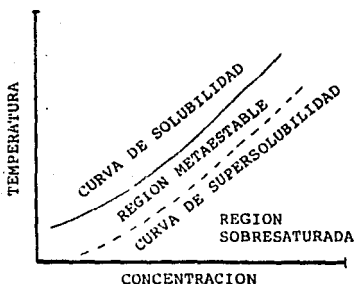
En la formación de un cristal, son requeridas dos etapas: 1) El nacimiento de una nueva partícula y 2) El crecimiento de ésta a un nuevo tamaño macroscópico. La primera etapa es llamada nucleación. En un cristallizador, la distribución del tamaño de partícula (CSD) está determinado por la interacción de las velocidades de nucleación y crecimiento, y el proceso total es cinéticamente complejo. La fuerza directriz para ambas velocidades es la sobresaturación y ambas, nucleación y crecimiento ocurren en soluciones saturadas o sobresaturadas. En las teorías de nucleación y crecimiento, unidades mol son empleadas en lugar de unidades masa.

La sobresaturación puede ser generada por tres métodos distintos y sus respectivas combinaciones: 1) Si la solubilidad del soluto aumenta fuertemente con aumento de temperatura como es el caso de sales inorgánicas comunes y algunas sustancias orgánicas, una solución saturada podrá convertirse fácilmente en sobresaturada por simple enfriamiento de ésta. 2) Si la solubilidad es relativamente independiente de la temperatura, como es el caso de la sal común, la sobresaturación puede ser generada evaporando parcialmente el

solvente. 3) Cuando ninguno de los dos casos anteriores es deseado y cuando la solubilidad es muy alta, la sobresaturación puede ser generada adicionando un tercer componente que al actuar con el solvente original generará un fuerte decremento en la solubilidad del soluto provocando la sobresaturación.

Normalmente la curva de sobresaturación tiene el mismo comportamiento que a de saturación, excepto que corresponde a concentraciones más altas. La región intermedia entre las dos curvas se define como región metaestable. Abajo de la curva de saturación (región no saturada) no puede ocurrir nucleación ni crecimiento de cristales.

El crecimiento de cristales como se mencionó anteriormente se lleva a cabo en las regiones metaestables y sobresaturada.



CURVAS DE MIERES DE SOLUBILIDAD Y SUPERSOLUBILIDAD

La nucleación puede ocurrir en la región metaestable sólo si hay semilla presente, y tiene efecto en la región sobresaturada como nucleación espontánea sin necesidad de semilla.

Hay que tomar en cuenta que la sobresaturación es un sinónimo de inestabilidad y debe cuidarse que ésta no sea muy grande y que sólo sirva para nucleación primaria y posteriormente para crecimiento de cristales, puesto que una nucleación excesiva agota la concentración de soluto y no permite que las semillas crezcan, además de formar una masa de núcleos de consistencia gelatinosa casi imposible de manejar.

#### Cristalización Fraccionada

El cristalizar una determinada sal de una solución que sólo contenga esa sal, es prácticamente simple, no hay posibilidad de tener impurezas en el producto final ya que no hay nada más en solución. Sin embargo, si en vez de tener una sola sal tenemos dos o más sales presentes en solución, ¿cómo vamos a separarlas?. Si enfriamos la solución o evaporamos parcialmente el solvente, ¿que sal nos va a cristalizar?. Este es un caso común en la cris-talización industrial y la única forma de saberlo es teniendo conocimiento de la regla de las fases, del comportamiento de esas sales al estar presentes en solución y de las técnicas para expresar su comportamiento.

Se definen como fases a aquellas porciones presentes en un sistema heterogéneo que pueden ser separadas por medios mecánicos,

por ejemplo una mezcla gaseosa o una solución forma una fase debido a que sus componentes se encuentran mezclados en forma homogénea, sin embargo una mezcla de varios sólidos forma tantas fases como componentes sólidos se encuentren presentes.

La regla de las fases de Gibbs define la condición de equilibrio por la relación que guardan el número de fases coexistentes con el número de componentes de la siguiente manera: En un sistema consistiendo de C componentes pueden existir  $P = C + 2$  fases sólo cuando la temperatura, la presión total del sistema y la concentración de los componentes ha sido fijada; tendrá  $P = C + 1$  fases si sólo se han fijado dos variables y tendrá  $P = C$  fases si sólo se fija una variable. De ahí que la regla de las fases de Gibbs pueda ser definida por la siguiente ecuación:

$$F = C - P + 2$$

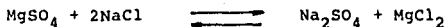
Donde F es el número de grados de libertad o bien el número de variables en un sistema de C componentes y P fases. La representación gráfica del comportamiento de un sistema se denomina diagrama de fases.

En nuestro caso en particular partimos de la formación de una salmuera sintética por la reacción de óxido de magnesio, ácido sulfúrico y agua produciendo una solución de sulfato de magnesio. En el óxido de magnesio se encuentra presente como contaminante cloruro de calcio que al reaccionar con el ácido sulfúrico produce el sulfato de calcio y deja libres como iones cloro e hidrógeno. Asimismo,



el agua utilizada contiene en solución cloruro de sodio. Debido a que estos constituyentes se encuentran presentes en solución, se genera un par de sales recíprocas posibles de cristalizar en función de la concentración y temperatura a que se trabaje.

El comportamiento y composición de la salmuera en cada paso del proceso de cristalización del  $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$  se puede observar de una manera muy objetiva utilizando para ello un diagrama de fases apropiado para este sistema. Los iones constituyentes de la salmuera nos refieren a un sistema formado por agua y dos sales, que a su vez forman un sistema de cuatro componentes debido a la doble descomposición de las sales cuya interacción puede expresarse por la siguiente ecuación:

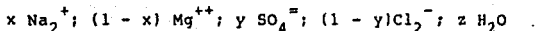


Debido a que un par de sales ( $\text{Na}_2\text{SO}_4 + \text{MgCl}_2$ ) se forma a partir de otro par ( $\text{MgSO}_4 + 2\text{NaCl}$ ) por medio de una doble descomposición, cada uno de estos pares se conoce como par recíproco. Sin embargo, el sistema formado por dos pares de sales recíprocas, constituye un sistema de solo tres componentes, puesto que con sólo tres constituyentes podemos por diferencia conocer el cuarto constituyente. En el sistema estudiado, el agua constituye el cuarto componente.

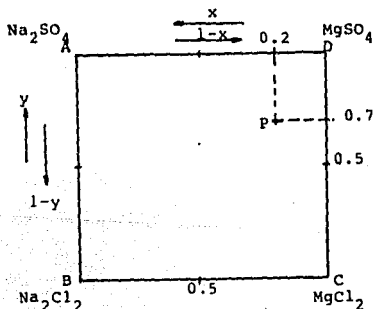
#### Representación gráfica del sistema

Para la representación gráfica del equilibrio isotérmico en sistemas formados por pares de sales recíprocas y agua, Jänecke desarrolló un método en el cual la composición de las soluciones se expresa en términos de iones, o sea, en términos de aniones y cationes.

Así, la composición de las soluciones acuosas formadas por el par de sales  $MgSO_4 + Na_2Cl_2$  y su par recíproco  $Na_2SO_4 + MgCl_2$ , puede representarse por:



donde  $x$ ,  $(1-x)$ ,  $y$ ,  $(1-y)$  son el número de moles de los iones disueltos en  $m$  moles de agua. La cantidad " $x$ " es la fracción mol del ión  $Na^+$  en la cantidad total de cationes disueltos, " $y$ " es la fracción mol del ión  $SO_4^-$  en la cantidad total de aniones disueltos y " $z$ " es el número de moles de agua por mol de sal disuelta. Estos datos se grafican sobre el modelo isotérmico cuadrangular. Cada vértice indica la composición de las sales puras y se colocan en los vértices adyacentes las sales con un ión común tal como se muestran en la siguiente figura:



Procedimiento de lectura de un sistema cuadrangular.

Los lados AD y BC del cuadrado representarán soluciones conteniendo diferentes proporciones de  $Na^+$  y de  $Mg^{++}$  en la relación  $x$  a  $(1-x)$ . De igual forma los lados AB y DC representarán soluciones

conteniendo diferentes cantidades de aniones  $\text{SO}_4^{=}$  y  $\text{Cl}_2^-$  en la proporción  $y$  a  $(1-y)$ .

Como ilustración supongamos una solución conteniendo 50 moles de  $\text{MgSO}_4$ , 30 moles de  $\text{MgCl}_2$  y 20 moles de  $\text{Na}_2 \text{SO}_4$ . Por consiguiente tendremos  $50 + 30 = 80$  moles de  $\text{Mg}^{++}$ ,  $50 + 20 = 70$  moles de  $\text{SO}_4^{=}$ , 30 moles de  $\text{Cl}_2^-$  por 1000 moles de agua. Expresado en fracción mol:  $x = 20/100 = 0.2$ ;  $y = 70/100 = 0.7$ ;  $(1-x) = 80/100 = 0.8$ ;  $(1-y) = 30/100 = 0.3$ ;  $m = 1000/100 = 10$ . Graficando la composición de esta solución por medio de las cantidades relativas que para cada ión hemos calculado en la gráfica anterior obtenemos un punto al que denominamos P. (Ver gráfica anterior).

Hemos localizado el punto que representa la composición de nuestra salmuera ejemplo, pero aún no sabemos en qué región del sistema de cristalización se encuentra, esto es qué sal nos va a cristalizar. Para ello es necesario establecer la temperatura a la que operará nuestro sistema. En nuestro caso, operaremos a  $35^\circ \text{C}$ . De las Tablas Críticas Internacionales, se obtuvo el siguiente cuadro en donde se expresan las composiciones de diferentes soluciones para el sistema Cloruro de Sodio - Sulfato de Magnesio - Agua a una temperatura de  $35^\circ \text{C}$ .

Al graficar las coordenadas al  $\text{Mg}^{+2}$  y  $\text{SO}_4^{=}$  sobre un cuadrilátero con escalas de 0 a 100, tanto en abscisas, como en ordenadas, obtenemos el diagrama de Janěcke.

Punto No.	Fase Sólida	M/1000 MH <sub>2</sub> O				Coordenadas Janacke	
		Na <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	MgCl <sub>2</sub>	MgSO <sub>4</sub>	%Mg	%SO <sub>4</sub>
XII	NaCl + Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	52.60	11.16			0.00	17.50
XIII	NaCl + Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	48.70	1.22		16.3	24.61	26.46
I	NaCl	28.56		23.30	15.03	57.30	22.47
IX	NaCl + MgSO <sub>4</sub> · 7H <sub>2</sub> O	9.88		48.70	16.04	86.76	21.60
X	Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>		46.40		27.56	37.26	100.00
VIII	MgSO <sub>4</sub> · 7H <sub>2</sub> O		17.37		58.57	77.13	100.00
1	MgSO <sub>4</sub> · 7H <sub>2</sub> O	13.80	2.32		55.20	77.40	80.65
2	MgSO <sub>4</sub> · 7H <sub>2</sub> O	13.21		30.10	29.25	81.79	40.31
VI	MgSO <sub>4</sub> · 7H <sub>2</sub> O + MgSO <sub>4</sub> · 6H <sub>2</sub> O + NaCl	9.77		52.60	14.90	87.36	19.28
V	MgSO <sub>4</sub> · 6H <sub>2</sub> O + MgSO <sub>4</sub> · 7H <sub>2</sub> O			56.00	17.67	100.00	23.70

El número de moles de agua para cada punto se obtiene de la siguiente manera:

$$\frac{1000 \text{ moles de agua}}{\text{moles de sal seca en el punto}} \times 100 \text{ moles de sal seca}$$

Por Ej.:

Moles de agua en el punto XII

$$\frac{1000 \text{ moles de agua}}{(52.60 + 11.16) \text{ moles de sal}} \times 100 \text{ moles de sal seca} = 1568.38$$

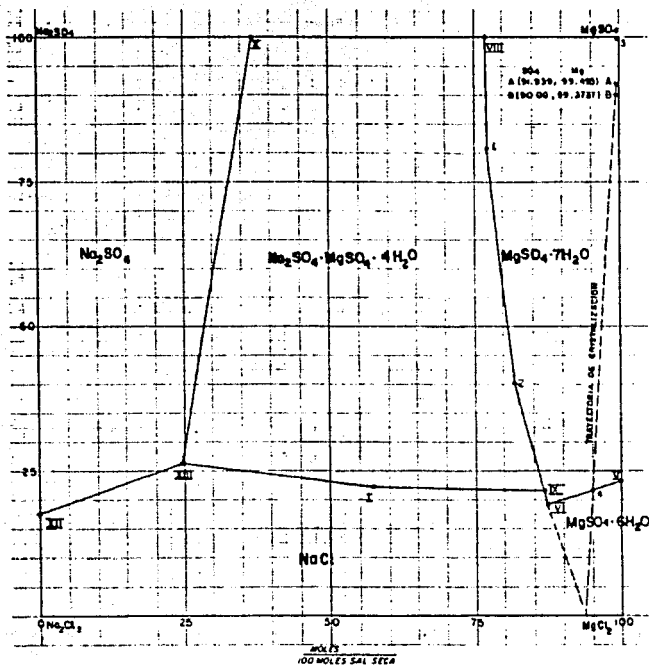


Fig. No. 13

### 3.3 Balance de Materia.

A continuación se procede a realizar el balance de materia del proceso estableciendo las bases de diseño, las reacciones involucradas, el balance de materia global y el balance por componentes realizando la optimización de las corrientes del proceso por método iterativo, debido esto a las recirculaciones de soluciones agotadas y purga del sistema para mantener una concentración de contaminante (cloruros) en equilibrio.

El sistema de cristalización se considera isotérmico y la sobresaturación se obtiene por adición continua de soluto.

## 3.3.1. Bases Tomadas para el Balance

- Días operados al año: 310 días; 24 horas/día en operación.  
16 horas/días en ensacado.
- Análisis de materias primas:

	Oxido de Magnesio <u>% Peso</u>	Acido Sulfúrico <u>% Peso</u>	Agua Cruda Matamoros, Tamaulipas <u>% Peso</u>
MgO reactivo	94.0800	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> 95%	SO <sub>4</sub> <sup>-2</sup> 0.2038
MgO inerte	2.1021		Cl <sup>-</sup> 0.0234
CaCl <sub>2</sub>	2.1757		Mg <sup>+2</sup> 0.0169
CaSO <sub>4</sub>	0.5945		Na <sup>+</sup> 0.0279
CaO	0.0917		Ca <sup>+2</sup> 0.0518
SiO <sub>2</sub>	0.1750		SiO <sub>2</sub> 0.0020
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.0780		H <sub>2</sub> O <u>99.6744</u>
			100.0000
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.0940		
B <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.2830		
L.O.I.(P.E.C.)*	<u>0.3260</u>		
	100.0000		

Granulometría 90% pasa malla 20 (850 micras).

- Reacción estequiométrica entre finos, ácido sulfúrico y agua cruda para obtener una solución al 32% de MgSO<sub>4</sub>, tiempo de resi-

\* P.E.C.- Pérdidas en calcinación.

dencia: 1.5 Hr.; temperatura de saturación de la solución 45.5° C.

4. Neutralización: exceso de 15% de finos para precipitar impurezas.

5. Filtración: Filtración de impurezas en filtro prensa con 30% de licor ocluido en la torta (sin lavar).

6. Cristalización: a 35° C.

7. Centrifugación: Lavado de cristales con agua baja en cloruro (dos desplazamientos) con una eficiencia de lavado de 70% por desplazamiento y 5% de humedad en la torta.

8. Secado: Secado en tambor rotatorio con aire a co-corriente, entrando éste a una humedad relativa mínima del 45% y máxima del 75% a 25° C promedio.



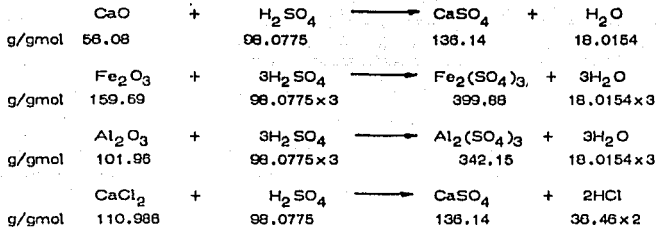
## 3.3.2. Reacciones efectuadas en el Proceso.

Reacciones efectuadas en Reactor.

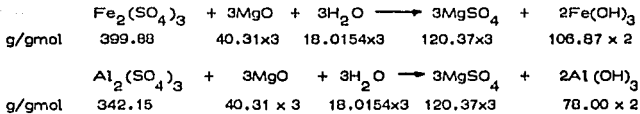
Reacción Principal:



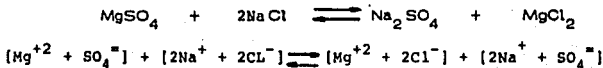
Reacciones Secundarias:



Reacciones efectuadas en Neutralizador.



Reacciones efectuadas en cristallizador. (como iones)



## 3.3.3. Balance Global

Producción requerida = 10,000  $\frac{\text{Ton}}{\text{año}}$  de sulfato de magnesio heptahidratado.

Operación = 310  $\frac{\text{días}}{\text{año}}$  ; 24  $\frac{\text{horas}}{\text{día}}$

Considerando 10% de sobrediseño.

Producción horaria: 10,000  $\frac{\text{Ton}}{\text{año}}$  x 1.10 x  $\frac{1 \text{ año}}{310 \text{ días}}$  x  $\frac{1 \text{ día}}{24 \text{ Hrs.}}$  = 1.5  $\frac{\text{Ton}}{\text{Hr.}}$

Requerimiento de materias primas: (Sin considerar reacciones secundarias).

(De reacciones estequiométricas).

Acido sulfúrico (95%) = 1.5  $\frac{\text{Ton}}{\text{Hr.}}$  x  $\frac{98.0775 \text{ Ton H}_2\text{SO}_4/\text{Ton Mol}}{246.4032 \text{ Ton MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}/\text{Ton mol}}$  x

$$\frac{100}{95} = 0.63 \frac{\text{Ton}}{\text{Hr.}}$$

Oxido de Magnesio (94.08%) =

1.5  $\frac{\text{Ton}}{\text{Hr.}}$  x  $\frac{40.3114 \text{ Ton MgO}}{246.4032 \text{ Ton MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}/\text{Ton Mol}}$  x  $\frac{100}{94.08}$  = 0.26  $\frac{\text{Ton}}{\text{Hr.}}$

Agua = 1.5  $\frac{\text{Ton}}{\text{Hr.}}$  x  $\frac{6 \times 18.0153 \text{ Ton H}_2\text{O}/\text{Ton Mol}}{246.4032 \text{ Ton Mg SO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}/\text{Ton Mol}}$  x  $\frac{100}{99.674}$  = 0.66  $\frac{\text{Ton}}{\text{Hr.}}$

### 3.3.4. Balance por componentes.

#### H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> Necesario Esteq.

$$98.0775 \frac{\text{g}}{\text{g mol}} \times \frac{100}{95\%} = 103,2395 \text{ g de ácido sulfúrico}$$

$$\text{Agua con el ácido} = 103,2395 \text{ g} - 98.0775 \text{ g} = 5,1620 \text{ g}$$

$$\text{Agua producida por reacción} = 98.0775 \times \frac{18.0153 \text{ g/g mol}}{98.0775 \text{ g/g mol}} = 18.0153 \text{ g}$$

#### MgO Necesarios Esteq.

$$40.3114 \frac{\text{g}}{\text{g mol}} \times \frac{100}{94.0800 (\% \text{MgO React})} = 42.8480 \text{ g}$$

$$\text{Exceso para neutralizar} = 42,848 \times 0,15 = 6,4272 \text{ g}$$

$$\text{MgO total requerido} = 42,8480 + 6,4272 = 49,2752 \text{ g}$$

Contenido de cloruros en finos: (Del análisis de materias primas)

$$\text{CaCl}_2 = 2,1757\% \text{ en finos}$$

$$\text{PM. CaCl}_2 = 110,986$$

$$\text{PMCl} = 35,453$$

$$\% \text{Cl}^- = 0,021757 \times \frac{35,453 \times 2}{110,986} \times 100 = 1,39$$

$$\text{Cl}^- \text{ en finos: } 49,2752 \text{ g} \times 0,0139 = 0,6849 \text{ g Cl}^-$$

Agua necesaria: 7 moléculas de H <sub>2</sub> O	=	126,1071
Agua con el ácido	=	5,1620
Agua producida por Reac.	=	18,0153
Agua faltante	=	102,9298 g

$$\text{Agua a adicionar} = 102.9298 \times \frac{100}{99.6744} = 103.266 \text{ g}$$

$$\text{Cloruros en Agua} = 103.266 \text{ g} \times \frac{0.0234}{100} = 0.0242 \text{ g}$$

$$\text{Sodio en Agua} = 103.266 \text{ g} \times \frac{0.0279}{100} = 0.0288 \text{ g}$$

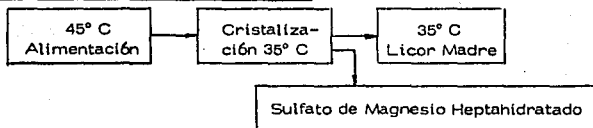
$$\text{Moles de Sodio} = 0.0288 \text{ g} \times \frac{1 \text{ mol Na}}{22.9898 \text{ g}} = 0.0012527 \text{ moles Na}^+$$

$$\text{Moles de Cloro} = (0.0242 + 0.6849) \times \frac{1 \text{ mol Cl}}{35.453 \text{ g}} = 0.020011 \text{ moles Cl}^-$$

$$\text{Relación Molar } \frac{\text{Na}^+}{\text{Cl}^-} = \frac{0.0012527}{0.0200011} = 0.06263$$

Esta relación la utilizaremos posteriormente para calcular el sodio del licor madre o licor de cristalización.

### Cristalización de Sulfato de Magnesio



Ecuación de solubilidad del sistema  $\text{MgSO}_4 - \text{H}_2\text{O}$

Regresión lineal de solubilidades del  $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$  a diferentes temperaturas

$$S = 0.255 t + 20.7 \quad (\text{para } 1.8 < t < 48.2^\circ \text{C})$$

$$\text{Si } t = 45.5^\circ \text{C: } S = (0.255 \times 45.5) + 20.7 = 32.303\% \text{ MgSO}_4 \text{ en sol. inicial}$$

$$\text{Si } t = 35^\circ \text{C: } S = (0.255 \times 35) + 20.7 = 29.625\% \text{ MgSO}_4 \text{ en sol. final}$$

$$\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O} = 120.2961 \frac{\text{g MgSO}_4}{\text{g mol}} + 126.1071 \frac{\text{g H}_2\text{O}}{\text{g mol}} = 246.4032 \frac{\text{g Sal Epsom}}{\text{g mol}}$$

$$\text{Fracción Peso de MgSO}_4 \text{ en S. Ep} = \frac{120.2961}{246.4032} \times 100 = 48.82\%$$

$$\text{Fracción Peso de H}_2\text{O en S. Ep.} = \frac{126.1071}{246.4032} \times 100 = 51.18\%$$

Con las solubilidades a temperatura de alimentación de la solución y la temperatura de operación del cristalizador y conociendo las fracciones en peso de los componentes en la sal Epsom se elabora un sistema de ecuaciones para conocer cuánta sal Epsom se produce con respecto a la alimentación.

Tomando como base 100 kg de solución de  $\text{MgSO}_4$  al 32.303% alimentada y resolviendo el sistema de ecuaciones simultáneas, se obtiene la cantidad de sal Epsom producida y el licor madre remanente.

A = Cristales de Sal Epsom

B = Licor Madre (solución)

$$\text{Ecuación 1 } \text{MgSO}_4 \quad 32.303 = 0.4882 A + 0.29625 B$$

$$\text{Ecuación 2 } \text{H}_2\text{O} \quad \underline{67.697} = \underline{0.5118 A} + \underline{0.70375 B}$$

$$100.000 \quad 1.0000 A \quad 1.00000 B$$

A = 13,953 kg

B = 86,047 kg

Sustituyendo estos valores encontramos las cantidades de sulfato de magnesio y agua en sal Epsom y Licor Madre.

	<u>Alimentación</u>	=	<u>Sal Epsom</u>	+	<u>Licor Madre</u>
MgSO <sub>4</sub>	32.303	=	6.812	+	25.491
H <sub>2</sub> O	<u>67.697</u>		<u>7.141</u>		<u>60.556</u>
	100.000		13.953		86.047

¿Cuánta Sal Epsom cristaliza?

$$\frac{\text{Kg MgSO}_4 \text{ en Sal Epsom}}{\text{Kg MgSO}_4 \text{ en Sol. Inicial}} = \frac{6.812}{32.303} \times 100 = 21.088\%$$

Ahora vamos a determinar en el diagrama de fases la composición del Licor madre, que quedará ocluído en la torta de sal Epsom después de centrifugarlo, y que debe tener una concentración de cloruros tal que al lavar la torta de sal Epsom con uno o dos desplazamientos de agua, pase las especificaciones que son menos de 140 p.p.m. de cloruros.

La línea de cristalización está definida por la relación Na/Cl = 0.06263 y por el vértice que corresponde al 100% como MgSO<sub>4</sub> que denominamos punto

3 en el diagrama de Janecke, ya que esta es la sal que queremos obtener.

No conocemos las coordenadas completas del licor inicial, pero conocemos la concentración de cloruros en el Licor Madre que quedará ocluído en la sal después de lavar. Por consiguiente, podemos suponer las coordenadas del Licor Madre e iterar hasta obtener una composición tal, que después de efectuar dos desplazamientos con agua nos resulten menos de 140 ppm de  $\text{Cl}^-$  en el licor ocluído.

Por iteraciones sucesivas encontramos que la relación molar  $\text{SO}_4:\text{Cl}$  debe ser de 90 a 10, en el Licor Madre.

Moles/100 moles de sales secas

<u><math>\text{SO}_4</math></u>	<u><math>\text{Cl}</math></u>	<u><math>\text{Mg}</math></u>	<u><math>\text{Na}</math></u>	<u><math>\text{H}_2\text{O}</math></u>
90	10	?	?	?

Con la relación molar  $\text{Na}/\text{Cl} = 0.06263$  que se computó en la adición de reactivos calculamos las moles de sodio.

$$\text{Moles de sodio} = 0.06263 \times 10 = 0.6263$$

La diferencia de 100 moles da las moles del Ion Magnesio

$$\text{Moles de Magnesio} = 100 - 0.6263 = 99.3737$$

Las moles de agua se determinan por interpolación del agua contenida en el punto 3 (100% como  $\text{MgSO}_4$ ) y la intersección de la línea que une los

puntos V y VI del diagrama de Janecke con la línea de trayectoria de cristalización (punto 4 en el diagrama de Janecke\*).

Moles de agua en el punto V =

$$\frac{1000 \text{ moles de agua}}{(56.9 + 17.67) \text{ moles sal seca}} \times 100 \text{ moles sal seca} = \frac{1341 \text{ moles de agua}}{100 \text{ moles sal seca}}$$

$$\text{Moles de agua en punto VI} = \frac{1000 \text{ moles de agua}}{(9.77 + 52.6 + 14.9) \text{ moles sal seca}} \times$$

$$\times 100 \text{ moles sal seca} = \frac{1294 \text{ moles de agua}}{100 \text{ moles sal seca}}$$

Refiriéndonos a las coordenadas del diagrama de Janecke para los componentes "x" (Mg) y Z(H<sub>2</sub>O) para los puntos V y VI por interpolación encontramos las moles de agua en el punto, ya que la intersección define la composición de Mg. (Ver diagrama en página 80).

<u>COORDENADA</u>	<u>X (Mg)</u>	<u>Z (H<sub>2</sub>O)</u>
PUNTO V	100	1341
PUNTO VI	87.36	1294
PUNTO 4	95	Z <sub>4</sub> =?

$$M = \frac{ZV - ZVI}{XV - XVI} = \frac{1341 - 1294}{100 - 87.36} = 3.7183$$

$$Z_4 = 1341 - 3.7183(100 - 95) = \frac{1322.4 \text{ moles de agua}}{100 \text{ moles de sal seca}}$$

Las moles de agua en el punto 3 las determinamos por los datos de solubilidad del MgSO<sub>4</sub> a 35° C.

\* Ver Diagrama de Janecke, pág. 80.

\*\* Ver Composiciones de puntos V, VI, 3, en pág 79.



Solubilidad del MgSO<sub>4</sub> en 100 g de H<sub>2</sub>O a la Temperatura Indicada

Temp. ° C	10	20	30	35	40
g MgSO <sub>4</sub>	30,9	35,5	40,8	43,2	45,6
moles MgSO <sub>4</sub>	0,256	0,295	0,339	0,359	0,379

$$100 \text{ g H}_2\text{O} = 5,55 \text{ moles}$$

$$\begin{aligned} \text{Moles de agua en el punto 3} &= \frac{5,55 \text{ moles H}_2\text{O}}{0,359 \text{ moles MgSO}_4} \times 100 \text{ moles MgSO}_4 \\ &= \frac{1546 \text{ moles de agua}}{100 \text{ moles de sal seca}} \end{aligned}$$

Con la relación 90:10 podemos encontrar el punto del licor madre en la intersección de la horizontal de sulfato marcado con 90, con la línea que indica la trayectoria de cristalización.

Las coordenadas en este punto serán X (Mg) 99,3, Y (SO<sub>4</sub>) 90,0; a este punto lo denominamos B.

La cantidad de agua la encontramos por interpolación.

Puntos	X(Mg)	Z (H <sub>2</sub> O)	
3	100	1546	$\frac{Z_3 - Z_4}{X_3 - X_4}$
4	95	1322	
B	99,3	?	

$$\frac{1546 - 1322}{100 - 95} = 44,75$$

$$Z_B - 1546,1942 = 44,75 (99,3 - 100)$$

$$Z_B = \frac{1514,8692 \text{ moles de agua}}{100 \text{ moles sal seca}}$$

Ya tenemos la composición del Licor Madre.

$\text{SO}_4^-$	$\text{Cl}^-$	$\text{Mg}^{+2}$	$\text{Na}^+$	$\text{H}_2\text{O}$	Total
90.000	10.000	99.3737	0.6263	1514.8692	1714.8692

Conocemos por cálculo anterior que de la solución inicial al 32.303% como  $\text{MgSO}_4$ , sólo cristalizará el 21.088%, quedando el resto en el Licor Madre. Como la relación de iones en el  $\text{MgSO}_4$  es 1 a 1 y conocemos la cantidad de iones sulfato en el Licor Madre, podemos conocer la cantidad de iones sulfato que cristalizarán.

$y$  = moles de  $\text{SO}_4^-$  que cristalizan como sal Epsom.

$$\frac{y}{90 + y} \times 100 = 21.088 \quad y = 24,051 \text{ moles de } \text{SO}_4^- \text{ en sal Epsom}$$

$$= 24,051 \text{ moles de } \text{MgSO}_4$$

Como cada mol de  $\text{MgSO}_4$  lleva consigo 7 moles de  $\text{H}_2\text{O}$ .

Cantidad agua =  $24,051 \times 7 = 168.357$  moles de  $\text{H}_2\text{O}$ .

Esto constituye la cantidad de sal Epsom que cristaliza, quedando el balance de la siguiente forma:

	Licor Madre Moles	+	Sal Epsom Moles	=	Solución Inicial Moles
$\text{SO}_4^-$	90.000		24.051		114.051
$\text{Cl}^-$	10.000		-		10.000
$\text{Mg}^{+2}$	99.3737		24.051		123.4247
$\text{Na}^+$	0.6263		-		0.6263
$\text{H}_2\text{O}$	1514.8692		168.357		1683.2262
	1714.8692		216.459		1931.3282

Coordenadas de la solución inicial. Punto A.

$$\text{Suma de aniones} = 114.051 + 10 = 124.051$$

$$\% \text{SO}_4^{2-} = \frac{114.051}{124.051} \times 100 = 91.939$$

$$\text{SO}_4^{2-} / \text{Cl}^- = 11.405$$

$$\% \text{Cl}^- = \frac{10.00}{124.051} \times 100 = 8.061$$

$$\text{Suma de cationes} = 123.4247 + 0.6263 = 124.051$$

$$\% \text{Mg}^{+2} = \frac{123.4247}{124.051} \times 100 = 99.495$$

$$\text{Mg}^{+2} / \text{Na}^+ = 197.020$$

$$\% \text{Na}^+ = \frac{0.6263}{124.051} \times 100 = 0.5050$$

Estos puntos se localizan en el diagrama de Jänecke definiendo el punto A .

Expresado el balance en gramos .( Peso Molecular x Mol ).

		<u>Licor Madre</u>	+	<u>Sal Epsom</u>	=	<u>Solución Inicial</u>
$\text{SO}_4^{2-}$	(96.0616)	8,645.544		2,310.3775		10,955.922
$\text{Cl}^-$	(2x35.457)	709.140				709.140
$\text{Mg}^{+2}$	(24.3120)	2,415.973		584.7279		3,000.701
$\text{Na}^+$	(2x22.9898)	28.797				28.797
$\text{H}_2\text{O}$	(18.0154)	27,290.975		3,033.0187		30,323.994
		<u>39,090.429</u>		<u>5,928.1241</u>		<u>45,018.554</u>

Expresando el balance en % peso

	Licor Madre	Sal Epsom	Alimentación al Cristalizador Solución Inicial
SO <sub>4</sub> <sup>=</sup>	22.117	38.973	24.336
Cl <sup>-</sup>	1.814		1.575
Mg <sup>+2</sup>	6.180	9.864	6.665
Na <sup>+</sup>	0.074		0.064
H <sub>2</sub> O	69.815	51.163	67.359
	100.000	100.000	100.000

Licor Madre oclufdo en sal Epsom 5%.

$$5928.1241 \frac{5\%}{95\%} = 312 \text{ g de licor oclufdo.}$$

$$\text{Cloruros en licor madre oclufdo} = 312.0 \times \frac{709.140}{39090.4294} = 5.66 \text{ g}$$

ppm Cl<sup>-</sup> en sal Epsom

$$\frac{5.66}{5928.1241} \times 10^6 = 954.82 \text{ ppm}$$

Lavando con 1 desplazamiento de agua (70% ef).

$$954.82 \times 0.3 = 286.45 \text{ ppm (pasa la especificación para grado técnico)}$$

2° Desplazamiento (70% ef).

$$286.45 \times 0.3 = 85.93 \text{ ppm Cl}^- \approx 140 \text{ ppm req. en USP.}$$

Producción de Sulfato de Magnesio Heptahidratado = 10,000 toneladas/año.

Operación = 310 días/año; 24 hrs./día.

$$10,000 \frac{\text{ton}}{\text{año}} \times \frac{1 \text{ año}}{310 \text{ días}} \times \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ hrs.}} = 1.344 \frac{\text{ton}}{\text{hr}}$$

Considerando 10% de pérdidas en el proceso:

$$1.344 \frac{\text{ton}}{\text{hr}} \times \frac{100}{90} = 1.50 \frac{\text{ton}}{\text{hr}}$$

Solución alimentada al cristalizador para producir 1.50 ton/hr (en arranque)

$$\text{Alimentación al cristalizador} = 1.5 \frac{\text{ton}}{\text{hr}} \times \frac{45018.5535}{5928.124} = 11.390 \frac{\text{ton}}{\text{hr}}$$

$$\text{Licor Madre} = 11.390 \text{ ton/hr} - 1.50 \text{ ton/hr} = 9.890 \text{ ton/hr}$$

Con los datos de sal Epsom obtenidos y Licor Madre, y refiriéndonos al balance expresado en % peso, se obtienen las cantidades de lones presentes en la cristalización quedando de la siguiente forma:

Iones	Alimentación al Cristalizador ton/hr	=	MgSO <sub>4</sub> · 7H <sub>2</sub> O ton/hr	+	Licor Madre ton/hr
SO <sub>4</sub> <sup>=</sup>	2.772		0.585		2.187
Cl <sup>-</sup>	0.179				0.179
Mg <sup>+2</sup>	0.759		0.148		0.611
Na <sup>+</sup>	0.007				0.007
H <sub>2</sub> O	7.673		0.767		6.906
TOTAL	11.390		1.500		9.890

A la salida de la centrifuga, el sulfato de magnesio tendrá un 5% de licor madre ocluido.

$$\text{Torta Húmeda} = 1.5 \frac{\text{ton}}{\text{hr}} \times \frac{100}{95} = 1.58 \frac{\text{ton}}{\text{hr}}$$

$$\text{Licor entrampado} = 1.58 \frac{\text{ton}}{\text{hr}} - 1.50 \frac{\text{ton}}{\text{hr}} = 0.080 \frac{\text{ton}}{\text{hr}}$$

$$\begin{aligned} \text{Agua requerida para lavar la torta} &= 0.080 \frac{\text{ton}}{\text{hr}} \times 2 \text{ desplazamientos} \\ &= 0.160 \frac{\text{ton}}{\text{hr}} \end{aligned}$$

Eficiencia de lavado por desplazamiento = 70%

$$\text{Licor entrampado} = 0.08 \frac{\text{ton}}{\text{hr}} \times 0.30 = 0.024 \frac{\text{ton}}{\text{hr}} \text{ (1er. desplazamiento)}$$

$$\text{Agua entrampada} = 0.08 \frac{\text{ton}}{\text{hr}} \times 0.70 = 0.056 \frac{\text{ton}}{\text{hr}} \text{ (1er. desplazamiento)}$$

$$\text{Licor entrampado} = 0.024 \frac{\text{ton}}{\text{hr}} \times 0.30 = 0.0072 \frac{\text{ton}}{\text{hr}} \text{ (2° desplazamiento)}$$

$$\text{Agua entrampada} = 0.024 \frac{\text{ton}}{\text{hr}} \times 0.70 = 0.0168 \frac{\text{ton}}{\text{hr}} \text{ (2° desplazamiento)}$$

$$\text{Agua entrampada total} = 0.056 + 0.0168 = 0.0728 \frac{\text{ton}}{\text{hr}}$$

$$\text{Licor entrampado remanente} = 0.0072 \frac{\text{ton}}{\text{hr}}$$

$$\text{Agua que pasa a los filtrados} = 0.16 \frac{\text{ton}}{\text{hr}} - 0.0728 \frac{\text{ton}}{\text{hr}} = 0.0872 \frac{\text{ton}}{\text{hr}}$$

Composición del licor entrampado y de la oclusión total en el sulfato de magnesio a la salida de la centrífuga refiriendo la composición del licor a la composición del licor madre expresada en % peso.

iones	Licor Entrampado ton/hr	+	Agua Entrampada ton/hr	=	Oclusión total ton/hr
$\text{SO}_4^{=}$	0.0016		0.0001		0.0017
$\text{Cl}^-$	0.0001		-		0.0001
$\text{Mg}^{+2}$	0.0004		-		0.0004
$\text{Na}^+$	0.0000		-		0.0000
$\text{H}_2\text{O}$	<u>0.0051</u>		<u>0.0727</u>		<u>0.07780</u>
Total	0.0072		0.0728		0.0800

$$\text{Licor ocluído} = 0.080 \text{ ton/hr.}$$

$$\text{Cl}^- \text{ en el licor ocluído} = 0.080 \times \frac{0.179 \text{ ton/hr Cl}^-}{9.89 \text{ ton/hr Licor madre}} = 0.0015 \frac{\text{ton}}{\text{hr}}$$

$$\text{ppm en sal epsom (Cl}^-) : \frac{0.0015}{1.5} \times 10^6 = 1000 \text{ ppm Cl}^-$$

- Balance para el sobreflujo del Asentador.

El propósito del balance en el sobreflujo del asentador, es conocer la cantidad de

licor madre que debe de purgarse antes de ser recirculado al reactor. La cantidad de licor madre a purgarse se resuelve por un proceso iterativo, ya que una purga en exceso trae como consecuencia un aumento en el consumo de reactivos y una purga deficiente origina acumulación de cloruros, aumentando el contenido de cloruros en el producto y por consiguiente saldrá éste de especificación. Por lo que el punto a checar será el contenido de cloruros.

Iones	Licor Madre ton/hr	-	Solución Ocluída ton/hr	+	Agua Lavado ton/hr	=	Sobre Flujo Asentador ton/hr	%
$\text{SO}_4^{\text{F}}$	2.187		0.0017				2.1853	21.919
$\text{Cl}^-$	0.179		0.0001				0.1789	1.794
$\text{Mg}^{+2}$	0.611		0.0004				0.6108	6.124
$\text{Na}^+$	0.007		-				0.007	0.070
$\text{H}_2\text{O}$	<u>6.908</u>		<u>0.07780</u>		<u>0.160</u>		<u>6.9882</u>	<u>70.092</u>
	9.890		0.080		0.160		9.970	100.000

Este balance está expresado como la primera corrida del proceso en la que aún no hay recirculación al reactor y por consiguiente no hay acumulación de cloruros. Como se examinó anteriormente, la cantidad de cloruros está en relación directa con la cantidad de sulfato (ión) presente en el licor madre y de esta relación se determina la cantidad de sulfato de magnesio obtenida; por lo que el propósito es obtener la máxima cantidad de sulfato de magnesio con la cantidad de cloruros mínima requerida y el óptimo de materia prima alimentada. Por consiguiente, para asegurar el punto anterior, se requiere el mantener en circulación como máximo 0.1789 ton/hr de cloruros, procediendo a cuantificar la



cantidad de cloruros alimentados al proceso con las materias primas y poder determinar la purga del sistema.

Ahora se procede a cuantificar la materia prima alimentada al sistema considerando la recirculación de licor madre del sobreflujo del asentador a los reactores.

Iones	Alimentación al Cristalizador ton/hr	-	Sobre Flujo del Asentador ton/hr	=	Solución Nueva ton/hr
$\text{SO}_4^-$	2.772		2.1853		0.5867
$\text{Cl}^-$	0.179		0.1789		0.0001
$\text{Mg}^{+2}$	0.759		0.6106		0.1484
$\text{Na}^+$	0.007		0.007		-
$\text{H}_2\text{O}$	7.673		6.9882		0.6848
Total	11.390		9.970		1.4200

Base: 1 Hr

$$\text{H}_2\text{SO}_4 \text{ necesario} = 0.5867 \text{ ton } \text{SO}_4^- \times \frac{98.0775 \text{ ton mol } \text{H}_2\text{SO}_4}{96.0616 \text{ ton } \text{SO}_4^-} = 0.5990 \text{ ton } \text{H}_2\text{SO}_4$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 \text{ a } 95\% = 0.599 \text{ ton} \times 100/95 = 0.6112 \text{ ton}$$

$$\text{Agua que viene con el } \text{H}_2\text{SO}_4 = 0.6112 \text{ ton} - 0.5990 \text{ ton} = 0.0122 \text{ ton } \text{H}_2\text{O}$$

$$\text{Agua producida por reacción} = 0.599 \text{ ton } \text{H}_2\text{SO}_4 \times \frac{18.0153 \text{ ton } \text{H}_2\text{O}}{98.0775 \text{ ton } \text{H}_2\text{SO}_4} = 0.110 \text{ ton } \text{H}_2\text{O}$$

$$\text{MgO requerido} = 0.1484 \text{ ton } \text{Mg}^{+2} \times \frac{40.3114 \text{ ton } \text{MgO}}{24.312 \text{ ton } \text{Mg}^{+2}} \times \frac{100\%}{94.06\%} = 0.2615 \text{ ton } \text{MgO}$$

15% de finos de MgO para neutralizar =  $0,2615 \times 0,15 = 0,0392$  ton

Finos de MgO alimentados =  $0,2615 + 0,0392 = 0,3007$  ton

Agua requerida =  $0,6848 - 0,0122 \text{ ton} - 0,110 \text{ ton} = 0,5626$  ton

Agua cruda adicionada =  $0,5626 \text{ ton} \times \frac{1003,04}{999,773} = 0,5644$  ton

$\text{Cl}^-$  en finos de MgO =  $0,3007 \text{ ton} \times \frac{1,39\%}{100\%} = 0,042$  ton

$\text{Cl}^-$  en agua cruda =  $0,5626 \text{ ton} \times \frac{0,234}{1,000} = 0,0001$  ton

$\text{Cl}^-$  totales en solución nueva =  $0,0042 \text{ ton} + 0,0001 \text{ ton} = 0,0043$  ton

Por consiguiente en este punto hay 0,0043 ton/hr de  $\text{Cl}^-$  en exceso sin considerar aún la purga. Esta cantidad de cloruros al purgarse, se llevarán consigo iones  $\text{Mg}^{+2}$  y  $\text{SO}_4^{=}$ , los cuales deben de aumentarse en la solución nueva para mantener el equilibrio.

Considerando que se purgarán las 0,0043 ton/hr de cloruros, la composición de la purga será la siguiente, basada en la composición del sobreflujo del asentador.

Iones	Composición del Sobre flujo del Asentador % Peso	Composición de la Purga ton/hr
$\text{SO}_4^{=}$	21,919	0,0525
$\text{Cl}^-$	1,794	0,0043
$\text{Mg}^{+2}$	6,124	0,0147
$\text{Na}^+$	0,070	0,0002
$\text{H}_2\text{O}$	70,092	0,1680
Total	100,000	0,2397

Con la cantidad a purgarse se determina la cantidad a recircularse al reactor.

<u>Iones</u>	<u>Sobre flujo del Asentador ton/hr</u>	-	<u>Purga ton/hr</u>	=	<u>Recirculación al Reactor ton/hr</u>
SO <sub>4</sub> <sup>m</sup>	2.1853		0.0525		2.1328
Cl <sup>-</sup>	0.1789		0.0043		0.1746
Mg <sup>+2</sup>	0.6108		0.0147		0.5959
Na <sup>+</sup>	0.0070		0.0002		0.0068
H <sub>2</sub> O	<u>6.9882</u>		<u>0.1680</u>		<u>6.8202</u>
Total	9.9700		0.2397		9.7303

A continuación se cuantifica la cantidad de sólidos no reactivos que se retienen en el filtro prensa. Este filtro retiene los sólidos no reactivos contenidos en los finos de óxido de magnesio. Se estima que el 30% del peso de la torta será solución ocluída, la cual tendrá composición igual a la de la solución alimentada al cristallizador.

Sólidos retenidos = 0.3007 ton - 0.2815 = 0.0392 ton (70% de la torta)

Solución ocluída =  $0.0392 \text{ ton} \times \frac{30\%}{70\%} = 0.0168 \text{ ton}$  (30% de la torta)  
 0.056 ton peso de la torta

Solución nueva corregida por purga y solución perdida en filtro prensa.

<u>Iones</u>	<u>Alimentación al Cristallizador ton/hr</u>	-	<u>Recirculación al Reactor ton/hr</u>	+	<u>Solución Ocluída en Filtro Prensa ton/hr</u>	=	<u>Solución Nueva ton/hr</u>
SO <sub>4</sub> <sup>-</sup>	2.772		2.1328		0.0041		0.6433
Cl <sup>-</sup>	0.179		0.1746		0.0003		0.0047
Mg <sup>+2</sup>	0.759		0.5959		0.0011		0.1642
Na <sup>+</sup>	0.007		0.0068		-		0.0002
H <sub>2</sub> O	<u>7.873</u>		<u>6.8202</u>		<u>0.0113</u>		<u>0.8541</u>
Total	11.390		9.7303		0.0168		1.6765

Requerimiento de adición de reactivos.Base = 1 Hr.Balance de las impurezas del Oxido de Magnesio Corriente 2.Magnesio  $Mg^{+2}$  requerido en la solución nueva = 0.1642 ton.

$$\text{Como } MgO = 0.1642 \text{ ton} \times \frac{40.3114 \text{ ton/ton mol } MgO}{24.312 \text{ ton/ton mol } Mg^{+2}} = 0.2723 \text{ ton } MgO$$

$$\text{Como finos de } MgO = 0.2723 \times \frac{100\%}{94.08\%} = 0.2894 \text{ ton}$$

MgO reactivo = 0.2723 ton.

$$MgO \text{ inerte} = 0.2894 \text{ ton} \times \frac{2.1021\%}{100\%} = 0.0061 \text{ ton.}$$

$$Mg^{+2} \text{ en } MgO \text{ inerte} = 0.0061 \text{ ton} \times \frac{24.312 \text{ ton/ton mol } Mg^{+2}}{40.3114 \text{ ton/ton mol } MgO} = 0.0037$$

$$Mg^{+2} \text{ total en finos estequiométricos} = 0.1642 \text{ ton} + 0.0037 \text{ ton} = \\ = 0.1679 \text{ ton.}$$

Calcio  $Ca^{+2}$  $Ca^{+2}$  en  $CaCl_2$ 

$$= 0.2894 \text{ ton} \times \frac{2.1757\%}{100\%} \times \frac{40.08 \text{ ton/ton mol } Ca^{+2}}{110.986 \text{ ton/ton mol } CaCl_2} = 0.0023 \text{ ton } Ca^{+2}$$

 $Ca^{+2}$  en  $CaSO_4$ 

$$= 0.2894 \text{ ton} \times \frac{0.5945\%}{100\%} \times \frac{40.08 \text{ ton/ton mol } Ca^{+2}}{136.1416 \text{ ton/ton mol } CaSO_4} = 0.0005 \text{ ton } Ca^{+2}$$

\* Ver análisis de materias primas en pag.82.

Ca<sup>+2</sup> en CaO

$$0,2894 \text{ Ton} \times \frac{0,0917\%}{100\%} \times \frac{40,08 \text{ Ton/Ton mol Ca}^{+2}}{56,0794 \text{ Ton/Ton mol CaO}} = 0,0002 \text{ Ton Ca}^{+2}$$

$$\text{Ca}^{+2} \text{ Total en finos estequiométricos} = 0,0023 \text{ Ton} + 0,0005 \text{ Ton} + 0,0002 \text{ Ton} \\ = \underline{0,0030 \text{ Ton}}$$

Cloruros Cl<sup>-</sup>Cl<sup>-</sup> en CaCl<sub>2</sub>

$$0,2894 \text{ Ton} \times \frac{2,1757\%}{100\%} \times \frac{2 \times 35,453 \text{ Ton/Ton mol Cl}^{-}}{110,986 \text{ Ton/Ton mol CaCl}_2} = 0,0040 \text{ Ton Cl}^{-}$$

Sulfatos SO<sub>4</sub><sup>=</sup>SO<sub>4</sub><sup>=</sup> en CaSO<sub>4</sub>

$$0,2894 \times \frac{0,5945\%}{100\%} \times \frac{96,0616 \text{ Ton/Ton mol SO}_4^=}{138,1416 \text{ Ton/Ton mol CaSO}_4} = 0,0012 \text{ Ton SO}_4^=$$

O<sup>=</sup> en óxidos de Ca y Mg.

O<sup>=</sup> en MgO reactivo

$$0,2894 \text{ Ton} \times \frac{94,08\%}{100\%} \times \frac{15,9994 \text{ Ton/Ton mol O}^=}{40,3114 \text{ Ton/Ton mol MgO}} = 0,1081 \text{ Ton O}^= \text{ en MgO}$$

O<sup>=</sup> en MgO inerte

$$0,2894 \text{ Ton} \times \frac{2,1021\%}{100\%} \times \frac{15,9994 \text{ Ton/Ton mol O}^=}{40,3114 \text{ Ton/Ton mol MgO}} = 0,0024 \text{ Ton O}^= \text{ en MgO}$$

O<sup>=</sup> en CaO

$$0,2894 \text{ Ton} \times \frac{0,0917\%}{100\%} \times \frac{15,9994 \text{ Ton/Ton mol O}^=}{56,0794 \text{ Ton/Ton mol CaO}} = 0,0001 \text{ Ton O}^= \text{ en CaO}$$

$$O^= \text{ Total en Oxidos} = 0.1081 \text{ Ton} + 0.0024 \text{ Ton} + 0.0001 \text{ Ton} = \underline{0.1106 \text{ Ton}}$$

SiO<sub>2</sub> en estequiométrico

$$0.2894 \text{ Ton} \times \frac{0.1750\%}{100\%} = 0.0005 \text{ Ton}$$

Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub> en MgO estequiométrico

$$0.2894 \text{ Ton} \times \frac{0.0780\%}{100\%} = 0.0002 \text{ Ton}$$

Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> en MgO estequiométrico

$$0.2894 \text{ Ton} \times \frac{0.094\%}{100\%} = 0.0003 \text{ Ton}$$

B<sub>2</sub>O<sub>3</sub> en MgO estequiométrico

$$0.2894 \text{ Ton} \times \frac{0.2830\%}{100\%} = 0.0008 \text{ Ton}$$

H<sub>2</sub>O (PEC) en MgO estequiométrico

$$0.2894 \text{ Ton} \times \frac{0.3260\%}{100\%} = 0.0009 \text{ Ton}$$

Composición en MgO Alimentado (Exceso) Corriente 6

Finos requeridos para neutralizar = 0.0434 Ton.

Mg<sup>+2</sup> en Finos Exceso

$$\text{MgO Reactivo} = 0.0434 \text{ Ton} \times \frac{94.08\%}{100\%} = 0.0408 \text{ Ton}$$

$$\text{MgO inerte} = 0.0434 \text{ Ton} \times \frac{2.1021\%}{100\%} = 0.0009 \text{ Ton}$$

$$\text{Mg}^{+2} \text{ en MgO Reactivo} = 0.0408 \text{ Ton} \times \frac{24.312 (\text{Ton/Ton mol}) \text{ Mg}^{+2}}{40.3114 (\text{Ton/Ton mol}) \text{ MgO}} = 0.0246 \text{ Ton Mg}^{+2}$$

$$\text{Mg}^{+2} \text{ en MgO inerte} = 0.0009 \text{ Ton} \times \frac{24.312 (\text{Ton/Ton mol}) \text{ Mg}^{+2}}{40.3114 (\text{Ton/Ton mol}) \text{ MgO}} = 0.0005 \text{ Ton Mg}^{+2}$$

$$\text{Mg}^{+2} \text{ Total en finos exceso} = 0.0246 + 0.0005 (\text{Ton}) = 0.0251 \text{ Ton}$$

Ca<sup>+2</sup> en Finos ExcesoCa<sup>+2</sup> en CaCl<sub>2</sub>

$$0.0434 \text{ Ton} \times \frac{2.1757\%}{100\%} \times \frac{40.08 \text{ Ton/Ton mol Ca}^{+2}}{110.986 \text{ Ton/Ton mol CaCl}_2} = 0.0003 \text{ Ton Ca}^{+2}$$

Ca<sup>+2</sup> en CaSO<sub>4</sub>

$$0.0434 \text{ Ton} \times \frac{0.5945\%}{100\%} \times \frac{40.08 \text{ Ton/Ton mol Ca}^{+2}}{136.1416 \text{ Ton/Ton mol CaSO}_4} = 0.0001 \text{ Ton Ca}^{+2}$$

Ca<sup>+2</sup> en CaO

$$0.0434 \text{ Ton} \times \frac{0.0917\%}{100\%} \times \frac{40.08 \text{ Ton/Ton mol Ca}^{+2}}{56.0794 \text{ Ton/Ton mol CaO}} = 0.00003 \text{ Ton Ca}^{+2}$$

$$\text{Ca}^{+2} \text{ Total en finos Exceso} = 0.0003 + 0.0001 + 0.0000 = 0.0004 \text{ Ton}$$

Cl<sup>-</sup> en Finos ExcesoCl<sup>-</sup> en CaCl<sub>2</sub>

\* Ver Análisis de Materias Primas, pág. 82.

$$0.0434 \text{ Ton} \times \frac{2.1757\%}{100\%} \times \frac{35.453 \times 2 \text{ Ton/Ton mol Cl}^-}{110.986 \text{ Ton/Ton mol CaCl}_2} = 0.0006 \text{ Ton Cl}^-$$

SO<sub>4</sub><sup>=</sup> en Finos Exceso

SO<sub>4</sub><sup>=</sup> en CaSO<sub>4</sub>

$$0.0434 \text{ Ton} \times \frac{0.5945\%}{100\%} \times \frac{96.0616 \text{ Ton/Ton mol SO}_4}{136.1416 \text{ Ton/Ton mol CaSO}_4} = 0.0002 \text{ Ton SO}_4^=$$

O<sup>=</sup> en Finos Exceso

O<sup>=</sup> en MgO Reactivo.

$$0.0434 \text{ Ton} \times \frac{94.08\%}{100\%} \times \frac{15.9994 \text{ Ton/Ton mol O}^-}{40.3114 \text{ Ton/Ton mol MgO}} = 0.0162 \text{ Ton O}^-$$

O<sup>=</sup> en MgO inerte

$$0.0434 \text{ Ton} \times \frac{2.1021\%}{100.0\%} \times \frac{15.9994 \text{ Ton/Ton mol O}^-}{40.3114 \text{ Ton/Ton mol MgO}} = 0.0004 \text{ Ton O}^-$$

O<sup>=</sup> en CaO

$$0.0434 \text{ Ton} \times \frac{0.0917\%}{100.0\%} \times \frac{15.9994 \text{ Ton/Ton mol O}^-}{56.0794 \text{ Ton/Ton mol CaO}} = 0.00001$$

$$\text{O}^- \text{ Total en finos Exceso} = 0.0162 + 0.0004 + 0.0000 = 0.0166 \text{ Ton}$$

SiO<sub>2</sub> en Finos Exceso

$$0.0434 \text{ Ton} \times \frac{0.1750\%}{100\%} = 0.0001 \text{ Ton}$$

Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub> en Finos Exceso

$$0.0434 \text{ Ton} \times \frac{0.0780\%}{100.0\%} = 0.00003 \text{ Ton}$$



Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> en Finos Exceso

$$0.0434 \text{ Ton} \times \frac{0.094\%}{100\%} = 0.00004 \text{ Ton}$$

B<sub>2</sub>O<sub>3</sub> en Finos Exceso

$$0.0434 \text{ Ton} \times \frac{0.2830\%}{100\%} = 0.0001 \text{ Ton}$$

H<sub>2</sub>O en Finos Exceso

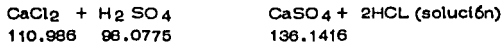
$$0.0434 \text{ Ton} \times \frac{0.3260\%}{100\%} = 0.0001 \text{ Ton}$$

H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> Requerido Corriente 1

$$\text{SO}_4^{=}$$
 requerido para la obtención del MgSO<sub>4</sub> = 0.6433 Ton

$$\text{SO}_4^{=}$$
 requerido para transformar al CaCl<sub>2</sub>      CaSO<sub>4</sub>

$$\text{Cl}^- \text{ en finos de MgO estequiométricos y exceso} = 0.0040 + 0.0008 = 0.0048 \text{ Ton}$$



$$\text{SO}_4^{=}$$
 requerido = 0.0048 Ton Cl<sup>-</sup>  $\times \frac{98.0616 \text{ Ton/Ton mol SO}_4^{=}}{2 \times 35.453 \text{ Ton/Ton mol Cl}^-} = 0.0062 \text{ Ton SO}_4^{=}$

$$\text{SO}_4^{=}$$
 formado = 0.0062 Ton SO<sub>4</sub><sup>=</sup>  $\times \frac{136.1416 \text{ Ton/Ton mol CaSO}_4}{98.0616 \text{ Ton/Ton mol SO}_4^{=}} = 0.0088 \text{ Ton CaSO}_4$

$$\text{SO}_4^{=}$$
 requerido en solución nueva = 0.6433 Ton + 0.0062 Ton = 0.6495 Ton

$$\text{H}_2 \text{SO}_4 \text{ al } 100\% = 0.6495 \text{ Ton SO}_4^{=} \times \frac{98.0775 \text{ Ton/Ton mol H}_2 \text{SO}_4}{98.0616 \text{ Ton/Ton mol SO}_4^{=}} = 0.6631 \text{ Ton}$$

$$\text{H}_2 \text{SO}_4 \text{ al } 95\% = 0.6631 \text{ Ton} \times \frac{100\%}{95\%} = \underline{0.6767 \text{ Ton}}$$

\* Ver Análisis de Materias Primas, pág. 82

$$H_2O \text{ con el ácido} = 0.6767 - 0.6631 = \underline{0.0136 \text{ Ton}}$$

$$H_2O \text{ producida por reacción} = 0.6631 \text{ Ton } H_2SO_4 \times \frac{18.0153 \text{ Ton/Ton mol } H_2O}{98.0775 \text{ Ton/Ton mol } H_2SO_4}$$

$$= 0.1218 \text{ Ton } H_2O \text{ (Incluir esta agua en la corriente 5)}$$

$$H_2O \text{ Total en } H_2SO_4 = 0.0136 \text{ Ton} + 0.1218 \text{ Ton} = \underline{0.1354 \text{ Ton}}$$

$$H^+ \text{ en el } H_2SO_4 = 0.6631 \text{ Ton } H_2SO_4 \times \frac{2 \times 1.0079 \text{ Ton/Ton mol } H^+}{98.0775 \text{ Ton/Ton mol } H_2SO_4} = \underline{0.0136 \text{ Ton}}$$

### Composición del agua adicionada Corriente 3.

$$H_2O \text{ requerida} = 0.8641 \text{ Ton (sin considerar agua en sólidos y oclusión de corriente 8),}$$

$$H_2O \text{ en } H_2SO_4 = 0.0136 \text{ Ton}$$

$$H_2O \text{ producida por reacción} = 0.1218 \text{ Ton}$$

$$H_2O \text{ en MgO} = 0.0009 \text{ Ton}$$

$$H_2O \text{ en yeso} = 0.0034 \text{ Ton}$$

$$H_2O \text{ en oclusión de filtro prensa} = 0.0175 \text{ Ton}$$

$$H_2O \text{ requerida} = H_2O \text{ en alimentación cristalizador} + H_2O \text{ en sólidos Filtro}$$

$$\text{Prensa} + H_2O \text{ en oclusión Filtro Prensa} - H_2O \text{ en fino} -$$

$$\text{MgO Exceso} - H_2O \text{ recirculación} - H_2O \text{ producida por}$$

$$\text{reacción} - H_2O \text{ en finos estequiométricos} - H_2O \text{ en } H_2SO_4.$$

$$= 7.6741 + 0.0034 + 0.0175 - 0.0001 - 6.7501 - 0.1218 - 0.0009 - 0.0136$$

$$= 0.8085 \text{ Ton.}$$

Composición del agua Cruda alimentada:

	% Peso	Corriente 3 agua cruda Ton/Hr.
$\text{SO}_4^{=}$	0.2038	0.0017
$\text{Cl}^-$	0.0234	0.0002
$\text{Mg}^{+2}$	0.0169	0.0001
$\text{Na}^+$	0.0279	0.0002
$\text{Ca}^{+2}$	0.0518	0.0004
$\text{SiO}_2$	0.0020	0.0000
$\text{H}_2\text{O}$	99.6744	0.8085
	100.000	0.8111

#### Solubilidad del Yeso

El  $\text{CaSO}_4$  formado en el reactor, no es totalmente eliminado en el filtro -- prensa, ya que este tiene una solubilidad del 0.015% en la solución al 32% de  $\text{MgSO}_4$  y por consiguiente entra en solución al cristalizador alterando la com posición de alimentación a éste de la siguiente forma:

Solubilidad del yeso en una solución al 32% de  $\text{MgSO}_4 = 0.015\%$  como  $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$

Alimentación al cristalizador = 11.390 Ton/Hr.

$$\frac{11.390 \text{ Ton}}{\text{Hr}} \times \frac{0.015 (\text{Ton CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O})}{32 \text{ Ton MgSO}_4} = 0.0053 \text{ Ton CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$$

Composición en % peso  $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$

Peso molecular  $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O} = 172.1722$

$$\text{Ca}^{+2} = \frac{40.08}{172.1722} \times 100 = 23.2790 \% \text{ peso}$$

$$\text{SO}_4^{-2} = \frac{96.0616}{172.1722} = 55.7939 \% \text{ peso}$$

$$\text{H}_2\text{O} = \frac{2 \times 18.0153}{172.1722} = 20.9271 \% \text{ peso}$$

Composición del yeso soluble

	<u>% Peso</u>	<u>TON/HR</u>
$\text{SO}_4^{-2}$	55.7939	0.0030
$\text{Ca}^{+2}$	23.2790	0.0012
$\text{H}_2\text{O}$	<u>20.9271</u>	<u>0.0011</u>
	100,0000	0.0053

	<u>Alim. Cristdor.</u> <u>Ton/Hr</u>	+ <u>Yeso soluble</u> <u>Ton/Hr</u>	= <u>Alim. Cristdor.</u> <u>corregida p/yeso</u> <u>Ton/Hr</u>	<u>Composición</u> <u>%Peso</u>
SO <sub>4</sub> <sup>=</sup>	2.7720	0.0030	2.7750	24.3521
Cl <sup>-</sup>	0.1790		0.1790	1.5708
Mg <sup>+2</sup>	0.7590		0.7590	6.6606
Na <sup>+</sup>	0.0070		0.0070	0.0614
Ca <sup>+2</sup>		0.0012	0.0012	0.0105
H <sub>2</sub> O	7.6730	0.0011	7.6741	67.3444
<b>Total</b>	<b>11.390</b>	<b>0.0053</b>	<b>11.3953</b>	<b>100.0000</b>

Corriente 9Corriente 10Alimentación Cristalizador

=

Suspensión Cristalizador

	<u>Alimentación Cristalizador</u>		<u>Licor Madre</u>		+ <u>Sal. Eprom.</u>
	<u>Ton/Hr</u>		<u>Ton/Hr</u>	<u>% Peso</u>	<u>Ton/Hr</u>
SO <sub>4</sub> <sup>=</sup>	2.7750		2.1900	22.1317	0.5850
Cl <sup>-</sup>	0.1790		0.1790	1.8089	
Mg <sup>+2</sup>	0.7590		0.8110	6.1746	0.1480
Na <sup>+</sup>	0.0070		0.0070	0.0707	
Ca <sup>+2</sup>	0.0012		0.0012	0.0121	
H <sub>2</sub> O	7.6741		6.9071	69.8018	0.7670
<b>Total</b>	<b>11.3953</b>		<b>9.8953</b>	<b>100.0000</b>	<b>1.5000</b>

Corriente 11Bajo Flujo Asentador

Porcentaje de sólidos considerados = 30% = 1.5 Ton/Hr. de  $MgSO_4 \cdot 7 H_2O$

$$\text{Solución} = 1.500 \text{ Ton/Hr.} \times \frac{70\%}{30\%} = 3.500 \text{ Ton/Hr.}$$

$$\text{Suspensión} = 1.500 \text{ Ton/Hr.} \times \frac{100\%}{30\%} = 5.000 \text{ Ton/Hr.}$$

La solución tendrá la misma composición que el licor madre de la suspensión del cristalizador (corriente 10).

Corriente 11

	<u>Bajo Flujo Asentador</u>		
	<u>Solución</u> <u>Ton/Hr</u>	<u>Sólidos</u> <u>Ton/Hr</u>	<u>Suspensión</u> <u>Ton/Hr</u>
$SO_4^{=}$	0.7746	0.5850	1.3596
$Cl^{-}$	0.0533		0.0633
$Mg^{+2}$	0.2161	0.1480	0.3641
$Na^{+}$	0.0025		0.0025
$Ca^{+2}$	0.0004		0.0004
$H_2O$	2.4431	0.7670	3.2101
	<u>3.500</u>	<u>1.500</u>	<u>5.000</u>

Considerando que el 5% del peso de la torta a la salida de la centrífuga será -  
oclusión, primeramente de licor madre y luego al ser lavada, de agua y rema

nente, la composición del licor madre ocluído será la siguiente:

$$\text{Torta húmeda} = 1.500 \text{ Ton/Hr.} \times \frac{100}{95} = 1.5789 \text{ Ton/Hr.}$$

$$\text{Licor entrampado} = 1.5789 \text{ Ton/Hr} - 1.500 \text{ Ton/Hr} = 0.0789 \text{ Ton/Hr.}$$

	Sal Epsom sin Lavar	
	Ton/Hr	
	Sólidos	Oclusión
SO <sub>4</sub> <sup>=</sup>	0.5850	0.0175
Cl <sup>-</sup>		0.0014
Mg <sup>+2</sup>	0.1480	0.0049
Na <sup>+</sup>		0.0001
Ca <sup>+2</sup>		0.0000
H <sub>2</sub> O	0.7670	0.0551
Total	1.500	0.0789

Al realizar dos lavados con agua cruda y una eficiencia por desplazamiento del 70%, se obtiene lo siguiente:

$$\text{Licor entrampado} = 0.0789 \frac{\text{Ton}}{\text{Hr}} \times 0.30 = 0.02367 \frac{\text{Ton}}{\text{Hr}} \text{ (en primer desplazamiento)}$$

$$\text{Agua entrampada} = 0.0789 \frac{\text{Ton}}{\text{Hr}} \times 0.70 = 0.0552 \frac{\text{Ton}}{\text{Hr}} \text{ (en primer desplazamiento)}$$

$$\text{Licor entrampado} = 0.02367 \frac{\text{Ton}}{\text{Hr}} \times 0.30 = 0.0071 \frac{\text{Ton}}{\text{Hr}} \text{ (en 2º desplazamiento)}$$

$$\text{Agua entrampada} = 0.02367 \frac{\text{Ton}}{\text{Hr}} \times 0.70 = 0.0166 \frac{\text{Ton}}{\text{Hr}} \text{ (en 2º desplazamiento).}$$

$$\text{Agua entrampada total} = 0.0552 \frac{\text{Ton}}{\text{Hr}} + 0.0166 \frac{\text{Ton}}{\text{Hr}} = 0.0718 \frac{\text{Ton}}{\text{Hr}}$$

Licor remanente = 0.0071 Ton/ Hr.

Corriente 12

Agua total requerida = 0.0789 Ton/Hr x 2 desplazamientos = 0.1578 Ton/Hr.

Agua que pasa a los filtrados = 0.1578 - 0.0718 = 0.086 Ton/Hr. El licor en-trampado en el 2º desplazamiento mantendrá la composición del licor madre.

Composición de la sal epsom lavada:

Corriente 14

	<u>Sal Epsom</u> <u>Ton/hr</u>	<u>Oclusión Licor</u> <u>Ton/Hr</u>	<u>Oclusión Agua</u> <u>Ton/Hr</u>	=	<u>Oclusión Total</u> <u>Ton/Hr</u>
SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup>	0.5850	0.0018	-		0.0018
Cl <sup>-</sup>		0.0001	-		0.0001
Mg <sup>+2</sup>	0.1480	0.0004	-		0.0004
Na <sup>+</sup>		0.0000	-		0.0000
Ca <sup>+2</sup>		0.0000	-		0.0000
H <sub>2</sub> O	0.7670	0.0050	0.0718		0.0788
Total	1.500	0.0071	0.0718		0.0789

Los filtrados de la centrífuga serán por consiguiente el licor madre en el ba-  
jo flujo del asentador (solución) menos la oclusión remanente en la sal Epsom-  
+ el agua que pasó a los filtrados.



	<u>Solución del Bajo Flujo</u> <u>Asentador (Cte. 11)</u>	<u>Oclusión remanente</u> <u>en Sal Epsom</u>	<u>Agua que pasa</u> <u>a filtrados</u>	<u>Filtrados</u> <u>Centrífuga</u>
	<u>Ton/Hr</u>	<u>Ton/Hr</u>	<u>Ton/Hr</u>	<u>Ton/Hr</u>
SO <sub>4</sub> <sup>=</sup>	0.7746	0.0016	-	0.7730
Cl <sup>-</sup>	0.0633	0.0001	-	0.0632
Mg <sup>+2</sup>	0.2161	0.0004	-	0.2157
Na <sup>+</sup>	0.0025	0.0000	-	0.0025
Ca <sup>+2</sup>	0.0004	0.0000	-	0.0004
H <sub>2</sub> O	2.4431	0.0768	0.0860	2.4523
<b>Total</b>	<b>3.5000</b>	<b>0.0789</b>	<b>0.0860</b>	<b>3.5071</b>

Sobre flujo Asentador = licor madre (de corriente 10) - solución bajo flujo asentador + filtrados

	<u>Licor Madre de</u> <u>Suspensión Cristdor.</u>	<u>Solución bajo flujo</u> <u>Asentador</u>	<u>Filtrados</u> <u>Centrífuga</u>	<u>Sobre flujo</u> <u>Asentador</u>
	<u>Ton/Hr</u>	<u>Ton/Hr</u>	<u>Ton/Hr</u>	<u>Ton/Hr</u>
SO <sub>4</sub> <sup>=</sup>	2.1900	0.7746	0.7730	2.1884
Cl <sup>-</sup>	0.1780	0.0633	0.0632	0.1789
Mg <sup>+2</sup>	0.6110	0.2161	0.2157	0.6108
Na <sup>+</sup>	0.0070	0.0025	0.0025	0.0070
Ca <sup>+</sup>	0.0012	0.0004	0.0004	0.0012
H <sub>2</sub> O	6.9071	2.4431	2.4523	6.9163
<b>Total</b>	<b>9.8953</b>	<b>3,500</b>	<b>3,5071</b>	<b>9.9024</b>

Composición en % del sobre flujo asentador

	<u>% Peso</u>
$\text{SO}_4^=$	22.0997
$\text{Cl}^-$	1.8066
$\text{Mg}^{+2}$	6.1662
$\text{Na}^+$	0.0707
$\text{Ca}^{+2}$	0.0121
$\text{H}_2\text{O}$	69.8447
Total	<u>100.0000</u>

## Chequeo de Cloruros:

## Entradas:

Corriente 2  $\text{Cl}^-$  en  $\text{CaCl}_2$  = 0.0040 Ton/Hr.Corriente 6  $\text{Cl}^-$  en  $\text{CaCl}_2$  = 0.0006 Ton/Hr.Corriente 3  $\text{Cl}^-$  en  $\text{H}_2\text{O}$  = 0.0002 Ton/Hr.

0.0048 Ton/Hr.

## Salidas:

Corriente 14  $\text{Cl}^-$  en Oclusión S, Epsom = 0.0001 Ton/Hr.Corriente 8  $\text{Cl}^-$  en oclusión filtro prensa = 0.0004 Ton/Hr.

0.0005 Ton/Hr.

$\text{Cl}^-$  a purgarse =  $0.0048 - 0.0005 = 0.0043$  Ton/Hr, lo cual indica que la purga calculada anteriormente es correcta.

La composición de la purga tendrá el mismo análisis que el sobre flujo del asentador (corriente 15).

	<u>Corriente 16</u>
	<u>Purga</u>
	<u>Ton/Hr</u>
SO <sub>4</sub> <sup>=</sup>	0.0526
Cl <sup>-</sup>	0.0043
Mg <sup>+2</sup>	0.0147
Na <sup>+</sup>	0.0002
Ca <sup>+2</sup>	0.0000
H <sub>2</sub> O	0.1662
Total	0.2380

Recirculación al Reactor (corriente 4) = Sobre flujo asentador (corriente 15) - Purga (corriente 16)

	<u>Corriente 4</u>
	<u>Recirculación a</u>
	<u>Reactor</u>
	<u>Ton/Hr</u>
SO <sub>4</sub> <sup>=</sup>	2.1358
Cl <sup>-</sup>	0.1746
Mg <sup>+2</sup>	0.5959
Na <sup>+</sup>	0.0068
Ca <sup>+2</sup>	0.0012
H <sub>2</sub> O	5.7501
Total	9.6644

Corriente	1		2		3	
Constituyente	Acido Sulfúrico		Oxido de Mag - nesio (finos)		Agua Cruda	
	g/l	ton/hr	% peso	ton/hr	g/l	ton/hr
SO <sub>4</sub> <sup>-</sup>	1701.464	0.6495	0.415	0.0012	2.041	0.0017
Cl <sup>-</sup>			1.382	0.0040	0.235	0.0002
Mg <sup>+2</sup>			58.017	0.1679	0.170	0.0001
Na <sup>+</sup>					0.280	0.0002
Ca <sup>+2</sup>			1.037	0.0030	0.520	0.0004
SiO <sub>2</sub>			0.173	0.0005	0.020	0.0000
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>			0.060	0.0002		
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>			0.104	0.0003		
B <sub>2</sub> O <sub>3</sub>			0.276	0.0008		
O <sup>-</sup>			38.217	0.1106		
H <sub>2</sub>	35.708	0.0136				
H <sub>2</sub> O	91.430	0.0138	0.311	0.0009	999.773	0.8085
TOTAL	1828.60	0.6767	100.000	0.2894	1003.039	0.8111

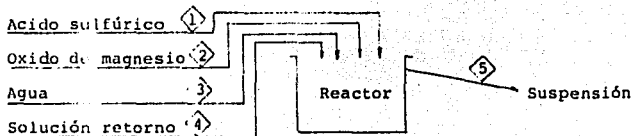
Corriente	4		5		6	
Constituyente	Recirculación		Suspensión Reactor		Oxido de Magnesio (exceso)	
		ton/hr		ton/hr		ton/hr
$SO_4^{2-}$		2.1358		2.7882		0.0002
$Cl^-$		0.1746		0.1788		0.0006
$Mg^{+2}$		0.5959		0.7639		0.0251
$Na^+$		0.0068		0.0070		
$Ca^{+2}$		0.0012		0.0048		0.0004
$SiO_2$				0.0005		0.0001
$Fe_2O_3$				0.0002		0.0000
$Al_2O_3$				0.0003		0.0000
$B_2O_3$				0.0008		0.0001
$O^{=}$				0.0025		0.0166
$H_2$						
$H_2O$		6.7501		7.5731		0.0001
$H_2O$ (por reacción)				0.1218		
TOTAL		9.6644		11.4416		0.0434

Corriente Constituyente	7		8		9	
	Susp. Neutralizador sólidos solución		Insolubles sólidos oclusión		Alim. Cristallizador	
	ton/hr	ton/hr	ton/hr	ton/hr	% peso	ton/hr
SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup>	0,0091	2,7793	0,0091	0,00430	24,3521	2,7750
Cl <sup>-</sup>		0,1794		0,0004	1,5708	0,1790
Mg <sup>+2</sup>	0,0288	0,7604	0,0288	0,0014	6,6606	0,7590
Na <sup>+</sup>		0,0070		0,0000	0,0614	0,0070
Ca <sup>+2</sup>	0,0038	0,0012	0,0038	0,0000	0,0105	0,0012
SiO <sub>2</sub>	0,0006	0,0000	0,0006	0,0000		
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,0002	0,0000	0,0002	0,0000		
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,0003	0,0000	0,0003	0,0000		
B <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,0009	0,0000	0,0009	0,0000		
O <sup>=</sup>	0,0191		0,0191	0,0000		
H <sub>2</sub>				0,0000		
H <sub>2</sub> O	0,0034	7,6915	0,0034	0,0175	67,3444	7,6741
TOTAL	0,0662	11,4188	0,0662	0,0236	100,000	11,3953

Corriente	10		11			12
	Susp. Cristalizador		Bajo flujo asentador			Agua
	solución	Sal epton	solución	sólidos	Total	lavado
Constituyente	ton/hr	ton/hr	ton/hr	ton/hr	ton/hr	ton/hr
$\text{SO}_4^-$	2.1900	0.5850	0.7746	0.830	1.3592	
$\text{Cl}^-$	0.1790		0.0633		0.0633	
$\text{Mg}^{+2}$	0.6110	0.1480	0.2161	0.1480	0.3641	
$\text{Na}^+$	0.0070		0.0025		0.0025	
$\text{Ca}^{+2}$	0.0012		0.0004		0.0004	
$\text{SiO}_2$						
$\text{Fe}_2\text{O}_3$						
$\text{Al}_2\text{O}_3$						
$\text{B}_2\text{O}_3$						
$\text{O}^-$						
$\text{H}_2$						
$\text{H}_2\text{O}$	6.9071	0.7670	2.4431	0.7670	3.2101	0.1578
TOTAL	9.8953	1.5000	3.5000	1.5000	5.0000	0.1578

Corriente	13	14	15	16	
Constituyente	filtrados centrifug.	sal epsom sólidos	Húmeda oclusión	sobreflujo asentador	Purga
	ton/hr	ton/hr	ton/hr	ton/hr	ton/hr
SO <sub>4</sub> <sup>-2</sup>	0.7730	0.5850	0.0016	2.1884	0.0528
Cl <sup>-</sup>	0.0632		0.0001	0.1789	0.0043
Mg <sup>+2</sup>	0.2157	0.1480	0.0004	0.6106	0.0147
Na <sup>+</sup>	0.0025		0.0000	0.0070	0.0002
Ca <sup>+2</sup>	0.0004		0.0000	0.0012	0.0000
SiO <sub>2</sub>					
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>					
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>					
B <sub>2</sub> O <sub>3</sub>					
O <sup>-</sup>					
H <sub>2</sub>					
H <sub>2</sub> O	2.4523	0.7670	0.0768	6.9163	0.1862
TOTAL	3.5071	1.5000	0.0789	9.9024	0.2380



3.4 BALANCE DE ENERGIABalance de Energía en el Reactor:

Reacción Base:	$H_2SO_4 + MgO \longrightarrow MgSO_4 + H_2O$
Entalpias de formación:	-193.69 - 143.84                      -304.94 - 68.317
Entalpias de solución	-18.34    + 21.10
Entalpias expresadas en Kcal/mol.	

$$H^\circ \text{ Reacción} = H_f^\circ \text{ productos} - H_f^\circ \text{ reactivos} + H \text{ solución productos} + H \text{ solución reactivos}$$

$$H^\circ \text{ Reacción} = (-304.94 - 68.317) - (-193.69 - 143.84) + (21.10) + (-18.34) = -31.97 \frac{\text{Kcal}}{\text{mol.}}$$

Para obtener una producción de 1.50 ton/hr de sulfato de magnesio heptahidratado, se requiere conseguir en el reactor 0.813 ton/hr de sulfato de magnesio base anhidra.

$$\text{Calor de reacción} = -31.97 \frac{\text{Kcal}}{\text{mol.}} \times \frac{1 \text{ mol } MgSO_4}{120.3736 \text{ g}} \times \frac{1 \times 10^6 \text{ g}}{1 \text{ ton}} \times \frac{0.813 \text{ ton } MgSO_4}{\text{Hr}}$$

$$Q \text{ Reacción} = -222,678 \frac{\text{Kcal}}{\text{Hr}}$$

Temperatura de mezcla al incorporarse la corriente 4 "Recircula - ción al reactor".

Corriente 4  
Recirculación al Reactor

$$m = 9.6644 \text{ ton/hr}$$

$$C_p = 0.88 \text{ Kcal/Kg}^\circ \text{C}$$

$$T_4 = 50^\circ \text{C}$$

Corriente 5  
Suspensión del Reactor

$$m = 11.4416 \text{ ton/hr}$$

$$C_p = 0.88 \text{ Kcal/Kg}^\circ \text{C}$$

$$T_5 = - \left( \frac{11,441.6 \frac{\text{Kg}}{\text{Hr}} \times 0.88 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}^\circ \text{C}}}{-222,678 \frac{\text{Kcal}}{\text{Hr}}} \right) + 50^\circ \text{C} = 72^\circ \text{C}$$

Se estima una pérdida de calor al ambiente por 135,373 Kcal/hr en el trayecto del reactor - neutralizador - tanque de balance - filtro prensa - tanque de balance para llegar al intercambiador de calor CC-01 a una temperatura de 58.5° C.

Intercambiador de Calor CC-01

Fluido caliente Corr. 9

$$m = 11,395 \text{ Kg/hr}$$

$$C_p = 0.88 \text{ Kcal/Kg}^\circ \text{C}$$

$$T_1 = 58.5^\circ \text{C}$$

$$T_2 = 45.5^\circ \text{C}$$

Fluido frío Corr. 15

$$m = 9,902 \text{ Kg/hr}$$

$$C_p = 0.88 \text{ Kcal/Kg}^\circ \text{C}$$

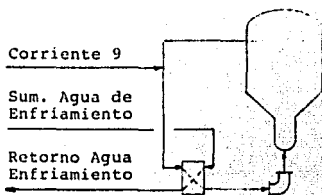
$$t_1 = 35^\circ \text{C}$$

$$t_2 = 50^\circ \text{C}$$

$$Q_{15} = 9,902 \times 0.88 \times (50-35) = 130,706 \text{ Kcal/hr.}$$

$$Q_9 = 11,395 \times 0.88 \times (58.5 - 45.5) = 130,706 \text{ Kcal/hr.}$$

Balance de Energía en Cristalizador y CC-02



$Q$  Enfriamiento =  $Q$  Cristalización +  $Q$  Corriente 9.

Condiciones de la Corr. 9 (alimentación al cristalizador) = 11,395.3 Kg/hr de solución de sulfato de magnesio con una concentración de  $MgSO_4$  de 32.303% en peso y 45.5° C.

Temperatura de operación del cristalizador = 35° C.

De la carta entalpia - concentración para el sistema  $MgSO_4 - H_2O$ :  
para condiciones de alimentación:  $H_1 = -19.43 \frac{Kcal}{Kg}$

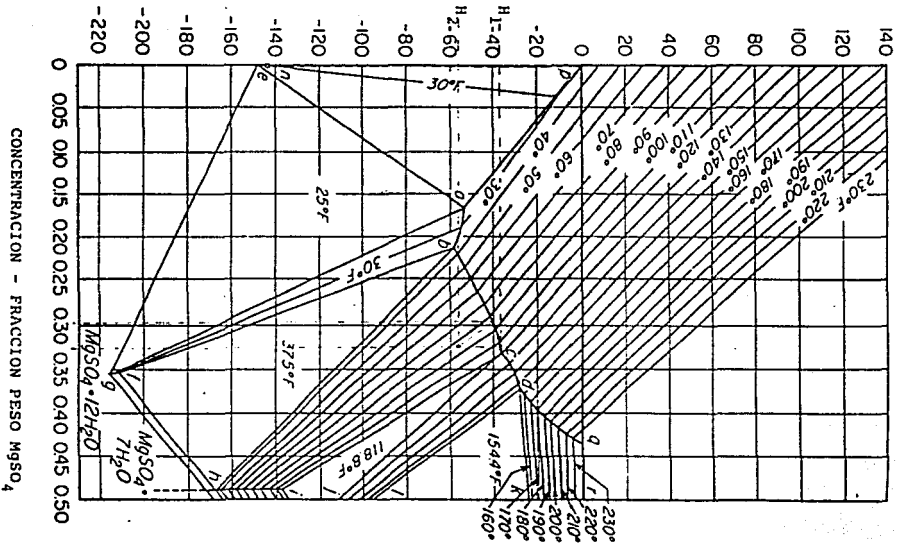
Para las condiciones de operación:  $H_2 = -31.08 \frac{Kcal}{Kg}$

$$Q \text{ cristalización} = m (H_2 - H_1) = 11,395.3 \frac{Kg}{Hr} \times (-31.08 + 19.43) \frac{Kcal}{Kg}$$

$$= -132,755 \frac{Kcal}{Hr}$$

Para evitar incrustaciones en el enfriador de salmuera CC-02, se recomienda que la  $\Delta T$  de la corriente de recirculación sea como máximo 2° C, por lo que el incremento en la temperatura de mezcla-

ENTALPIA BTU/lb SOLUCION



de la corriente de recirculación del cristalizador debe ser de 37°C.

$$Q \text{ Corr. 9} + Q \text{ Cristalización} = Q \text{ Enfriamiento.}$$

$$\begin{aligned} [11,395.3 \frac{\text{Kg}}{\text{Hr}} \times 0.88 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}^\circ\text{C}} \times (37 - 45.5)^\circ\text{C}] + (-132,755 \frac{\text{Kcal}}{\text{Hr}}) = \\ = M_{\text{RC}} \times 0.88 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}^\circ\text{C}} \times (35-37)^\circ\text{C} \end{aligned}$$

$$\text{Gasto másico de recirculación} = M_{\text{RC}} = 123,860 \frac{\text{Kg}}{\text{Hr}}$$

$$\text{Gasto a manejar por la bomba B-07} = 1550 \frac{\text{litros}}{\text{min.}}$$

$$Q \text{ Enfriamiento} = 217,994 \text{ Kcal/Hr.}$$

$$C_{p_{\text{H}_2\text{O}}} = 1.0 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}^\circ\text{C}}$$

$$t_1 = 25^\circ\text{C}$$

$$t_2 = 31^\circ\text{C}$$

$$\text{Gasto másico de agua de enfriamiento} = 36,332 \text{ Kg/Hr.}$$

$$\text{Gasto a manejar por la bomba B-06} = 605 \frac{\text{litros}}{\text{min.}}$$

Balance de Energía en el Secador Rotatorio SR-01

	<u>Sal Epsom</u>	<u>A i r e</u>
Gasto másico en alimentación:	1579 Kg/Hr	3377 Kg/Hr
Agua libre en Alim:	78.90 Kg/Hr	32.45 Kg/Hr
Agua libre en Desc:	1.50 Kg/Hr	109 Kg/Hr
Temp.Alimentación:	30° C	90° C
Temp.Descarga:	30° C	40° C
Calor específico:	0.3612 Kcal/Kg° C	0.24 Kcal/Kg° C (aire seco) 0.45 Kcal/Kg° C (vapor)
Calor latente vapor:		597 Kcal/Kg vapor

Balance de entalpia (Entradas = Salidas)

$$L_s H_{L1} + G_s H_{G1} = L_s H_{L2} + G_s H_{G2}$$

Donde  $L_s$  = Masa de producto seco/Hr.

$G_s$  = Masa de aire seco/Hr.

$H_L$  = Entalpia del sólido.

$H_G$  = Entalpia del aire.

1,2 = Condiciones de entrada y salida, respectivamente.

Entalpia del sólido a la entrada =  $H_{L1}$

$$H_{L1} = \left[ 0.3612 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg S.E.}^\circ\text{C}} \times (30-0)^\circ\text{C} \right] + \left[ \frac{78.90 \text{ Kg H}_2\text{O/Hr}}{1500 \text{ kg S.E./Hr}} \times 1.0 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg H}_2\text{O}^\circ\text{C}} \times \right.$$

$$\left. (30-0)^\circ\text{C} \right] = 12.40 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg S.E.}}$$

Entalpia del sólido a la salida =  $H_{L2}$

$$H_{L2} = \left[ 0.3612 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg S.E.}^\circ\text{C}} \times (30-0)^\circ\text{C} \right] + \left[ \frac{1.50 \text{ Kg H}_2\text{O}/\text{Hr}}{1500 \text{ Kg S.E.}/\text{Hr}} \times 1.0 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg H}_2\text{O}^\circ\text{C}} \times (30-0)^\circ\text{C} \right] = 10.86 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg S.E.}}$$

Entalpia del aire a la entrada =  $H_{G1}$

$$H_{G1} = \left[ 0.24 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg A.S.}^\circ\text{C}} \times (90-0)^\circ\text{C} \right] + \left[ \frac{32.45 \text{ Kg H}_2\text{O}}{3345 \text{ Kg A.S.}} \times 0.45 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg H}_2\text{O}^\circ\text{C}} \times (90-0)^\circ\text{C} \right] + \left[ 597 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg H}_2\text{O}_{\text{VAP}}} \times \frac{32.45 \text{ Kg H}_2\text{O}}{3345 \text{ Kg A.S.}} \right] =$$

$$= 27.78 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg A.S.}}$$

Entalpia del aire a la salida:  $H_{G2}$

$$H_{G2} = \left[ 0.24 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg A.S.}^\circ\text{C}} \times (40-0)^\circ\text{C} \right] + \left[ \frac{109 \text{ Kg H}_2\text{O}}{3345 \text{ Kg A.S.}} \times 0.45 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg H}_2\text{O}^\circ\text{C}} \times ((40-0)^\circ\text{C}) \right] + \left[ 597 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg H}_2\text{O}_{\text{VAP}}} \times \frac{109 \text{ Kg H}_2\text{O}}{3345 \text{ Kg A.S.}} \right] =$$

$$= 29.64 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg A.S.}}$$

Del Balance de entalpia:

Entradas:

$$\left( 1500 \frac{\text{Kg S.E.}}{\text{Hr}} \times 12.40 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg S.E.}} \right) + \left( 3345 \frac{\text{Kg A.S.}}{\text{Hr}} \times 27.78 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg A.S.}} \right) =$$

$$= 115,000 \frac{\text{Kcal}}{\text{Hr}}$$

Salidas:

$$\left(1500 \frac{\text{Kg S.E.}}{\text{Hr}} \times 10.86 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg S.E.}}\right) + \left(3345 \frac{\text{Kg A.S.}}{\text{Hr}} \times 29.64 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg A.S.}}\right) =$$
$$= 115,000 \frac{\text{Kcal}}{\text{Hr}}$$



### 3.5 Datos Generales de Equipo

A-01

#### ALMACEN DE OXIDO DE MAGNESIO

Capacidad = 187.5 toneladas (3750 sacos de 50 Kg)  
 Inventario = 30 días de producción.  
 Area = 8.00 m x 8.40 m

EC-01

#### ELEVADOR DE OXIDO DE MAGNESIO

Tipo = Cangilones.  
 Capacidad = 1 Ton/Hr.  
 Potencia motor = 1.5 Hp.  
 Material de Construcción = Acero al carbón.

TV-05

#### TOLVA DE ALMACENAMIENTO DE OXIDO DE MAGNESIO

Capacidad =  $5.76 \text{ m}^3 = 2.8 \text{ ton.}$   
 Diámetro = 2.0 m.  
 Altura Cilindro = 1.5 m.  
 Altura cono = 1.0 m.  
 Material de Construcción = Acero al carbón.

VR-01/02

#### VALVULAS ROTATORIAS DOSIFICADORAS

Capacidad = 289.4 Kg/Hr. y 4.34 Kg/Hr.  
 Diámetro = 4".

Velocidad = 8 RPM y 2 RPM.  
 Potencia = 1/3 Hp.  
 Material de Construcción = Acero al carbón.

B-01

BOMBA PARA DESCARGA DE AC. SULFURICO DE PIPAS

Capacidad = 190 litros/min.  
 Carga Dinámica Total = 11 m.  
 Presión de Descarga = 2 Kgf/cm<sup>2</sup>.  
 Potencia del Motor = 3 Hp.  
 Material de Construcción = Voluta: Acero al Carbón.  
 Impulsor: Acero inoxidable 316.

TV-01

TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE ACIDO SULFURICO

Capacidad = 200 toneladas (109. m<sup>3</sup>)  
 Inventario = 14 días de operación.  
 Diámetro/  
 Altura = 4.0 m/9.0 m.  
 Material de Construcción = Acero al carbón.

B-02

BOMBA DE CARGA DE ACIDO SULFURICO A REACTORES

Capacidad = 7.57 litros/min.  
 Carga Dinámica Total = 11 m.  
 Presión de Descarga = 2 Kgf/cm<sup>2</sup>.

Potencia del Motor = 2 Hp.

Material de Construcción = Voluta: Acero al carbón.  
Impulsor: Acero inoxidable 316.

TV-04

TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE AGUA

Capacidad = 100 toneladas (109.5 m<sup>3</sup>).

Inventario = 5 días de operación.

Diámetro/Altura = 4.0 m/9.0 m.

Material de Construcción = Acero al carbón.

B-05

BOMBA DE SUMINISTRO DE AGUA AL PROCESO

Capacidad = 40 litros/min (10.56 GPM).

Carga Dinámica = 11 m.

Presión de Descarga = 2 Kgf/cm<sup>2</sup>.

Potencia del Motor = 2 Hp.

Material de Construcción = Acero al carbón.

R-01

REACTOR TANQUE CONTINUAMENTE AGITADO

Capacidad = 17 m<sup>3</sup>.

Diámetro/Altura = 2.8 m/2.8 m.

Tiempo de Resistencia = 1.5 Hrs.

Material de Construcción = Acero inoxidable 304.

Agitador tipo turbina acoplado a motor con reductor  
de velocidad

Velocidad  
Agitador = 80 RPM.

Potencia del  
Motor = 5 Hp.

R-02

REACTOR NEUTRALIZADOR CONTINUAMENTE AGITADO

Capacidad = 11 m<sup>3</sup>.

Diámetro/  
Altura = 2.4 m/2.4 m.

Tiempo de  
Resistencia = 1 Hr.

Material de  
Construcción = Acero inoxidable 304.

Agitador tipo turbina acoplado al motor con reductor  
de velocidad.

Velocidad del  
Agitador = 80 RPM.

Potencia del  
Motor = 5 Hp.

TV-02

TANQUE DE BALANCE DE SOLUCION DE SULFATO DE MAGNESIO

Capacidad = 11 m<sup>3</sup>.

Diámetro/  
Altura = 2.64 m/2.0 m.

Material de  
Construcción = Acero inoxidable 304.

B-03

BOMBA DE AVANCE DE SOLUCION DE SULFATO DE MAGNESIO

Capacidad = 151.4 litros/min.

Carga Dinámica Total = 15 m.

Presión de Descarga = 2 Kgf/cm<sup>2</sup>.

Potencia del Motor = 2 Hp.

Material de Construcción = Acero al carbón.

FP-01/02

FILTROS PRENSA

Flujo Total = 11.5 Ton Hr. (0.58% de sólidos).

Area de Filtración = 7.85 m<sup>2</sup>.

Medio Filtrante = Tela Albany-Norkiska.

Material = Polipropileno.

Partículas a Retener = Hasta 100 micrones.

Ciclos de Operación = 1 Hr.

TV-03

TANQUE DE BALANCE DE SOLUCION DE SULFATO DE MAGNESIOCapacidad = 125 M<sup>3</sup>.Diámetro/  
Altura = 2.0 m/4.0 m.

Material de Construcción = Acero inoxidable 304.

B-04

BOMBA DE AVANCE DE SOLUCION DE SULFATO DE MAGNESIO

Capacidad = 151.4 litros/min.

Carga Dinámica Total = 15 m.

Presión de Descarga = 2 kgf/cm<sup>2</sup>.

Potencia del Motor = 2 Hp.

Material de Construcción = Acero al carbón.

CC-01

INTERCAMBIADOR DE CALOR (SOLUCION-SOLUCION)

Carga Térmica = 130,706 Kcal/hr.

Area de Transferencia = 62.40 m<sup>2</sup>.

Tipo = Placas.

Material de Construcción = Acero inoxidable 316.

B-07

BOMBA DE RECIRCULACION DEL CRISTALIZADOR

Tipo = Turbina (AXIAL).

Capacidad = 1550 litros/min.

Carga Dinámica Total = 6 m.

Potencia del Motor = 15 Hp.

Material de Construcción = Acero inoxidable 316.

CC-02      ENFRIADOR DE SOLUCION DE SULFATO DE MAGNESIO

Carga térmica      =      217,994 Kcal/Hr.  
 Area de Trans-ferencia      =      103.52 m<sup>2</sup>.  
 Tipo      =      Placas.  
 Material de Construcción      =      Acero Inoxidable 316.

C-01      CRISTALIZADOR

Tipo      =      Recirculación con enfriamiento (Krystal).  
 Capacidad      =      1.5 Ton/Hr. de cristales de Sulfato de Magnesio Heptahidratado.  
 Tiempo de Residencia      =      5.7 Hrs.  
 Dimensiones      =      4.0 M diámetro/6.5 m altura.  
 Material de Construcción      =      Acero inoxidable 316.

TE-01      TORRE DE ENFRIAMIENTO

Carga Térmica      =      217,994 Kcal/Hr.  
 Tipo      =      Flujo cruzado.  
 Potencia Motor      =      5 Hp.

B-06      BOMBA DE RECIRCULACION DE AGUA DE ENFRIAMIENTO

Capacidad      =      605 litros/min.  
 Carga Dinámica Total      =      20 m.

Presión de Descarga	=	2 Kg/cm <sup>2</sup> .
Potencia del Motor	=	5 Hp.
Material de Construcción	=	Acero al carbón.

B-08

BOMBA DE AVANCE SUSPENSION DE SULFATO DE MAGNESIO

Capacidad	=	151.4 litros/min.
Carga Dinámica Total	=	15 m
Presión de Descarga	=	2 Kg/cm <sup>2</sup> .
Potencia del Motor	=	2 Hp.
Material de Construcción	=	Acero al carbón.

S-01

SEDIMENTADOR

Capacidad	=	12 m <sup>3</sup> .
Conc. Sólidos en Alim.	=	13.16%
Conc. Sólidos en Desc.	=	30.0%
Dimensiones	=	3.5 m diámetro/1.50 m altura.
Material de Construcción	=	Acero al carbón.

B-09

BOMBA DE RECIRCULACION DE SOLUCION AL REACTOR

Capacidad	=	130 litros/min.
Carga Dinámica Total	=	15 m.



Presión de Descarga	=	2 Kgf/cm <sup>2</sup> .
Potencia del Motor	=	2 Hp.
Material de Construcción	=	Acero al carbón.

**B-10**      BOMBA DE AVANCE DE SUSPENSION DE SULFATO DE MAGNESIO

Capacidad	=	75 litros/min (30% sólidos).
Carga Dinámica Total	=	15 m.
Presión de Descarga	=	2 Kgf/cm <sup>2</sup> .
Potencia del Motor	=	2 Hp.
Material de Construcción	=	Acero al carbón.

**CF-01**      CENTRIFUGA

Capacidad	=	1.5 Ton/hr. (Base seca).
Conc. Sólidos Alimentación	=	30%.
Conc. Sólidos Descarga	=	95% (5% oclusión).
Tipo	=	Canasta (Operación continua).
Potencia Motor	=	10 Hp.

**B-11**      BOMBA DE RETORNO DE LICOR MADRE A SEDIMENTADOR

Capacidad	=	60 litros/min.
Carga Dinámica Total	=	15 m.

Presión de Descarga	=	2 Kgf/cm <sup>2</sup> .
Potencia del Motor	=	2 Hp.
Material de Construcción	=	Acero al carbón.

TG-01      TRANSPORTADOR DE GUSANO PARA CARGA DE SULFATO DE  
MAGNESIO A SECADOR

Capacidad	=	1.5 Ton/Hr.
Diámetro	=	152 mm (6 pulgadas).
Longitud del Transportador	=	2.0 m.
Potencia del Motor	=	1 Hp.

SR-01      SECADOR ROTATORIO

Capacidad	=	1.5 Ton/Hr. (Base seca)
Concentración de Sólidos en Alim.	=	95%
Concentración de Sólidos en Desc.	=	99.9%
Arreglo de Flujos	=	Paralelo.
Volumen de aire de secado	=	56.26 m <sup>3</sup> /min @ 90° C.
Diámetro del Secador	=	1 m.
Longitud del Secador	=	6.4 m.

BV-01

SOPLADOR

Capacidad = 3714 Kg/Hr. (0.8636 m<sup>3</sup>/seg.  
 actuales).  
 Caída de Presión  
 a Vencer = 80 mm H<sub>2</sub>O.  
 Diámetro de la  
 Carcaza = 430 mm.  
 Velocidad = 1420 rpm.  
 Potencia del  
 motor = 2 Hp.

UNIDAD CALEFACTORA

Capacidad = 63,000 Kcal/Hr.

TB-01

TRANSPORTADOR DE BANDA

Capacidad = 1.5 Ton/Hr.  
 Longitud = 2.0 m.  
 Ancho de  
 Banda = 30.5 cm (12 pulgadas).  
 Potencia del  
 Motor = 1 Hp.

EC-02

ELEVADOR DE CANGILONES

Capacidad = 1.5 Ton/Hr.  
 Elevación = 5.0 m.  
 Potencia Motor = 1.5 Hp.

ED-01

ENSACADORA

Capacidad = 2.5 Ton/hr. = 50  $\frac{\text{sacos}}{\text{Hr.}}$  de 50 Kg  
1.7 Ton/Hr. = 83  $\frac{\text{sacos}}{\text{Hr.}}$  de 45 Lbs

Velocidad de ensacado = 1 saco/min. para sacos de 50 Kg  
1.66 sacos/min. para sacos de 45 lbs.

ED-02

BASCULA

Capacidad de Carátula = 200 Kg

Pesada Mínima = 200 g

Dimensiones Plataforma = 1.0 m x 1.0 m

### 3.6 Dimensionamiento del Equipo Principal

#### Dimensionamiento del Cristalizador

Crecimiento del cristal: La velocidad de crecimiento del cristal está definida por la siguiente relación:

$$V_{cc} = \frac{2(y - y_s) M \bar{K}}{d_c}$$

Donde  $\bar{K} = \frac{1}{\frac{1}{k_y} + \frac{1}{k_s}}$  = Coeficiente promedio interfacial de transferencia de masa.

$k_s$  = Coeficiente individual de reacción interfacial =  
 $= 4.505 \times 10^{-5} \frac{\text{g mol}}{\text{cm} \cdot \text{seg} \cdot \text{fracc mol}}$

$k_y$  = Coeficiente individual de transferencia de masa =  
 $= C \left( \frac{D_e G}{u} \right)^{0.6} \left( \frac{u}{\bar{M} D_m} \right)^{0.3} \frac{D_m}{D_e}$

$(y - y_s)$  = Sobresaturación.

$d_s$  = densidad de la solución =  $1.33 \text{ g/cm}^3$ .

$d_c$  = densidad del cristal =  $1.685 \text{ g/cm}^3$ .

$C$  = 0.48 para el  $\text{MgSO}_4$ .

$D_e$  = Diámetro equivalente del cristal = 0.2 cm.

$u$  = Viscosidad de la suspensión =  $1.22 \times 10^{-2} \text{ g/cm} \cdot \text{seg}$ .

$D_m$  = Difusividad molar =  $1.473 \times 10^{-6} \frac{\text{g mol}}{\text{cm} \cdot \text{seg}}$ .

$\bar{M}$  = Peso molecular promedio de la suspensión.

$M_c$  = Peso molecular del cristal =  $246.5 \frac{\text{g}}{\text{g mol}}$

\* En base a método de cálculo de Mc Cabe

De la fig. 14.1 del Mc Cabe, la solubilidad del  $\text{MgSO}_4$  anhidro a  $35^\circ \text{C}$  es 30% peso. Las moles de  $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$  en 100 g de solución son:

$$\frac{\text{Moles } \text{MgSO}_4 \cdot 7 \text{H}_2\text{O}}{100 \text{ g solución}} = \frac{30}{120.4} = 0.249 \text{ g mol}$$

$$\begin{aligned} \text{Masa de } \text{MgSO}_4 \cdot 7 \text{H}_2\text{O} &= 0.249 \text{ g mol} \times \frac{246.5 \text{ g}}{\text{g mol } \text{MgSO}_4 \cdot 7 \text{H}_2\text{O}} \\ &= 61.42 \text{ g } \text{MgSO}_4 \cdot 7 \text{H}_2\text{O} \end{aligned}$$

$$\text{g mol Agua libre} = (100 - 61.42) \times \frac{\text{g mol}}{18 \text{ g } \text{H}_2\text{O}} = 2.143 \text{ g mol } \text{H}_2\text{O}$$

$$\text{Peso molecular prom} = \bar{M} = \frac{100}{0.249 + 2.143} = 41.80 \frac{\text{g solución}}{\text{g mol}}$$

$$\text{Gasto másico en Recirculación} = 123.860 \frac{\text{Kg}}{\text{Hr}} = 34,406 \frac{\text{g}}{\text{seg}}$$

Suponiendo el diámetro del cristalizador = 4 m.

$$\text{Area transversal} = 0.785 \times (4)^2 = 12.56 \text{ m}^2 = 125,600 \text{ cm}^2.$$

$$\text{Masa velocidad} = G = \frac{34,406}{125,600} = 0.274 \frac{\text{g}}{\text{cm}^2 \text{ seg.}}$$

$$\begin{aligned} ky &= \frac{0.48 \times 1.473 \times 10^{-6}}{0.2} \times \left( \frac{0.2 \times 0.274}{1.22 \times 10^{-2}} \right)^{0.6} \times \left( \frac{1.22 \times 10^{-2}}{41.80 \times 1.473 \times 10^{-6}} \right)^0 \\ &= 4.255 \times 10^{-5} \frac{\text{g mol}}{\text{cm}^2 \text{ seg.}} \end{aligned}$$

$$\bar{K} = \frac{1}{ky} + \frac{1}{ks} = \frac{1}{\frac{1}{4.255 \times 10^{-5}} + \frac{1}{4.505 \times 10^{-5}}} = 2.188 \times 10^{-5} \frac{\text{g mol}}{\text{cm}^2 \cdot \text{seg.}}$$

De la tabla de solubilidades para el  $\text{MgSO}_4$  utilizada en la página 92 obtenemos las fracciones mol en alimentación y licor madre y - por diferencia de éstas la sobresaturación:

$$(y-ye) = \frac{0.38}{5.5} - \frac{0.359}{5.5} = 0.00382 \text{ (fracción mol de } \text{MgSO}_4 \text{)}$$

$$V_{cc} = \frac{2 \times 0.00382 \times 246.4 \times 2.188 \times 10^{-5}}{1.685} = 2.44 \times 10^{-5} \frac{\text{cm}}{\text{seg}}$$

Si requerimos que el tamaño promedio del cristal sea 5 mm, el tiempo de residencia requerido para que el cristal obtenga este tamaño será:

$$tr = \frac{0.5 \text{ cm}}{2.444 \times 10^{-5} \frac{\text{cm}}{\text{seg}}} \times \frac{1 \text{ Hr}}{3600 \text{ seg}} = 5.7 \text{ Hrs.}$$

La alimentación al cristalizador es 11.39 ton/hr de solución con densidad de  $1.33 \text{ ton/m}^3$

El volumen del cristalizador será:

$$V \text{ cristalizador} = 11.39 \frac{\text{Ton}}{\text{Hr}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{1.33 \text{ Ton}} \times 5.7 \text{ Hrs.} = 48.8 \text{ m}^3$$



SECADOR ROTATORIO DE SULFATO DE MAGNESIODATOS:

Material: Sulfato de Magnesio Heptahidratado.

Alimentación húmeda: 1578.9 Kg/Hr

Humedad inicial = 5% máxima.

Humedad final = 0.1% máxima.

Temperatura del sulfato de magnesio entrada =  $30^{\circ} \text{C} = T_{L1}$

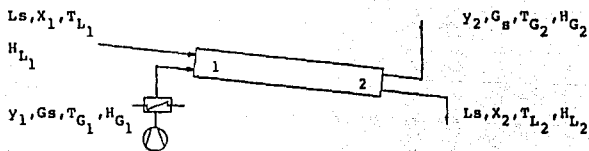
Temperatura del aire ambiente =  $21^{\circ} \text{C}$

Humedad relativa prom. Matamoras = 65%.

Humedad crítica del sulfato de magnesio =  $83^{\circ}$  (máxima del aire a la salida)

Arreglo de flujos aire-producto = corrientes paralelas.

Temperatura de descarga del producto =  $30^{\circ} \text{C} = T_{L2}$

BALANCE DE HUMEDAD (Entradas = Salidas)

$$L_S X_1 + G_S Y_1 = L_S X_2 + G_S Y_2$$

$$L_S = \frac{\text{Masa de Producto Seco}}{\text{Hr.}}$$

$$G_S = \frac{\text{Masa de Aire Seco}}{\text{Hr.}}$$

\* En base a método de Cálculo de Traybal

$$x = \frac{\text{Masa de Agua}}{\text{Masa de producto Seco}}$$

$$Y = \frac{\text{Masa de Agua}}{\text{Masa de Aire Seco}}$$

BALANCE DE ENTALPIA (Entradas = Salidas)

$$L_s H_{L1} + G_s H_{G1} = L_s H_{L2} + G_s H_{G2}$$

$$L_s (H_{L1} - H_{L2}) = G_s (H_{G2} - H_{G1})$$

$$H_L = [Cp_{SEP} (T_L - T_0) + X C_p H_2O (T_L - T_0)] \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg sólido}}$$

$$H_G = [Cp_{\text{aire}} (T_G - T_0) + Y C_p \text{vapor} (T_G - T_0) + C_{lv} Y] \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg Aire}}$$

$$T_0 = \text{Temperatura de referencia} = 0^\circ \text{C}$$

$$Cp_{SEP} = \text{Calor específico del sulfato de magnesio} = 0.3612 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}^\circ \text{C}}$$

$$Cp_{\text{aire}} = \text{Calor específico del aire} = 0.24 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}^\circ \text{C}}$$

$$Cp_{\text{vapor agua}} = \text{Calor específico del vapor} = 0.45 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}^\circ \text{C}}$$

$$C_{lv} = \text{Calor latente de vaporización} = 596.7 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}}$$

BALANCE DE HUMEDAD

Sustituyendo valores en la ecuación de balance de humedad obtenemos la humedad del aire a la salida del secador. SEP = Sal Epsom; As = Aire seco.

$$\text{Humedad del Sulfato a la entrada} = x_1 = \frac{5}{(100-5)} = 0.0526 \frac{\text{Kg H}_2\text{O}}{\text{Kg SEP}}$$

$$\text{Humedad del sulfato a la salida} = x_2 = \frac{0.1}{100-0.1} = 0.001 \frac{\text{Kg H}_2\text{O}}{\text{Kg SEP}}$$

$$\text{De carta psicométrica a } T_{bs} = 21^\circ \text{ C y HR} = 65\% \quad Y_1 = 0.0097 \frac{\text{Kg H}_2\text{O}}{\text{Kg AS}}$$

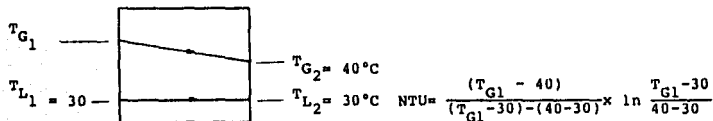
$$L_B = 1578.9 \frac{\text{Kg}}{\text{Hr}} \times \frac{(100-5)}{100} = \frac{1500 \text{ Kg SEP seca}}{\text{Hr}}$$

$$Y_2 = \frac{[1500 \times (0.0526 - 0.001)]}{G_B} + 0.0097$$

$$Y_2 = \frac{77.40}{G_B} + 0.0097$$

NTU = Número de unidades de transferencia. Para secadores rotatorios, la experiencia recomienda que éste tenga un valor de 1.5 a 2.0.

$$\text{NTU} = \frac{T_{G1} - T_{G2}}{\text{MLDT}} = \frac{T_{G1} - T_{G2}}{T_{G1} - T_{L1} - (T_{G2} - T_{L2})} \times \ln \frac{T_{G1} - T_{L1}}{T_{G2} - T_{L2}}$$



$$\text{NTU} = \frac{(T_{G1} - 40)}{(T_{G1} - 30) - (40 - 30)} \times \ln \frac{T_{G1} - 30}{40 - 30}$$

$$T_{G1} = 100^\circ \text{ C; NTU} = 1.946$$

$$T_{G1} = 90^\circ \text{ C; NTU} = 1.7918 \quad \text{Ok. Para estimar balance de calor}$$

$$T_{G1} = 80^\circ \text{ C; NTU} = 1.6694$$

$$H_{L1} = \left[ (0.3612 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg SEP}^\circ \text{C}} \times (30-0) + (0.0526 \frac{\text{Kg H}_2\text{O}}{\text{Kg SEP}} \times 1.0 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg H}_2\text{O}^\circ \text{C}} \times (30-0)^\circ \text{C} \right]$$

$$H_{L1} = 12.44 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg SEP}}$$

$$H_{L2} = (0.3612 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg SEP}^\circ \text{C}} + 0.001 \frac{\text{Kg H}_2\text{O}}{\text{Kg SEP}} \times 1.0 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg H}_2\text{O}^\circ \text{C}} \times (30^\circ \text{C} - 0^\circ \text{C}))$$

$$H_{L2} = 10.866 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg SEP}}$$

$$H_{G1} = [(0.24 + 0.45 \times 0.0097) \times (T_{G1} - 0) + (596.7 \times 0.0097)]$$

$$H_{G1} = 0.2444 T_{G1} + 5.788$$

$$H_{G2} = [(0.24 + 0.45 Y_2) \times (40 - 0) + 596.7 Y_2] = 9.60 + 614.70 Y_2$$

$$\text{Del Balance Global } L_s (H_{L1} - H_{L2}) = G_s (H_{G2} - H_{G1})$$

$$1500 \frac{\text{Kg}}{\text{Hr}} (12.414 - 10.866) \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}} = G_s [(9.60 + 614.70 Y_2) - 0.244 T_{G1} - 5.788]$$

$$2322 = G_s (3.812 + 614.70 \times \frac{77.40}{G_s} + 0.0097) - (0.2444 \times 90)$$

$$2322 = -12.185 G_s + 47577.80$$

$$G_s = 3714 \frac{\text{Kg}}{\text{Hr}}; Y_2 = 0.0326 \frac{\text{Kg H}_2\text{O}}{\text{Kg AS}}$$

$$\text{Temperatura promedio del aire} = \frac{90 + 40}{2} = 65^\circ \text{C}$$

$$\text{Densidad aire a } \bar{T} = 1.002 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}$$

$$\text{Volumen aire} = 3714 \frac{\text{Kg}}{\text{Hr}} \times \frac{\text{m}^3}{1.002 \text{ Kg}} \times \frac{1 \text{ Hr}}{60 \text{ min}} = 61.77 \frac{\text{m}^3}{\text{min}}$$

La velocidad recomendada para el flujo de gas, dentro del secador - y evitar el arrastre de polvos, se considera por experiencia, en el rango de 60 a 150 m/min.

Considerando el diametro del secador = 1 m.

$$v = \frac{61.77 \text{ m}^3/\text{min}}{0.785 \times (1.0)^2 \text{ m}^2} = 78.7 \text{ m/min Ok (baja velocidad del aire)}$$

$$\text{Coeficiente volumétrico de transferencia de calor} = Ua = \frac{83 \text{ G}}{d}^{0.16}$$

$$\text{Masa velocidad promedio } \bar{G} = G_{sv} (1 + \bar{Y})$$

$$\text{Masa velocidad} = G_{sv} = \frac{3714 \text{ Kg/Hr}}{0.785 \times (1.0)^2} = 4731 \frac{\text{Kg}}{\text{Hr m}^2}$$

$$\bar{G} = 4731 (1 + \frac{0.0326 + 0.0097}{2}) = 4831 \frac{\text{Kg}}{\text{Hr m}^2}$$

$$Ua = \frac{83 \times (4831)^{0.16}}{1.0} = 323.71 \frac{\text{Kcal}}{\text{Hr m}^3 \text{ } ^\circ\text{C}}$$

$$C_s = \text{Calor húmedo} = 0.24 + (0.45 \times 0.0097) = 0.2444 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}^\circ\text{C}}$$

$$\text{Longitud de la unidad de transferencia} = H_{TOG} = \frac{G_{sv} C_s}{Ua} =$$

$$= \frac{4731 \times 0.2444}{323.71}$$

$$H_{TOG} = 3.572 \text{ m}$$

$$\text{Longitud del secador} = H_{TOG} \times \text{NTU} = 3.572 \times 1.7918 = 6.4 \text{ m}$$

$$\frac{L}{D} = \frac{6.4}{1.0} \text{ Ok (Perry sugiere una relación L/D entre 4 y 10)}$$

SOPLADOR BV-01

$$\text{Masa de aire} = 3714 \frac{\text{Kg}}{\text{Hr}}$$

$$\text{Temperatura del aire ambiente} = 21^\circ \text{ C}$$

$$\text{Presión barométrica} = 755 \text{ mm Hg}$$

$$\begin{aligned} \text{Gasto volumétrico a Cond. Std.} &= 3714 \frac{\text{Kg}}{\text{Hr}} \times \frac{\text{m}^3}{1.2842 \text{ Kg}} \times \frac{1 \text{ Hr}}{3600 \text{ seg}} = \\ &= 0.8034 \frac{\text{m}^3}{\text{seg}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Gasto volumétrico a Cond. actuales} &= 3714 \frac{\text{Kg}}{\text{Hr}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{1.2025 \text{ Kg}} \times \frac{1 \text{ Hr}}{3600 \text{ seg}} \times \\ &\times \frac{760}{755} = 0.8636 \frac{\text{m}^3}{\text{seg}} \end{aligned}$$

$$\text{Caída de presión en el sistema} = 80 \text{ mm H}_2\text{O}$$

$$\text{Modelo 16-RU-315-1420 Potencia del motor} = 1.5 \text{ Kw} = 2 \text{ Hp}$$

$$\text{Velocidad} = 1420 \text{ rpm}$$

UNIDAD CALEFACTORA DE AIRE

$$\text{Masa de aire} = 3714 \frac{\text{Kg}}{\text{Hr}}$$

$$\text{Humedad relativa} = 65\% = 0.0097 \text{ Kg H}_2\text{O/Kg Aire seco}$$

$$\text{Temperatura de entrada} = 21^{\circ} \text{ C}$$

$$\text{Temperatura de salida} = 90^{\circ} \text{ C}$$

$$C_p \text{ aire} = 0.241 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}^{\circ} \text{ C}}$$

$$\text{Entalpia del gas de entrada} = H_{G1}$$

$$H_{G1} = [(0.24 + (0.45 \times 0.0097)) \times (21-0) + (596.7 \times 0.0097)] =$$

$$= 10.92 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg A.S.}}$$

$$\text{Entalpia del gas de salida} = H_{G2}$$

$$H_{G2} = [(0.24 + (0.45 \times 0.0097)) \times (90-0) + (596.7 \times 0.0097)] =$$

$$= 27.78 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg A.S.}}$$

$$\text{Carga térmica} = Q = m (H_{G2} - H_{G1}) = 3714 \frac{\text{Kg}}{\text{Hr}} \times (27.78 -$$

$$- 10.92 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}}$$

$$Q = 62,621 \frac{\text{Kcal}}{\text{Hr}}$$

DIMENSIONAMIENTO DEL SEDIMENTADOR S-01

Para el dimensionamiento del sedimentador realizaremos las siguientes consideraciones:

Producción requerida = 1.5 ton de sólidos secos/Hr.

Alimentación al sedimentador = 11,395  $\frac{\text{Ton}}{\text{Hr}}$  de suspensión.

Concentración de sólidos en alimentación (Normal) = 13.16%

(Diseño) = 10.00%

Concentración de sólidos en bajo flujo (Normal) = 30.00%

(Diseño) = 45.00%

Concentración de sólidos en sobreflujo (Nor-Diseño) = 0.00%

Diámetro equivalente promedio de los sólidos:

(Normal) = 3 mm

(Diseño) = 1 mm

Viscosidad de la suspensión calculada por la ecuación de Hatscheck (en alimentación).

$$u_{\text{susp}} = \frac{u_{\text{H}_2\text{O}} \text{ a Top.}}{1 - x^{0.333}}$$

x = fracción volumen de sólidos en la suspensión

$$u_{\text{susp}} = \frac{0.94 \text{ cps}}{1 - (0.1071)^{0.333}} = 1.8 \text{ cps}$$

La velocidad de sedimentación "R" es obtenida del artículo de Adam



Zanker (Chemical Engineering, Mayo 19, 1980 pág. 147).

$$\alpha = \frac{\text{DENSIDAD DEL SOLIDO}}{\text{DENSIDAD DEL LIQUIDO}} = \frac{1.70}{1.2654} = 1.343$$

$$R = 0.3 \frac{\text{cm}}{\text{seg}} = 10.80 \frac{\text{m}}{\text{Hr}}$$

Aplicando la ecuación de Coe-Clavenger obtenemos el área requerida para sedimentar.

$$A = \frac{0.405 (F - D)}{R \times \text{grav. esp. líquido}}$$

Donde F = Dilución en alimentación = Ton solución/Ton sólidos

D = Dilución en bajo flujo = Ton solución/Ton sólidos

Base = 1 Hr.

$$\text{Alimentación (Diseño)} = 1.5 \text{ Ton} \times \frac{100\%}{10\%} = 15 \text{ ton de suspensión}$$

$$\text{Solución} = 15 - 1.5 = 13.50 \text{ Ton}$$

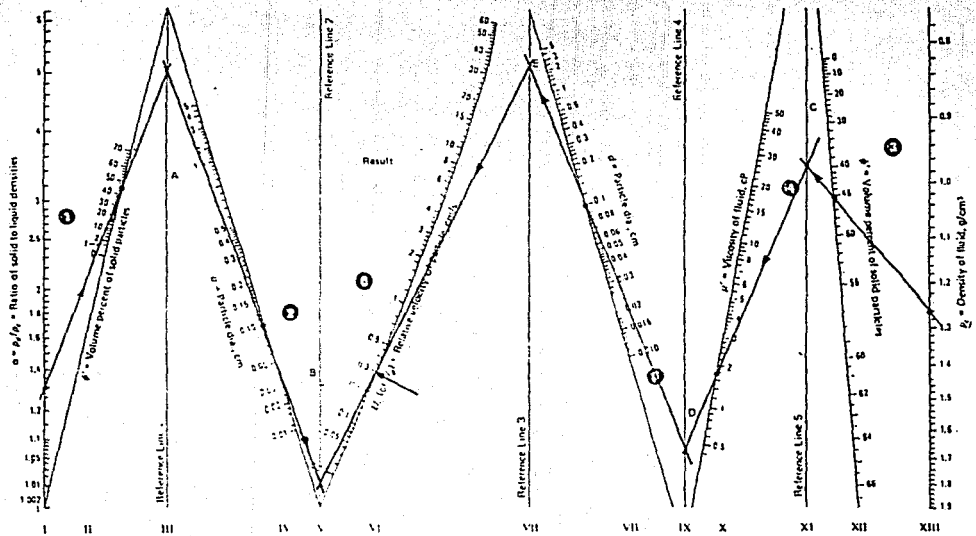
$$F = \frac{13.50}{1.50} = 9.00$$

Sólidos en bajo flujo = 1.50 ton Representando el 45% de sólidos en la suspensión

$$\text{Solución} = 1.5 \times \frac{55}{45} = 1.83 \text{ Ton}$$

$$\text{Suspensión en bajo flujo} = 1.5 + 1.83 = 3.33 \text{ Ton}$$

$$D = \frac{1.83}{1.50} = 1.22$$



Nomograma para velocidades de sedimentación en sistemas sólido-líquido, simple y multipartícula

$$A = \frac{0.405 \times (9.0 - 1.22)}{10.80 \times 1.265} = 0.2313 \frac{\text{m}^2}{\text{Ton s\u00f3lidos/D\u00eda}}$$

$$A_{\text{total}} = 0.2313 \frac{\text{m}^2}{\frac{\text{Ton sol}}{\text{d\u00eda}}} \times 1.5 \frac{\text{Ton s\u00f3lidos}}{\text{Hr}} \times \frac{24 \text{ Hr}}{\text{D\u00eda}} = 8.32 \text{ m}^2$$

$$D = \left( \frac{A}{0.785} \right)^{\frac{1}{2}} = \left( \frac{8.32}{0.785} \right)^{\frac{1}{2}} = 3.25 \text{ m}$$

$$\frac{\text{Volumen de Suspensi\u00f3n Alim.}}{\text{Hora}} = \frac{15 \text{ Ton}}{\text{Hr}} \times \frac{\text{m}^3}{1.2654 \text{ Ton}} = 11.85 \text{ m}^3$$

$$H = \frac{11.85 \text{ m}^3}{0.785 \times (3.25)^2} = 1.43 \text{ m}$$

Las dimensiones propuestas para el sedimentador son:

Di\u00e1metro = 3.5 m

Altura = 1.5 m

### 3.7. Estimado de Inversión

En todo Proyecto de inversión a ser evaluado económicamente, es necesario cuantificar los recursos necesarios para su implementación desde la adquisición del terreno en donde se situará, su preparación, la adquisición del equipo propuesto y las preparaciones necesarias para su montaje hasta la puesta en marcha de la planta.

La cuantificación de todos los recursos necesarios comprende la participación de diversas especialidades de ingeniería entre las que se encuentran: civil, mecánica, química, eléctrica, así como de la experiencia del contratista de construcción.

El resumen de esta cuantificación se denomina volumen de obra y constituye la inversión fija del proyecto.

Podemos definir la inversión fija como el conjunto de bienes que no son motivo de transacciones corrientes por parte de la empresa, que se adquieren en el período de instalación de la planta y se utilizan durante su vida útil.

El estimado de inversión propuesto lo dividiremos en costos directos, constituido por el volumen de obra; costos indirectos, que están relacionados básicamente con la construcción de la planta, sin incluir el montaje del equipo, ya que está considerado en el volumen de obra; el tercer costo lo comprenden la ingeniería de detalle de la planta como sub-contrato y la adquisición del terreno.

A continuación se presenta el desglose del estimado de inversión compren-

diendo costos directos, desglosado por disciplinas, costos indirectos y subcontratos.

En lo sucesivo, las unidades monetarias se presentan en dólares americanos con el único propósito de que éstas sean representativas y de fácil comprensión en cualquier momento de la vida del proyecto.

## ESTIMACION DE COSTOS DE INVERSIÓN

AGOSTO DE 1967

SCOPE: 01 - COSTO DE MATERIALES Y MANO DE OBRERA  
 CAPACIDAD: 2 - 100 TONELADAS  
 LOCALIZACIÓN: MEXICO - PAPIR MIL

## RESUMEN

COSTOS DIRECTOS	Costos
DISCIPLINA 1000 LIMPIEZA DESPUE DEL FONDO NIVELACION, ESCARIFICACION, RELLENO, COMPACTACION	810
DISCIPLINA 2000 CONCRETO INCLUYE ACERO DE REFUERZO, CIMENTA Y ESCOPIERE	11,700
DISCIPLINA 3000 ACERO ESTRUCTURAL	10,731
DISCIPLINA 4000 EDIFICIOS PERMANENTES	7,714
DISCIPLINA 5000 EQUIPO FIJO Y MOVIL	21,872
DISCIPLINA 6000 TUBERIA	11,720
DISCIPLINA 7000 ELECTRICIDAD	16,272
DISCIPLINA 8000 INSTRUMENTACION	1,241
DISCIPLINA 9000 SERVICIOS Y OTRAS MISCELANEOS	10,040
TOTAL DE COSTOS DIRECTOS	100,129
TOTAL DE COSTOS INDIRECTOS	16,233
TOTAL DE SUBCONTRATOS INGENIERIA DE DETALLE	14,000
MARGENES	15,730
GRAN TOTAL	146,102

## ESTIMACION DE COSTOS

CONCEPTO: LIMPIEZA DE TERRENO Y NIVELACION  
 CAPACIDAD: 10.000 m<sup>3</sup> DE TIERRA  
 LOCALIDAD: MATAMOROS, TAMAULIPAS

## VOLUMEN DE OBRAS

## DISCIPLINA 1900

LIMPIEZA DEL TERRENO DESARROLLO NIVELACION TRAZO EXCAVACION RELLENO Y COMPACTACION

CANT	UNIDAD	CONCEPTO	P. UNITARIO Dolares / m <sup>3</sup> de obra	MONTE MONTE
100	m <sup>2</sup>	LIMPIEZA DEL TERRENO TRAZO Y NIVELACION	5.00	500
50	m <sup>3</sup>	EXCAVACION RELLENO COMPACTACION INCLUIE MANO DE OBRAS	4.20	210
COSTO TOTAL DE LA DISCIPLINA 1900				710

## DISCIPLINA 2000

CONCRETO Y MORTERO ACERO DE REFUERZO, CIMENTA Y DESARROLLO MATERIAL Y MANO DE OBRAS

CANT	UNIDAD	CONCEPTO	P. UNITARIO Dolares / m <sup>3</sup> de obra	MONTE MONTE
100	m <sup>3</sup>	CONCRETO PARA LOSAS	71.00	7100
30	m <sup>3</sup>	CONCRETO PARA CIMENTACION	61.30	1839
COSTO TOTAL DE LA DISCIPLINA 2000				8939

## DISCIPLINA 2500

ESTRUCTURA METALICA INCLUYE MATERIALS MANO DE OBRAS Y MONTAJES

CANT	UNIDAD	CONCEPTO	P. UNITARIO Dolares / m <sup>2</sup> de obra	MONTE MONTE
3.000	kg	ESTRUCTURA METALICA SOPORTE	14.00	42000
100	m <sup>2</sup>	LANTARNA M-100	17.00	1700
20	m <sup>2</sup>	ANILLO CIRCULAR TRANSVERSAL	20.00	400
50	m <sup>2</sup>	REJILLA CIRCULAR 3'-0"	20.00	1000
100	m <sup>2</sup>	MALLA CIRCULAR	2.50	250
1	hora	PROFESION CONCRETAR DE M-10	460.00	460
COSTO TOTAL DE LA DISCIPLINA 2500				44350

COSTOS DE 1960

\*\*\*\*\*

COSTOS DE REPARACIONES DE LOS MATERIALES DE CONCRETO DE LA ZONA DE OBRA

CANT	UNIDAD	CONCEPTO	POR UNIDAD	MONTO	MONTO
100	M <sup>2</sup>	BOMBAS DE MANTENIMIENTO Y BOMBAS TERMINADO CUARTO DE CONTROL DE MOTO	40 00		7,700
		Y UNA DE EMERGENCIA DE CILINDROS, BOMBAS Y VENTILADORES PARA EL ALMACEN DE			
		CEMENTO DEBIDO A QUE SE HA DE CON ESTRUCTURA DE CONCRETO REFORZADO Y			
		REFORZADO DE LAMINA FINITA CONSIDERADA EN LA DISCIPLINA 1000			

COSTO TOTAL DE LA DISCIPLINA 1000

7,700

DISCIPLINA 1000

\*\*\*\*\*

EQUIPO

CANT	UNIDAD	CONCEPTO	POR UNIDAD	MONTO	MONTO
				Dolares	Dolares
1	B-01	BOMBA DE SECACION DE ACIDO SULFURICO	2,200	200	2,400
1	B-02	BOMBA DE ALUM. DE AC. SULFURICO A REACTOR	1,700	150	1,850
1	B-03	BOMBA DE AVANCE DE SOLUCION DE MUESTRA	1,150	170	1,320
1	B-04	BOMBA DE AVANCE DE SOLUCION DE MUESTRA	1,150	170	1,320
1	B-05	BOMBA DE ALUM. DE AGUA DE PROCESO	1,200	100	1,300
1	B-06	BOMBA DE RECIRCULACION AGUA DE ENFRIAMIENTO	1,700	200	1,900
1	B-07	BOMBA DE CODO (RECIBO AL CRISTALIZADOR)	1,100	100	1,200
1	B-08	BOMBA DE AVANCE DE SUSPENSION DE MUESTRA	1,100	170	1,270
1	B-09	BOMBA DE RECIRCULACION DE LIECRO AL REACTOR	1,150	140	1,290
1	B-10	BOMBA DE AVANCE DE SUSPENSION DE MUESTRA	1,150	140	1,290
1	B-11	BOMBA DE RECIRCULACION DE FILTRADOS	1,150	140	1,290
1	TV-01	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE AC. DE SULFURICO	2,500	550	3,050
1	TV-02	TANQUE DE BALANCE DE SOLUCION DE MUESTRA	1,200	125	1,325
1	TV-03	TANQUE DE BALANCE DE SOLUCION DE MUESTRA	1,200	125	1,325
1	TV-04	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE AGUA	5,500	550	6,050
1	TV-05	TOLVA DE DOSIFICACION DE OXIDO DE MAGNESIO	750	75	825
1	TV-06	TOLVA DE ALMACENAMIENTO DE SAL EPSON	100	80	180
1	B-01	REACTOR (INCLUYE SISTEMA DE AGITACION)	7,500	1,125	8,625
1	B-02	TANQUE DE NEUTRALIZACION (INCLUYE AGITADOR)	7,500	1,125	8,625
1	C-01	CRISTALIZADOR	25,000	6,250	31,250
1	S-01	SEDIMENTADOR	6,000	1,700	7,700
1	SO-01	SECADOR ROTATORIO	19,100	4,450	23,550
1	CF-01	CENTRIFUGA "P2" PARA MUESTRA	19,000	2,150	21,150
1	TE-01	TORRE DE ENFRIAMIENTO	5,000	500	5,500
2	FR-01	FRIGORIFEROS PRENSA	4,500	750	5,250
1	CC-01	INTERCAMBIADOR DE CALOR TIPO PLACAS	5,000	500	5,500
1	CC-02	INTERCAMBIADOR DE CALOR TIPO PLACAS	5,000	750	5,750
1	EC-01	ELEVADOR DE CARGAS PARA MUESTRA	3,200	750	3,950
1	EC-02	ELEVADOR DE CARGAS PARA MUESTRA	3,200	750	3,950
1	TR-01	TRANSFERENCIADOR DE BANDA	1,200	100	1,300
1	TR-02	TRANSFERENCIADOR DE BANDA	150	100	250
1	AV-01	BOQUILLA CENTRAL Y 6 DE ENFRIAMIENTO DE AGUA	3,700	700	4,400
1	SO-01	SEPARADOR AUTOMATICO CON SISTEMA DE SECAJE	1,100	170	1,270
2	FR-01	FRIGORIFEROS DOSIFICADORES	500	80	580
1	TV-01	MANTECILLAS	22,000	0	22,000
1	EM-02	CAMARERA DE BOMBAS GENERALES	1,300	0	1,300

COSTO TOTAL DE LA DISCIPLINA 1000

217,875



## DISCIPLINA 600

\*\*\*\*\*

## TUBERIAS Y ACCESORIOS (INCLUYE SOPORTERIA, MONTAJE Y AISLAN ENTC.)

CANT.	UNIDAD	CONCEPTO	PRECIO UNITARIO Declarado/Presup.	MONTAJE
350	Kg	TUBERIA DE AC AL CARBON 4-53-8 CED #9	1 80	630
650	Kg	TUBERIA DE AC INOX 216 CED #9	4 00	2 600
100	Kg	TUBERIA DE COBRE 3/4" DE DIAMETRO Y ACCESORIOS	3 00	300
1	Pzda	VALVULA DE FONDO DE CRISTALIZADOR EN ACERO INOX 3/4" DE DIAMETRO	700 00	700
4	Pzda	VALV SOLA CPO AC CARBON INT 55-316 ASIENTO TEFLOM 4"DIAM BRIDGEM	361 00	1 520
8	Pzda	VALV SOLA CPO AC CARBON INT 55-316 ASIENTO TEFLOM 2"DIAM BRIDGEM	393 00	3 144
20	Pzda	VALV SOLA CPO AC CARBON INT 55-316 ASIENTO TEFLOM 2"DIAM ROSCADA	143 00	2 860
20	Pzda	VALV SOLA CPO AC CARBON INT 55-316 ASIENTO TEFLOM 1"DIAM ROSCADA	22 00	440
10	Pzda	VALV SOLA CPO AC CARBON INT 55-316 ASIENTO TEFLOM 3/4"DIAM ROSCADA	16 00	160
2	Pzda	VALVULA DE RETENCION AC INOX 3/4 2" DE DIAMETRO	350 00	700
8	Pzda	VALVULA DE RETENCION AC INOX 3/4 2" DE DIAMETRO	300 00	2 400
6	Pzda	CODO A 90 EN ACERO AL CARBON EXTREMOS BISELADOS DE 4" DE DIAMETRO	9 00	54
10	Pzda	CODO A 90 EN ACERO AL CARBON EXTREMOS BISELADOS DE 3" DE DIAMETRO	7 50	75
25	Pzda	CODO A 90 EN ACERO AL CARBON EXTREMOS BISELADOS DE 2" DE DIAMETRO	7 00	175
25	Pzda	CODO A 90 EN ACERO AL CARBON EXTREMOS BISELADOS DE 1" DE DIAMETRO	4 50	113
15	Pzda	CODO A 90 EN ACERO AL CARBON EXTREMOS BISELADOS DE 3/4" DE DIAMETRO	4 00	60
15	Pzda	CODO A 90 EN ACERO INOX A-403 EXTREMOS BISELADOS DE 3" DE DIAMETRO	26 00	420
20	Pzda	CODO A 90 EN ACERO INOX A-403 EXTREMOS BISELADOS DE 2" DE DIAMETRO	15 00	300
8	Pzda	TEE RECTA EN ACERO AL CARBON EXTREMOS BISELADOS DE 3" DE DIAMETRO	6 00	48
2	Pzda	TEE RECTA EN ACERO INOX A-403 EXTREMOS BISELADOS DE 3" DE DIAMETRO	25 00	50
8	Pzda	TEE RECTA EN ACERO INOX A-403 EXTREMOS BISELADOS DE 2" DE DIAMETRO	21 00	168
10	Pzda	REDUCCION CONC EN AC INOX A-403 DE 3" a 1" DE DIAMETRO	5 00	50
10	Pzda	REDUCCION CONC EN AC INOX A-403 DE 2" a 1 1/2" DE DIAMETRO	6 00	60

MONTAJE 10 C% DEL COSTO DE TUBERIAS Y ACCESORIOS

6 494

COSTO TOTAL DE LA DISCIPLINA 600

22 728

DISCIPLINA 8000

\*\*\*\*\*

ELECTRICO

CANT	CONCEPTO	PRECIO UNITARIO EQUIPO	IMPORTE
1	INSTALACION ELECTRICA PARA 1000VA (220V-440 VOLTS)	6.200 00	6.200
1	TABLERO DE CONTROL DE MOTORES	1.750 00	1.750
1	PLACAS DE EMERGENCIA PARA 500VA	1.900 00	1.900
1	TABLERO DE ALUMBRADO PARA 1000VA	570 00	1.140
1	ACCESORIOS LOCALES ARRANQUE/STOP	110 00	1.100
	COSTO DE MONTAJE 30% DE EQUIPO		2.130

ELECTRICO

CANT	UNIDAD	CONCEPTO	PRECIO UNITARIO (Materiales de 2014 Cotizacion Oficial)	IMPORTE
10	Unid	UNIDAD DE ALUMBRADO DE MARCHA DE 80000 175 W	100 00	1.000
7	Unid	UNIDAD DE ALUMBRADO TIPO REFLECTOR DE 400 W	200 00	1.400
6	Unid	UNIDAD DE ALUMBRADO TIPO FLORESCENTE DE 400 W	70 00	420
1	Unid	UNIDAD DE ALUMBRADO TIPO FLORESCENTE DE 400 W	30 00	30
3500	m	CABLE Y MANGA MONOFILAR 230 VOLTS CAL 10	0 00	0 00
1000	m	TUBO CONDUIT EN GALVANIZADO DE 25mm	4 00	4.000
250	m	TUBO CONDUIT EN GALVANIZADO DE 18mm	3 00	750
3	Unid	APRILLA DE TIERRAS DE 1000V X 2000mm Standard	5 00	15
200	m	CABLE DE ALUMINIO SERVICIO SIMPLE CAL 240 TWS	2 00	400
	Unid	ACCESORIOS DE CONEXION 100% DE MATERIALES		1.100

COSTO TOTAL DE LA DISCIPLINA 8000

29.272

DISCIPLINA 8000

\*\*\*\*\*

INSTUMENTACION

CANT.	CONCEPTO	PRECIO UNITARIO INSTRUMENTO	PRECIO UNITARIO MONTAJE	IMPORTE
1	TABLERO DE CONTROL DE INSTRUMENTOS	1.300 00	520 00	1.820
2	IND DE PRESION TIPO CARATULA CIRCULO QUIMICO (HASTA 55-316)	161 50	24 00	325
20	IND DE PRESION TIPO CARATULA CIRCULO QUIMICO (HASTA 55-316)	43 00	6 45	931
8	IND TEMPERATURA TIPO CARATULA CIRCULO QUIMICO DE AC AL CARBON	77 00	11 55	700
7	ALARMA 870 ALTO BAJO NIVEL	125 00	18 75	1050
2	INDICADORES DE TORQUE ENTE	150 00	22 50	345
4	INDICADORES DE FLUJO	200 00	45 00	1.200
6	INDICADORES DE NIVEL TIPO REFLEX	174 00	26 10	1.201

COSTO TOTAL DE LA DISCIPLINA 8000

9.261

## DISCIPLINA 8000

\*\*\*\*\*

TERRENO Y PLANTA ESPECIA INCLUIRE LIMPIEZA CON CASCO DE ARMADA Y MANTENIMIENTO DE LOS SERVICIOS ESPECIALES

CANT	TIPO	CONCEPTO	PLANTA ESPECIA	VALOR
2.820	M2	AREA ARRIANTAR INCLUIRE LIMPIEZA CON CASCO DE ARMADA Y MANTENIMIENTO DE LOS SERVICIOS ESPECIALES	5.00	14.040
1.120	M2	COPASA DE TERRENO	5.00	5.600

## COSTO TOTAL DE LA DISCIPLINA 8000

\*\*\*\*\*

19.640

## SUBTOTAL COSTOS DIRECTOS

\*\*\*\*\*

328.120

## ALANCE DE SUBCONTRATOS

\*\*\*\*\*

## INGENIERIA DE DETALLE

\*\*\*\*\*

CANT	DISCIPLINA	DESCRIPCION	MONEDAS MONEDA DOCUMENTO	COSTO MONEDA PROYECTO	IMPORTE DOLARES
3	1102	DISEÑO DE TUBERIAS E INSTRUMENTACION	100	3.00	3.000
2	1103	ARREGLO GENERAL DE EQUIPO A STA PLANTA	100	3.00	2.000
3	1104	ARREGLO GENERAL DE EQUIPO A STA ELEVACION	100	3.00	3.000
5	1105	ARREGLO DE TUBERIAS PLANTA Y ELEVACION	100	3.00	1.500
10	1106	DISEÑOS ISOMETRICOS DE TUBERIAS	20	3.00	6.000
1	1107	DISEÑO DE PLANTA	00	3.00	200
2	1108	ARREGLOS DE FUERZA, TUBERIAS ALUMBRADO Y CONTACTOS	00	3.00	600
3	1109	LISTADO DE CABLE Y CONDO	00	3.00	200
4	1120	ARREGLO DE ENSAMBLE Y ARMADO DE SOPORTES	00	3.00	1.200
6	1121	ARREGLO DE IDENTIFICACION, CORTEES Y DETALLES	00	3.00	2.000
1	1122	ARREGLO DE DISEÑOS DE PLANTA Y RESERVOIR	00	3.00	300
2	1123	ARREGLO DE IDENTIFICACION DE PLANTA Y ELEVACION	100	3.00	700
4	1140	ARREGLO DE MANOS Y DETALLES	20	3.00	700
1		AVISO DE PROPOSICION DE ACCION	300	1.00	300
10	TOTAL INGENIERIA DE DETALLE				14.500

## TOTAL SUBCONTRATOS

\*\*\*\*\*

14.500

## ALANCE DE COSTOS INDIRECTOS

\*\*\*\*\*

\*\*\*\*\*

201.400

- 1.-SERVICIO DE CAMPO
- 2.-CANTAS DE EQUIPO PARA CONSTRUCCION
- 3.-EQUIPOS PERMISOS Y FLETES
- 4.-CONSUMIBLES
- 5.-PROCESACION DE WATER ALES
- 6.-GASTOS DE ADMINISTRACION DEL PROYECTO
- 7.-CONSUMOS PROVISIONALES PARA EL EQUIPO Y MATERIALES
- 8.-MANTENIMIENTO DE OFICINA Y SERVICIOS

## TOTAL COSTOS INDIRECTOS

\*\*\*\*\*

201.400

### 3.8. Estimado de Costos de Operación del Proyecto

El estimado de costos de operación del proyecto comprende la cantidad de recursos monetarios necesarios para la operación de la planta. Básicamente lo constituyen dos rubros; costos fijos y costos variables. Los costos fijos son aquéllos en los que hay que incurrir en la operación de la planta y son independientes de la producción; lo constituyen salarios y prestaciones del personal, mantenimiento de equipo fijo y móvil, seguros de la planta.

Los costos variables son aquéllos que están directamente relacionados con la producción; los constituyen materias primas, servicios auxiliares, energía eléctrica, combustibles, equipo móvil relacionado con la producción, empaque, etc.

A continuación se presenta el resumen de costos de operación, así como su desglose.

RESUMEN DEL ESTIMADO DE COSTOS DE OPERACION

PROYECTO : SULFATO DE MAGNESIO -ENTEN-SANTAGO  
 CAPACIDAD : 10,000 TONELADAS/AÑO  
 LOCALIZACION : MATANCOS, TAMAUCAPIPA

COSTOS FIJOS

\*\*\*\*\*

	DOLARES/AÑO	DOLARES/TON
	*****	*****
SALARIOS	142,221	14.22
PRESTACIONES	24,627	2.46
MANTENIMIENTO DE EQUIPO FIJO	5,587	0.55
SEGURO	9,814	0.98
CAMICHERIA DE SERVICIOS	748	0.07
	-----	-----
TOTAL COSTOS FIJOS	183,037	18.30

COSTOS VARIABLES:

\*\*\*\*\*

	DOLARES/TON
	*****
ACIDO SULFURICO	28.18
SULFATO DE SODIO	38.00
AGUA DE PROCESO	0.65
EMPAQUE	1.23
MONTACABOS	0.10
ENERGIA ELECTRICA	1.28
	-----
TOTAL COSTOS VARIABLES	70.46
	*****
COSTO UNITARIO DE PRODUCCION	88.76
	*****

## ESTIMADO DE COSTOS DE OPERACION

OCTUBRE DE 1967

PROYECTO: SULFATO DE MAGNESIO HEPTAHIDRATADO  
 CAPACIDAD: 10,000 TONELADAS/AÑO  
 LOCALIZACION: MATIAS ROMERO, TAMAUCAPIAS

## COSTOS FIJOS

## SALARIOS Y PRESTACIONES

SALARIO MINIMO VIGENTE DEL 14 DE OCTUBRE DE 1967  
 PARIDAD PROMEDIO COMPAÑIA AL 16 DE OCTUBRE DE 1967

5,625.00 Pesos/Día  
 1,364.88 Pesos/Dólar Americano

CANT	FUNCION A DESERIVAR	SALARIO MENSUAL UNITARIO		SALARIO TOTAL MENSUAL ANUAL PRESTACIONES	
		Pesos	Dólares	Dólares	Dólares
1	GERENTE GENERAL	2,362,500	1,510	11,712	4,528
1	SUPERINTENDENTE DE PRODUCCION	1,265,625	809	6,296	2,426
1	INGENIEROS DE VENTAS Y APOYO TECNICO	641,250	418	3,018	1,229
4	INGENIEROS SUPERVISORES DE PRODUCCION	590,625	397	19,117	4,529
1	AYUDANTE DE PERSONAL Y CONTABILIDAD	658,125	421	3,047	1,262
1	SECRETARIA BILINGUE	405,000	259	3,108	776
1	SECRETARIA	337,500	216	2,598	647
1	ALMACENISTA	389,750	194	2,221	592
2	TECNICO DE CONTROL DE CALIDAD	354,375	228	2,472	1,359
3	MECANICO	286,375	193	6,659	650
3	ELECTRICISTA	286,375	193	6,659	650
3	OPERADOR DE REACTORES Y FILTRO PNEUMATICO	270,000	173	6,212	621
3	OPERADOR DE CRISTALIZADOR Y SEDIMENTADOR	270,000	173	6,212	621
3	OPERADOR DE SECADOR Y CENTRIFUGA	270,000	173	6,212	621
2	OPERADOR DE LEYDO	270,000	173	4,141	414
2	OPERADOR DE ENSATACION	253,125	162	3,882	388
8	AYUDANTE GENERAL MATERIAS PRIMAS Y PRODUCTO TERMINADO	219,375	140	15,161	1,514
8	AYUDANTE GENERAL MECANICO-ELECTRICISTA	219,375	140	10,894	1,089
1	CONTABILISTA	292,500	129	1,553	155
4	VELADORES	252,500	129	6,212	621
52	TOTALES			162,221	24,627

## MANTENIMIENTO EQUIPO FIJO

3 EN DEL COSTO DEL EQUIPO FIJO

MONTO DEL EQUIPO

181,175 Dólares

COSTO ANUAL DE MANTENIMIENTO DE EQUIPO FIJO :

5,597 Dólares/Año

## RECORDS

\*\*\*\*\*

3 EN DEL MONTO DE COSTOS DIRECTOS

MONTO DE COSTOS DIRECTOS

523,100 Dólares

COSTO ANUAL DE RECORDS

9,844 Dólares/Año

## CANTINENT DE SERVICIOS GUALES

\*\*\*\*\*

RENDIMIENTO ESTIMADO

6 PPH

COSTO DEL EQUIPO (Dólares)

9,309

RECORRIDO DIARIO ESTIMADO

50 Km/Día

COSTO JOG DE LLANTAS (Dólares)

220

HORAS/AÑO OPERACIÓN

320

MGS./AÑO A DEPRECIAR

10,000

PRECIO DE GASOLINA

267 P/LITRO (127-VIII-87)

FACTOR DE REPARACIÓN

0.5

PARTEIDA CONTR. FIN. JUL-87 1,412.85 Pesos/Dólar

	COMBUSTIBLE Dólares/Año	MANTENIMIENTO Dólares/Año	REPARACIONES Dólares/Año	REEMPL. REP. DE LLANTAS Dólares/Año	TOTAL Dólares/Año
TOTAL COSTO ANUAL	416	139	150	44	749

COSTOS AB-AB-ES  
\*\*\*\*\*

ACIDO SULFURICO AL 15%

\*\*\*\*\*

PRECIO EN PESOS/TONELADA	70,000	
COSTO DEL FLETE MATANCOS-MATANCOS PESOS 10%	5	Incluido en el precio del Acido Sulfurico
TONELADAS/AGG REQUERIDAS	4,511	
COSTO TOTAL EN PESOS/TONELADA DE SULFATO DE MAGNESIO	31,517	
PARIADA PROM COMPRA-VENTA AL 1% DE OCTUBRE DE 1987	1,584.36	
COSTO TOTAL DOLARES/TONELADA DE SULFATO DE MAGNESIO	26.18	

OXIDOS DE MAGNESIO FINOS DE CAUSTICO

\*\*\*\*\*

PRECIO EN PESOS/TONELADA ENSACADO	255,000
COSTO DEL FLETE L D R-MATANCOS / F F C C PESOS/TON	20,200
TONELADAS/AGG REQUERIDAS	2,218
COSTO TOTAL EN PESOS/TONELADA DE SULFATO DE MAGNESIO	54,813
PARIADA PROM COMPRA-VENTA AL 1% DE OCTUBRE DE 1987	1,584.83
COSTO TOTAL DOLARES/TONELADA DE SULFATO DE MAGNESIO	26.32

AGUA DE PROCESO

\*\*\*\*\*

PRECIO ESTIMADO DE AGUA CRUDA EN PESOS/M3	500
M3/DIA REQUERIDO	25
COSTO TOTAL EN PESOS/TONELADA DE SULFATO DE MAGNESIO	70
PARIADA PROM COMPRA-VENTA AL 1% DE OCTUBRE DE 1987	1584.83
COSTO TOTAL DOLARES/TONELADA DE SULFATO DE MAGNESIO	0.85

EMPAQUE

\*\*\*\*\*

PRECIO SACO DE 50 KG PAPEL KRAFT	
CON BARRERA DE POLIETILENO	600
% REPOSICION	20.63%
COSTO TOTAL EN PESOS/TONELADA DE SULFATO DE MAGNESIO	14.400
PARIADA PROM COMPRA-VENTA AL 1% DE OCTUBRE DE 1987	1584.83 Pesos/Dolar
COSTO TOTAL DOLARES/TONELADA DE SULFATO DE MAGNESIO	0.20

MONTACARGAS

\*\*\*\*\*

CONSUMO UNITARIO	3.5730 Litros/Ag-Mr	COSTO DEL EQUIPO (Dolares)	22,000
POTENCIA UNITARIA	60 Hp	COSTO AÑO DE LLANTAS (Dolares)	200
HORAS/AGG OPERACION	500	HRS./AÑO DEPRECIACION	10,000
PRECIO DE LA GASOLINA	267 Pesos/(27-111-87)	FACTOR DE REPARACION	6.5
FACTOR DE POTENCIA	0.7		
PARIADA CONTRA PROM JUL-87	1,612.85 Pesos/Dolar		

CONSUMIBLE	MANTENIMIENTO	REPARACIONES	REPL. Y REP DE LLANTAS	TOTAL
Dolares/Año	Dolares/Año	Dolares/Año	Dolares/Año	Dolares/Año

TOTAL COSTO ANUAL

811

278

551

60

1,700



## ENERGIA ELECTRICA

\*\*\*\*\*

CONCEPTO	CANTIDAD	UNIDAD	VALOR UNITARIO	TOTAL
MOTOR DE BOMBA	0-01	1 CC	700	700.00
MOTOR DE BOMBA	0-02	2 CC	700	1400.00
MOTOR DE BOMBA	0-03	2 CC	700	1400.00
MOTOR DE BOMBA	0-04	2 CC	700	1400.00
MOTOR DE BOMBA	0-05	2 CC	700	1400.00
MOTOR DE BOMBA	0-06	3 CC	700	2100.00
MOTOR DE BOMBA	0-07	15 CC	700	10500.00
MOTOR DE BOMBA	0-08	2 CC	700	1400.00
MOTOR DE BOMBA	0-09	2 CC	700	1400.00
MOTOR DE BOMBA	0-10	2 CC	700	1400.00
MOTOR DE BOMBA	0-11	2 CC	700	1400.00
MOTOR ELECTRO MOTOR D	00-01	15 CC	700	10500.00
MOTOR DE CONTRA-PUSA	00-01	10 CC	700	7000.00
MOTOR TORRE EMPALME	00-01	2 CC	700	1400.00
MOTOR ELEVADOR CAMBIL	00-01	1 CC	700	700.00
MOTOR ELEVADOR CAMBIL	00-02	1 CC	700	700.00
MOTOR TRANSB BANDA	00-01	1 CC	700	700.00
MOTOR TRANSB BUBANC	00-01	0 CC	700	0.00
MOTOR REGULADOR CENTR Y	00-01	2 CC	700	1400.00
MOTOR REGULADOR REACTOR	0-01	0 CC	700	0.00
MOTOR REGULADOR WESTWALIZ	0-02	0 CC	700	0.00
MOTOR REGULADOR WESTWALIZ	00-01	0 CC	700	0.00
MOTOR REGULADOR WESTWALIZ	00-02	0 CC	700	0.00
MOTOR DE PASTAS BODIN	0-01	2 CC	700	1400.00
MOTOR EMPACADORA-COSECORA	0-01	0 CC	700	0.00

FM TOTAL DE INSTALACION EQUIPO 80 00

## ALUMBRADO

\*\*\*\*\*

	Nº LAMPARAS	POTENCIA	HORAS	WATIOS
AREA DE PROCESO	6	175	240	2520.00
CENTRO DE CONTROL DE MOTORES	2	140	240	672.00
PLANTA DE EMERGENCIA	1	140	240	336.00
OFICINAS BANCOS Y VESTIDORES	5	140	240	1980.00
ALUMBRADO EXTERIOR	7	420	240	7056.00
REACCION NAT PRIMA Y PROC TERMINAL	4	175	240	1512.00
SERIALIZACION CRISTALIZADOR	1	00	240	0.00
FM TOTAL DE INSTALACION ALUMBRADO	0 20			41 584.00

## FACTORES DE CARGO PARA EL CALCULO

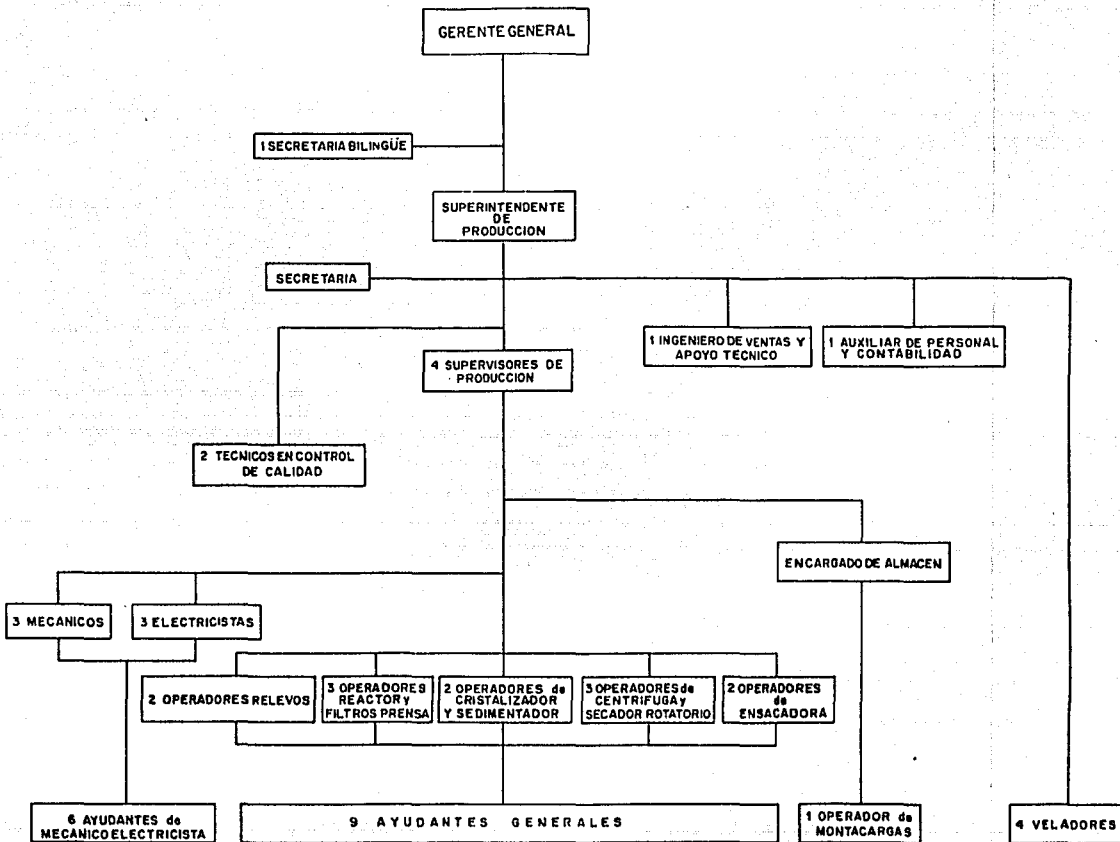
INSTALACION (FACTOR EN OCTUBRE DE 1987)	1.00	200.000
FACTORES DE CARGO ADICIONAL POR KILOWATT		
CONSUMIDOR (FACTOR EN OCTUBRE DE 1987)	1.00	410.000

## REQUERIDA CALCULADA

COSTO TOTAL EN PESOS/DONELADA DE SULFATO DE MAGNESIO	81 584.00
PARTICIPA POR CONSTRUCCION AL 10% DE OCTUBRE DE 1987	8158.40
COSTO TOTAL EN DOLARES/DONELADA DE SULFATO DE MAGNESIO	1 279.00

CAPITULO 4

EVALUACION DEL PROYECTO



#### 4. EVALUACION DEL PROYECTO

El presente capítulo está dividido en tres partes:

La primera presenta el marco teórico de la evaluación, es decir, el objetivo e importancia de la evaluación y las técnicas comúnmente usadas para llevar a cabo la evaluación.

La segunda parte comprende las bases con que se evaluará el proyecto. En otras palabras, incluye la información financiera necesaria para la evaluación del proyecto.

La tercera parte es en sí la evaluación económica y financiera, tomando en cuenta los datos de la segunda parte y utilizando las técnicas descritas en la primera. Esta parte incluye punto de equilibrio y análisis de sensibilidad.

Para la preparación de la información, se tomó en cuenta el año de 1988 completo, para la implementación; 1989 como el año de arranque del proyecto a un 75% de su capacidad; y a partir de 1990 trabajará al 100% de su capacidad.

Todas las proyecciones financieras y datos se formularon en base a precios constantes de octubre de 1987, por 10 años, por considerarse que las proyecciones a precios corrientes implican un alto grado de subjetividad, sobre todo en el momento

económico que vive actualmente nuestro país.

#### 4.1. Marco Teórico

##### 4.1.1. Objetivo e importancia de la Evaluación de Proyectos

La complejidad de las operaciones en los negocios ha ido aumentando paulatinamente conforme a la competencia creciente en todos los campos, requiriéndose una mayor sofisticación en la administración de las empresas. Esto se ha traducido entre otras cosas, en la necesidad de medir con mayor exactitud la bondad de las operaciones realizadas, esto a través de la evaluación de inversiones.

Como su nombre lo indica, la evaluación de una inversión consiste en ponderar todos aquellos factores que afectan a la inversión como tal, así como los factores limitantes o condicionantes de los beneficios arrojados por la realización de la inversión misma. Abarca prácticamente todas las áreas, requiriéndose profundizar en algunas y en otras sólo revisarlas superficialmente. Lógicamente el revisar todas y cada una de las áreas involucradas en una evaluación requeriría de un estudio muy complejo y extenso, que seguramente acabaría por resultar incompleto y de poco valor. Por último, para que un proyecto resulte atractivo desde el punto de vista empresarial, debe ofrecer una rentabilidad que justifique la

asignación de recursos hacia el mismo, por lo que, a continuación se describirán brevemente las técnicas más usadas para evaluar un proyecto de inversión.

#### 4.1.2. Técnicas de Evaluación

##### A. TIEMPO DE RECUPERACION

Se define como el período de tiempo en que, a través de los ingresos producidos por el proyecto, se recupera la inversión inicial.

Este criterio se basa en los flujos de efectivo sin financiamiento.

Para su cálculo, cuando los beneficios del proyecto son iguales en todos los años, basta dividir el monto de la inversión entre los beneficios esperados anualmente.

Si lo anterior no es el caso, se calcula de la siguiente manera:

$$\text{T.R.} = N - 1 + \frac{(FA)_{N-1}}{(FN)_N} \quad \text{AÑOS}$$

DONDE:

TR = Tiempo de recuperación

N = Año en que el flujo de efectivo acumulado cambia de signo

$(FA)_{N-1}$  = Flujo de efectivo acumulado al año previo a N.

$(FN)_N$  = Flujo de efectivo neto en el año N.

**VENTAJAS DE ESTE METODO:**

- Es fácil de calcular
- Es de fácil comprensión

**DESVENTAJAS:**

- No toma en cuenta el valor del dinero en el tiempo.
- No considera los beneficios posteriores al tiempo en que se recupera la inversión.
- No se dispone de un patrón de medición soportado por bases sólidas. El tiempo de recuperación mínimo establecido como objetivo de la empresa, es diferente para cada empresa, ya que es un concepto muy subjetivo, difícil de precisar.

**B. RENDIMIENTO SOBRE LA INVERSION (ROI)**

Este criterio de evaluación está basado en los datos que proporciona el Estado de Resultados Proforma, con financiamiento.

El ROI puede ser calculado a diferentes niveles del Estado de Resultados, siendo todos los cálculos válidos, dependiendo del nivel al que se calculan, la interpretación que se les da. En nuestro caso, lo calcularemos al nivel de utilidad neta, es decir:



$$\frac{\text{Utilidad Neta}}{\text{Inversión en Activo Fijo} + \text{Gastos.Fin.Cap.}} = \frac{\text{Ingresos}}{\text{Egresos}}$$

**VENTAJAS:**

- Fácil cálculo
- Fácil interpretación

**DESVENTAJAS:**

- No toma en cuenta el valor del dinero en el tiempo
- Selecciona en base a un año normal.
- Utiliza un promedio que compara años y dineros diferentes.

**C. VALOR NETO PRESENTE (VNP)**

El valor neto presente se basa en el estado de flujos de efectivo netos, con financiamiento y nos dice en cuanto equivalen los flujos totales, futuros, en dinero, del momento de arranque de la planta, transfiriéndolos a valor presente por medio de una relación que considera un factor de actualización.

Cuando el VNP resultante es positivo, representa el dinero a valor actual que nos generará el proyecto, ya descontada la inversión inicial, es decir, la utilidad en dinero de hoy

que obtendremos por el proyecto en su vida total, por lo que serán los proyectos aceptables.

Se calcula por medio de la expresión:

$$VNP = \sum_n^N F_n (1 + fa)^{-n}$$

DONDE:

$F_n$  = Flujo neto de efectivo en el año  $n$

$fa$  = Factor de actualización

$N$  = Número de años

$n$  = Año relativo

El factor de actualización ( $fa$ ) para proyectos que consideran precios constantes, se calcula de la siguiente forma:

$$fa = (1 - t) i \frac{L}{V} + k \frac{E}{V}$$

DONDE:

$fa$  = Costo de capital o factor de actualización

$i$  = Interés promedio sobre la deuda.

$t$  = Tasa impositiva sobre la deuda.

$L$  = Préstamo.

$V$  = Inversión en Activo Fijo.

$k$  = Interés "exigido" por la empresa.

$E$  = Capital Social.

Este método considera el valor del dinero en el tiempo, suponiendo una continua disponibilidad de ilimitadas oportunidades de inversión, trasladando sus resultados a valor actual mediante una tasa de interés constante año con año.

El método del VNP es el único cuyos resultados se ven influenciados por el costo del dinero de la empresa, el que a su vez refleja los cambios en las condiciones de los mercados de dinero y de capital, a corto y largo plazo.

El costo del dinero de una negociación se le puede definir como el promedio ponderado de todas las formas de financiamiento utilizados por la misma. El factor de ponderación será la proporción con que se utilicen cada una de las fuentes de financiamiento, dentro del total del mismo.

El resultado al aplicar este método está restringido por el uso de una tasa de actualización constante para toda la vida del proyecto, lo cual no siempre es cierto.

Por otra parte, también puede considerarse que el resultado obtenido por este método involucra únicamente la tasa de in-

terés adicional al costo del dinero que se obtendría al realizarse el proyecto.

Tomando en cuenta lo antes mencionado, se puede afirmar que el método del valor neto presente es una herramienta adecuada de que se dispone para evaluar alternativas de inversión, siempre y cuando lo que se busque sea la tasa de interés adicional al costo del dinero o el valor neto presente de los beneficios adicionales, al recuperarse la inversión.

#### D. TASA INTERNA DE RENDIMIENTO (TIR)

La tasa interna de rendimiento o de retorno puede definirse como la tasa de descuento a la cual la suma algebraica del flujo de efectivo generado por la inversión más la inversión misma, resulta igual a cero, es decir, es la tasa a la cual el valor neto de los flujos de efectivo es igual a cero.

El patrón de comparación se obtiene a través de dos etapas:

- 1) Obtención de una tasa de rendimiento genérica.
- 2) Afinación de dicha tasa por las condiciones particulares.

La tasa genérica está dada por el rendimiento que ofrecen los valores de renta fija, siendo ésta la menor que puede desearse. La modificación de dicha tasa mínima por las con-

diciones particulares se desprende, en primer término de la operación actual del negocio o inversión ya instalada.

Por lo anterior, la tasa de recuperación mínima aceptable debería de ser mayor a la de los valores de renta fija, cosa que en la actualidad y por la situación macroeconómica actual, no es posible, ya que el rendimiento de los valores de renta fija oscila entre 8 y 10% en dólares, 94 a 105% en pesos. Para contrarrestar esto, se debe tomar la tasa de rendimiento real, es decir, hay que considerar la inflación, dándonos esto una tasa mucho menor y más accesible de ser alcanzada por un proyecto. La expresión para el cálculo de la tasa es la siguiente:

$$\sum_{n=1}^N F_n (1 + r)^{-n} = 0$$

DONDE:

r = TIR

N = Número de años

F<sub>n</sub> = Flujo de efectivo en el año n

Para encontrar el valor de la tasa interna "r" se procede de la siguiente manera:

Con una tasa " $r_1$ " calculamos el valor neto presente ( $VNP_1$ ), si éste resulta negativo, con una tasa " $r_2$ " volvemos a encontrar el valor neto presente ( $VNP_2$ ) que sea positivo. Posteriormente, interpolamos para encontrar la tasa " $r$ ".

$$r = \frac{r_1 VNP_1 - r_2 VNP_2}{VNP_1 - VNP_2}$$

La forma de encontrarla es iterando, siendo esto bastante difícil manualmente.

#### VENTAJAS:

- 1) Toma en cuenta el concepto del valor del dinero en el tiempo.
- 2) No se hace una selección arbitraria de la tasa de actualización.
- 3) Se obtiene un resultado comparable con un patrón de medición común.

#### DESVENTAJAS:

- 1) La ecuación que se establece para obtener la tasa de recuperación siempre será de orden " $n$ ", por lo que es posible que existan " $n$ " respuestas pudiendo ser positivas, negativas o imaginarias. El problema es determinar cuál es la tasa correcta. Sin embargo, son raros aquellos proyectos en que se presenta esta situación, la cual es motivada por los flujos de efectivo al cambiar de signo.

- 2) Este método no es afectado por las dimensiones de los flujos de efectivo. En otras palabras, no toma en cuenta la disponibilidad de capital por invertir.
- 3) El método intrínsecamente supone que los flujos de efectivo intermedios, reinvertirán o se financiarán a la tasa interna de recuperación que arroja el método. Esta suposición puede ser aventurada especialmente cuando la tasa interna de recuperación es muy alta o muy baja.

#### 4.2. BASES DE LA EVALUACION

Para la elaboración de la evaluación económica del Proyecto, se consideran los siguientes parámetros:

La evaluación económica se realiza a precios constantes, en dólares americanos, con el único propósito de que los datos que arroje tal-evaluación sean representativos en cualquier tiempo. El realizarla en pesos, implicaría utilizar factores escalatorios año con año, - los cuales en la actualidad son imposibles de pronosticar.

La vida útil de la Planta, se consideró a 10 años, con un año para la construcción. Su depreciación, por consiguiente, también se estima en 10 años, en línea recta.

Se consideró un financiamiento del 50% de la inversión en activo fijo pagadero a 5 años, con una tasa de interés del 12% anual sobre - saldos insolutos, capitalizable semestralmente, con un semestre de gracia.

A continuación se presenta el desglose y cálculos requeridos para la elaboración de la evaluación económica.



#### 4.2.1 Presupuesto de Ventas

Como se mencionó al inicio de este capítulo, se trabajará el primer año a 75% de la capacidad instalada y a partir del segundo año al 100%, basados en esto, los volúmenes que se piensan vender son los siguientes:

<u>AÑO</u>	<u>VENTAS</u> <u>( TONS )</u>
1989	7,500
1990	10,000
1991 hasta 1998	10,000

Sabiendo que nuestro precio de venta será de 132 dólares/ton, tenemos que el monto de las ventas ascenderá a:

<u>AÑO</u>	<u>VENTAS</u> <u>DOLARES</u>
1989	990,000
1990	1'320,000
1991 hasta 1998	1'320,000

#### 4.2.2. Presupuesto de Gastos

##### 4.2.2.1. Gastos de Administración

Los gastos de Administración están calculados como el 2% sobre Ventas anuales. Estos gastos son por concepto de papelería, copias, gasolina de ejecutivos, etc.

##### 4.2.2.2. Gastos de Venta

Los Gastos de Venta son aquellos en que se incurre para realizar la comercialización de los productos e incluyen los gastos de representación y viáticos del vendedor.

Se calcularon como el 1% de las ventas.

##### 4.2.2.3. Gastos Financieros

Los Gastos Financieros, son aquellos en que se incurre por la captación de los recursos financieros necesarios para la implementación del proyecto. Es decir, los intereses que se pagan por los recursos que serán financiados a la empresa por la Banca.

Para este proyecto se consideró un apalancamiento de 1:1, es decir, un financiamiento del 50% del total de la inversión, siendo el otro 50% aportado por los accionistas como Capital

Social.

Inversión en Activo Fijo = 435,000 dólares.

FUENTE:

Capital Social = 217,500 dólares

Financiamiento = 217,500 dólares

Programa de Erogaciones

	<u>1er. Semestre 1988</u>	<u>2°. Semestre 1988</u>
Capital	217,500	0
Financiamiento	<u>0</u>	<u>217.500</u>
Inversión	217,500	217,500

Las condiciones para la contratación del financiamiento son las siguientes:

Años de pago	=	5
Períodos de gracia	=	1 semestre
Tipo de capitalización	=	semestral
Recibo del préstamo	=	al inicio del 2°. semestre de 1988
Fechas de pago de capital	=	a finales de período
Tasa de interés	=	12% anual sobre saldos insolutos

TABLA No. 15  
GASTOS FINANCIEROS Y PAGO PRINCIPAL

( Miles de Dólares )

<u>Periodo</u>	<u>Saldo Inicial</u>	<u>Préstamo</u>	<u>Pago Capital</u>	<u>Anual</u>	<u>Saldo Final</u>	<u>Gastos Financieros</u>	<u>Anual</u>	<u>Gastos Financ. Capitaliz.</u>
2° 1988	0	217.5	0		217.5	0		13.1
1° 1989	217.5	0	21.8		195.8	13.1		0
2° 1989	195.8	0	21.8	43.6	174.0	11.7	24.8	0
1° 1990	174.0	0	21.8		152.3	10.4		0
2° 1990	152.3	0	21.8	43.6	130.5	9.1	19.5	0
1° 1991	130.5	0	21.8		108.8	7.8		0
2° 1991	108.8	0	21.8	43.6	87.0	6.5	14.3	0
1° 1992	87.0	0	21.8		65.3	5.2		0
2° 1992	65.3	0	21.8	43.6	43.5	3.9	9.1	0
1° 1993	43.5	0	21.8		21.8	2.6		0
2° 1993	21.8	0	21.8	43.6	0	1.3	3.9	0

#### 4.2.3. Capital de Trabajo

El capital de trabajo se define como la diferencia entre el Activo Circulante y el Pasivo Circulante.

En ocasiones, sobre todo al inicio de un proyecto, es necesario hacer inversiones de capital de trabajo, es decir, este se calculará según nuestros requerimientos de recursos para poder operar de acuerdo a las actividades normales de la empresa y su monto. Por lo tanto los rubros que integran éste, junto con las políticas a seguir son los siguientes:

Caja y Bancos	1 Mes de Costo Fijo
Cuentas por Cobrar	1 Mes de Ventas
Materia Prima	1 Mes de Costo Variable
Productos en Proceso	2 Días de Costo Total
Productos Terminados	5 Días de Venta
Cuentas por Pagar	1 Mes de Costo Variable.

A continuación se presenta la tabla de cálculos de capital de trabajo, y el monto de las inversiones adicionales para cubrir el requerimiento de capital de trabajo.

TABLA No. 16  
CALCULO DE CAPITAL DE TRABAJO  
MILES DE DOLARES

PROYECTO: Sulfato de Magnesio Heptahidratado.

PERIODO	1988	1989	1990	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998
AÑO RELATIVO	-1	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Caja y Bancos		15	15	15	15	15	15	15	15	15	15
Cuentas por Cobrar		83	110	110	110	110	110	110	110	110	110
Materia Prima		44	58	58	58	58	58	58	58	58	58
Producto en Proceso		4	5	5	5	5	5	5	5	5	5
Producto Terminado		14	18	18	18	18	18	18	18	18	18
<b>TOTAL ACTIVO CIRCULANTE</b>		<b>159</b>	<b>206</b>	<b>206</b>	<b>206</b>	<b>206</b>	<b>206</b>	<b>206</b>	<b>206</b>	<b>206</b>	<b>206</b>
Cuentas por Pagar		44	58	58	58	58	58	58	58	58	58
<b>TOTAL PASIVO CIRCULANTE</b>		<b>44</b>	<b>58</b>	<b>58</b>	<b>58</b>	<b>58</b>	<b>58</b>	<b>58</b>	<b>58</b>	<b>58</b>	<b>58</b>
<b>CAPITAL DE TRABAJO</b>		<b>115</b>	<b>148</b>	<b>148</b>	<b>148</b>	<b>148</b>	<b>148</b>	<b>148</b>	<b>148</b>	<b>148</b>	<b>148</b>
<b>INVERSION EN CAPITAL DE TRABAJO</b>		<b>115</b>	<b>33</b>								
<b>LIQUIDACION DE CAPITAL DE TRABAJO</b>											<b>148</b>

#### 4.2.4. Amortización y Depreciación

Los Gastos Financieros que se pagan durante el año de implementación de la planta (1988), son susceptibles de ser amortizados.

Esta amortización se realiza a 10 años en línea recta, por lo que se tiene de amortización de Gastos Financieros Capitalizables \$13,100 dólares en diez años, es decir \$1,310 dólares por año, a partir de 1989.

La depreciación es el valor que pierden los Activos Fijos por desgaste a través del tiempo.

Si consideramos que la vida útil es de 10 años, sin valor de rescate y que la depreciación es en línea recta al 10% anual, tendremos por depreciación 43,500 dólares durante 10 años a partir de 1989.

#### 4.2.5 Estímulos Fiscales e Impuestos

La Secretaría de Hacienda y Crédito Público otorga incentivos fiscales a empresas que desarrollan actividades prioritarias y que se localizan en zonas prioritarias de acuerdo al Decreto Presidencial del 22 de enero de 1986.

Estos estímulos se otorgan mediante Certificados de Promoción Fiscal (CEPROFIS), los que se pueden acreditar contra cualquier impuesto federal, exceptuándose los impuestos destinados a un fin específico. El derecho consignado en los certificados tiene una vigencia de cinco años a partir de su expedición.

Como se mencionó en el capítulo tres, la empresa estará localizada en la Zona 1 y su actividad está clasificada como prioritaria, categoría 1, es decir, es industria prioritaria en zona de máxima prioridad nacional.

Por lo tanto podrá gozar de los siguientes estímulos fiscales:

##### I. FOMENTO A LA INVERSION:

Otorgamiento de un crédito fiscal contra Impuestos Federales, cuyo importe se determinará aplicando el 30% al monto de las inversiones beneficiables.

Se entiende por inversión beneficiable, la que se realice para la construcción o adquisición de: Edificios e instalaciones,



maquinaria y equipo nuevo, relacionados directamente con el proceso productivo.

II FOMENTO DEL EMPLEO:

Se otorgarán por una sola vez por los nuevos empleos directos generados. Para determinar el monto se considerará el total de los empleos directos generados durante el primer año de operación, multiplicado por el salario mínimo general anual de la zona económica, y esta cantidad multiplicada por 3, obteniendo así la base a la que se aplicará la tasa del 30%.

III ADQUISICION DE MAQUINARIA NUEVA DE FABRICACION NACIONAL

10% del valor de la factura comercial de la maquinaria de fabricación nacional.

Estos estímulos no serán considerados en la evaluación económica, ya que se pretende analizar la rentabilidad y bondad del proyecto en sí mismo y no sujeto a subsidios.

Los impuestos que se considerarán serán el 42% del Impuesto Sobre la Renta y el 10% de Participación de Utilidades a los trabajadores, sobre la utilidad de operación.

### 4.3. Evaluación Financiera

#### 4.3.1. Estado de Resultados Proforma

Considerando los datos calculados en el inciso 4.2, es posible elaborar el Estado de Resultados Proforma a 10 años.

Este Estado Financiero es uno de los más comúnmente usados para la Evaluación de Proyectos, ya que la información que éste proporciona sirve de base para algunas de las técnicas explicadas en el inciso 4.1.

Los conceptos que lo integran son los siguientes:

	VENTAS NETAS
(MENOS)	<u>TOTAL DE COSTOS</u>
	UTILIDAD BRUTA
(MENOS)	<u>TOTAL DE GASTOS</u>
	UTILIDAD DE OPERACION
(MENOS)	<u>GASTOS FINANCIEROS</u>
	UTILIDAD ANTES DE IMPUESTOS
(MENOS)	IMPUESTO SOBRE LA RENTA
(MENOS)	<u>REPARTO DE UTILIDADES A LOS TRABAJADORES</u>
	UTILIDAD NETA

A continuación se presenta el resumen de ventas, costos y gastos

durante la vida del proyecto que sirven de base para la elaboración del Estado de Resultados Proforma, mismo que se presenta con financiamiento y sin financiamiento.

TABLA No. 17  
RESUMEN DE VENTAS, COSTOS Y GASTOS  
MILES DE DOLARES

PROYECTO: Sulfato de Magnesio Heptahidratado

PERIODO	1988	1989	1990	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998
AÑO RELATIVO	-1	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
<b>V O L U M E N (TONELADAS)</b>											
Sulfato de Magnesio VVT		7,500	10,000	10,000	10,000	10,000	10,000	10,000	10,000	10,000	10,000
<b>PRECIO (DOLARES/TON)</b>											
Sulfato de Magnesio PVT	---	<u>132.0</u>	<u>132.0</u>	<u>132.0</u>	<u>132.0</u>	<u>132.0</u>	<u>132.0</u>	<u>132.0</u>	<u>132.0</u>	<u>132.0</u>	<u>132.0</u>
TOTAL DE VENTAS		990	1,320	1,320	1,320	1,320	1,320	1,320	1,320	1,320	1,320
Costos Fijos		183	183	183	183	183	183	183	183	183	183
<b>COSTOS VARIABLES (DOLARES/TON)</b>											
Sulfato de Magnesio CVB	---	<u>70.00</u>	<u>70.00</u>	<u>70.00</u>	<u>70.00</u>	<u>70.00</u>	<u>70.00</u>	<u>70.00</u>	<u>70.00</u>	<u>70.00</u>	<u>70.00</u>
TOTAL DE COSTOS		707.92	882.92	882.92	882.92	882.92	882.92	882.92	882.92	882.92	882.92
Gastos de Venta		9.90	13.20	13.20	13.20	13.20	13.20	13.20	13.20	13.20	13.20
Gastos de Administración	---	<u>19.80</u>	<u>26.40</u>	<u>26.40</u>	<u>26.40</u>	<u>26.40</u>	<u>26.40</u>	<u>26.40</u>	<u>26.40</u>	<u>26.40</u>	<u>26.40</u>
TOTAL DE GASTOS DE ADMON. Y VT		29.70	39.60	39.60	39.60	39.60	39.60	39.60	39.60	39.60	39.60

VVT = Ventas totales.  
PVT = Precio de Venta.  
CVB = Costos variables.

**TABLA No. 18**  
**ESTADO DE RESULTADOS PROFORMA**  
**CON FINANCIAMIENTO**  
**(Miles de dólares)**

PROYECTO: Sulfato de Magnesio Heptahidratado

PERIODO	1988	1989	1990	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998
AÑO RELATIVO	-1	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Total de Ventas		990	1,320	1,320	1,320	1,320	1,320	1,320	1,320	1,320	1,320
Total de Costos		<u>708</u>	<u>883</u>	<u>883</u>	<u>883</u>	<u>883</u>	<u>883</u>	<u>883</u>	<u>883</u>	<u>883</u>	<u>883</u>
UTILIDAD BRUTA		282	437	437	437	437	437	437	437	437	437
Total Gastos de Admon.		30	40	40	40	40	40	40	40	40	40
Depreciación de Planta		44	44	44	44	44	44	44	44	44	44
Amort. Gastos Financieros		<u>1</u>	<u>1</u>	<u>1</u>	<u>1</u>	<u>1</u>	<u>1</u>	<u>1</u>	<u>1</u>	<u>1</u>	<u>1</u>
TOTAL DE GASTOS		75	84	84	84	84	84	84	84	84	84
Utilidad en Operación		208	353	353	353	353	353	353	353	353	353
Gastos Financieros			<u>25</u>	<u>20</u>	<u>14</u>	<u>9</u>	<u>4</u>				
UTILIDAD ANTES ISR		183	333	338	344	349	353	353	353	353	353
Utilidad Gravable		183	333	338	344	349	353	353	353	353	353
ISR		77	140	142	144	148	148	148	148	148	148
PTU		<u>18</u>	<u>33</u>	<u>34</u>	<u>34</u>	<u>35</u>	<u>35</u>	<u>35</u>	<u>35</u>	<u>35</u>	<u>35</u>
UTILIDAD NETA		88	160	162	165	167	169	169	169	169	169



#### 4.3.2 Estado de Flujos de Efectivo

Este Estado Financiero sirve de base para algunas técnicas de evaluación:

Los rubros que lo integran son los siguientes:

##### Entradas:

- Utilidad Neta.
- Depreciación de la Planta.
- Amortización de Gastos Financieros Capitalizables.
- Préstamo para inversión en Activos Fijos.
- Liquidación de Capital de Trabajo.

##### Salidas:

- Inversión en Activo Fijo.
- Gastos Financieros Capitalizables.
- Inversión en Capital de Trabajo.
- Pagos de Pasivo a Largo Plazo.

El flujo neto para cada año se obtiene restando a las entradas de ese año, las salidas del mismo.

A continuación se presentan los Estados de Flujo de Efectivo con financiamiento y sin financiamiento, en miles de dólares.

TABLA No. 20  
ESTADO DE FLUJO DE EFECTIVO  
CON FINANCIAMIENTO  
(Miles de Dólares)

PROYECTO: Sulfato de Magnesio

PERIODO	1988	1989	1990	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998
AÑO RELATIVO	-1	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Utilidad Neta		88	160	162	165	167	169	169	169	169	169
Liq. Capital de Trabajo											148
Préstamo Inv. Activo	210										
Depreciación Planta y E.		44	44	44	44	44	44	44	44	44	44
Amort. Gtos. Fin.		1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
TOTAL ENTRADAS EFECTIVO	210	133	205	207	210	212	214	214	214	214	362
Inversión en Act. Fijo	476										
Gastos Financieros Capital	13										
Inversión en Capital Trab.		115	33								
Pagos Pasivo a Largo Plazo		44	44	44	44	44					
TOTAL SALIDAS DE EFECTIVO	449	156	77	44	44	44					
FLUJO DE EFECTIVO	-231	-26	128	164	166	169	214	214	214	214	362



TABLA No. 21  
ESTADO DE FLUJO DE EFECTIVO  
SIN FINANCIAMIENTO  
(Miles de Dólares)

PROYECTO: Sulfato de Magnesio

PERIODO	1988	1989	1990	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998
AÑO RELATIVO	-1	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Utilidad Neta S/Fin.		100	170	170	170	170	170	170	170	170	170
Liq. Capital de Trabajo											148
Depreciación Planta y E.		<u>44</u>	<u>44</u>	<u>44</u>	<u>44</u>	<u>44</u>	<u>44</u>	<u>44</u>	<u>44</u>	<u>44</u>	<u>44</u>
TOTAL ENTRADAS EFEC. S/F.		144	213	213	213	213	231	213	213	213	362
Inversión en Activo Fijo	436										
Inversión en Capital Trab.		<u>115</u>	<u>33</u>								
TOTAL SALIDAS EFEC. S/F.	<u>436</u>	<u>115</u>	<u>33</u>								
FLUJO EFECTIVO S/F.	-436	29	180	213	213	213	213	213	213	213	362

#### 4.3.3. Tiempo de Recuperación de la Inversión

Como se mencionó en la primera parte de este capítulo, el tiempo de recuperación de la inversión es el número de años que se requieren para recuperar la inversión inicial.

Tenemos la siguiente fórmula:

$$TR = N - 1 + \frac{(FA)_{N-1}}{(FA)_N}$$

Así pues, para calcular el tiempo de recuperación contamos con los siguientes datos:

TABLA No. 22  
TIEMPO DE RECUPERACION DE LA INVERSIÓN  
(MILES DE DOLARES)

<u>AÑO</u>	<u>No.Año</u>	<u>Saldo Inicial</u>	<u>Inversión en Activos Fijos</u>	<u>Flujo neto * de Efec. S.F.</u>	<u>Saldo Final</u>
1988	-1	0	- 436	- 436	-436
1989	0	- 436	0	29	-407
1990	1	- 407	0	180	-227
1991	2	- 227	0	213	- 14
1992	3	- 14	0	213	199

\* Se utiliza el flujo neto de efectivo sin financiamiento para probar la bondad del proyecto por sí mismo, sin estar sujeto a subsidios ni créditos, y saber cuándo se recupera la inversión inicial con los medios que genere por sí mismo el proyecto.

$$N = 4$$

$$FA_{(N-1)} = 14$$

$$FA_{(N)} = 213$$

$$TR = (N-1) + \frac{FA_{(N-1)}}{FA_{(N)}} = (4 - 1) + \frac{14}{213} = 3.07 \text{ años}$$

La inversión se recupera en 3 años 2 meses.

#### 4.3.4 Rendimiento Sobre la Inversión (ROI)

En este proyecto calcularemos el ROI al nivel de utilidad neta, es decir:

$ROI = \frac{\text{Utilidad Neta (Del Estado de Resultados con financiamiento)}}{\text{Inversión en Activo Fijo + Gastos Fin. Cap. (Del Estado de Flujos de Efectivo C/F)}}$

Inversión en Activo Fijo + Gastos Fin. Capitalizables = 449 Dólares.

$ROI = \frac{158.7}{449} \times 100 = 35.35\%$

TABLA No. 23

(MILES DE DOLARES)  
UTILIDAD NETA

<u>AÑO</u>	<u>UTILIDAD NETA</u>	<u>ROI ANUAL %</u>
0 (1989)	88	19.60
1 (1990)	160	35.63
2 (1991)	162	36.08
3 (1992)	165	36.75
4 (1993)	167	37.19
5 (1994)	169	37.64
6 (1995)	169	37.64
7 (1996)	169	37.64
8 (1997)	169	37.64
9 (1998)	169	37.64

Promedio Utilidad Neta = 158.7

Inversión en Activo Fijo + Gtos.Fin.Cap. = 449

$ROI = \frac{158.7}{449} \times 100 = 35.35\%$

Aunque la ROI que por lo general se reporta es la promedio, es más válido conocer la ROI anual, es decir, la rentabilidad de las operaciones de nuestra empresa año con año, ya que sacar un promedio de estos puede ser engañoso en cuanto a que no sabríamos con exactitud el comportamiento de nuestras utilidades.

#### 4.3.5 Valor Neto Presente (VNP)

Como se mencionó en la parte teórica de este capítulo, el Valor Neto presente se calcula por medio de la expresión.

$$VNP = \sum_{n=1}^N F_n (1 + fa)^{-n}$$

El factor de actualización (fa) para precios constantes es calculado de la siguiente forma:

$$fa = (1-t) i \frac{L}{V} + k \frac{E}{V}$$

$i = 12\%$ : Tasa de financiamiento bancario del proyecto.

$t = 52\%$ : ISR + PTU = 42% + 10%

$L = 217,500$  Dólares: Financiamiento

$V = 435,000$  Dólares: Inversión en Activos Fijos

$E = 217,500$  Dólares: Capital Social.

$k = 14\%$ : Tasa de interés requerida por los inversionistas. Los depósitos en renta fija como CETES proporcionan un rendimiento del 10% ya descontada la inflación. Debido al riesgo en cualquier inversión, el requerimiento de los inversionistas es de 4 puntos arriba del rendimiento de los depósitos en renta fija.

Sustituyendo los datos en la ecuación del factor de actualización tenemos lo siguiente:

$$fa = [(1-0.52) \times 0.12 \times \frac{217,500}{435,000}] + [0.14 \times \frac{217,500}{435,000}] \quad 100=9.88\%$$

Con el factor de actualización  $f_a$  de 9.88% aplicamos la fórmula del valor neto presente obteniendo por ejemplo para los dos primeros años que el Valor Neto Presente de los flujos netos de efectivo con financiamiento es el siguiente:

Año de Implementación:

Año - 1  $F - 1 = -231$  (miles de dólares)

$f_a = 0.0988$

$n = -1$

$VNP = -231 (1 + 0.0988) = -254$

Año de Arranque:

Año 0  $F_0 = -26$

$f_a = 0.0988$

$n = 0$

$VNP = -26 (1 + 0.0988)^0 = -26$

Sumando estos dos obtenemos un VNP acumulado de -280.

Realizando el mismo cálculo para los años subsecuentes, tenemos que el VNP del proyecto es el que se detalla en la siguiente hoja:

TABLA No. 24  
VALOR NETO PRESENTE  
- MILES DE DOLARES -

<u>AÑO RELATIVO</u> <u>n</u>	<u>FLUJO DE</u> <u>EFFECTIVO</u> <u>Fn</u>	<u>FACTOR DE</u> <u>ACTUALIZ. AL</u> <u>9.882</u>	<u>FLUJO EFTVO</u> <u>ACTUALIZADO</u>	<u>VNP</u> <u>ACUM.</u>
- 1	- 231	1.099	- 254	-254
0	- 26	1.000	- 26	-280
1	128	0.9101	116	-164
2	164	0.8283	136	- 28
3	166	0.7538	125	97
4	169	0.6860	116	213
5	214	0.6243	134	347
6	214	0.5682	122	469
7	214	0.5171	111	580
8	214	0.4706	101	681
9	362	0.4283	155	836

El valor neto presente del proyecto es de 836,000 dólares, lo que significa que al término del proyecto, este nos habrá generado una utilidad de 836,000 dólares ya pagada la inversión.



#### 4.3.6. Tasa Interna de Rendimiento (TIR)

La tasa interna de rendimiento, es aquella a la cual el valor neto presente es igual a cero, es decir:

$$\text{VNP} = \sum_{n=1}^N F_n (1 + r)^{-n} = 0$$

Como se mencionó, la TIR se calcula de forma iterativa e interpolando. Actualmente hay calculadoras como la HP12C que calculan esta tasa de forma rápida y sencilla.

Para obtener la TIR que nos interesa, se consideran los flujos de efectivo sin financiamiento, debido a que deseamos saber qué rendimiento nos da el proyecto independiente de donde proceda el dinero para invertir.

<u>AÑO RELATIVO</u> <u>n</u>	<u>FLUJO NETO</u> <u>EFFECTIVO</u> <u>Fn</u>	<u>r=34.73</u> <u>(1+r)<sup>-n</sup></u>	<u>FLUJO EFTVO</u> <u>ACTUALIZADO</u>	<u>VNP</u> <u>ACUM.</u>
-1	- 436	1.3473	- 587	- 587
0	29	1.0000	29	- 558
1	180	0.7422	134	- 424
2	213	0.5509	117	- 307
3	213	0.4089	87	- 220
4	213	0.3035	65	- 155
5	213	0.2253	48	- 107
6	213	0.1672	36	- 71
7	213	0.1241	26	- 45
8	213	0.0921	20	- 25
9	362	0.0684	25	0

La TIR resultante es de 34.73%. Esta tasa se compara con la tasa de rendimiento que ofrecen los depósitos en renta fija. El rendimiento real que ofrecen los depósitos en renta fija se calcula de la siguiente manera:

Inflación (Ene '86 - Ene '87) = 104.33%

Tasa de Interés de CETES en Ene '87 = 96.14% Capitalizable mensualmente.

Tasa de Interés de CETES considerando reinversión de intereses=

$$\left(1 + \frac{0.9614}{12}\right)^{12} - 1 \times 100 = 152.14\%$$

$$\text{Tasa real} = \frac{1.5214 - 1.0433}{1 + 1.0433} \times 100 = 23.40\%$$

Como se observa, el rendimiento que proporciona nuestro proyecto es superior al obtenido por inversiones en renta fija.

#### 4.3.7. Punto de Equilibrio

El punto de equilibrio está calculado como un porcentaje de las ventas y nos indica el nivel que debe alcanzarse de las ventas de cada año como mínimo, para que no se registren pérdidas.

La fórmula para determinarlo es:

$$P.E. = \frac{CF}{1 - \frac{CV}{V}}$$

Donde:

- P.E. = Punto de Equilibrio.
- C.F. = Costos Fijos.
- C.V. = Costos Variables.
- V. = Ventas Totales.

El valor que se encuentre es dividido entre las ventas y multiplicado por cien para determinar el punto de equilibrio como un porcentaje sobre las ventas.

A continuación se calcula el punto de equilibrio para 1989, año en que se opera a un 75% de la capacidad y para 1990 en adelante, años en que el punto de equilibrio es igual debido a que están los datos a dólares constantes, se hace un solo cálculo a 100% de la capacidad.

Miles de Dólares

<u>AÑO</u>	<u>C.F.</u>	<u>C.V.</u>	<u>VENTAS</u>	<u>P.E.</u>	<u>% SOBRE VENTAS</u>
1989	183	525	990	389.61	39.35
1990 en Adelante	183	700	1,320	389.61	29.52

Esto significa que para 1989, la empresa necesita vender tan solo el 39.35% del volumen proyectado para no tener pérdidas. Para los siguientes años, bastará con que las ventas sean del 29.52% de lo proyectado para no perder dinero.

A continuación se muestra una gráfica del punto de equilibrio para el proyecto.

# PUNTO DE EQUILIBRIO

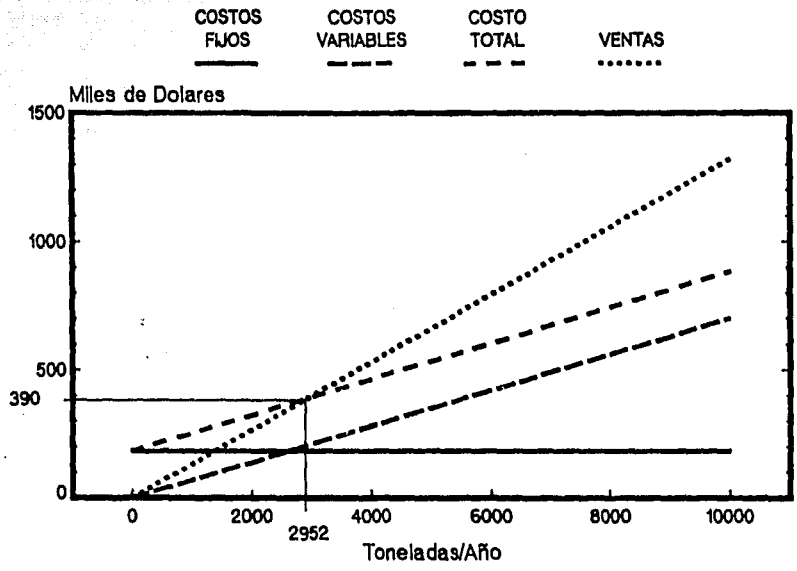


Fig. 15

#### 4.3.8. Análisis de Sensibilidad

Aquí se realiza un análisis de sensibilidad, considerando posibles variaciones en aquellos conceptos cuyos riesgos de variación son mayores a los presentados, estos son:

- Precio de Ventas.
- Costos Fijos.
- Costos Variables.
- Inversión en Activo Fijo.

El análisis de sensibilidad se realiza variando en -20%, -10%, 10% y 20% cada uno de los conceptos arriba mencionados para determinar la repercusión de estas variaciones sobre los índices de evaluación ya determinados.

Debido a que los métodos de evaluación más significativos son el Valor Neto Presente, y la Tasa Interna de Rendimiento, sólo se analizarán las repercusiones sobre éstos.

A continuación se presenta como se afectarían estos índices al variar cada uno de los conceptos:

PRECIO DE VENTAS

( Miles de Dólares)

% de Variación	-20	-10	10	20
Precio de Ventas (Dólares) Ton	110	120	145	158
VNP C.F.	55	430	1,215	1,602
TIR (%) S.F.	14.50	24.57	45.06	54.98

COSTOS FIJOS

(Miles de Dólares)

% de Variación	-20	-10	10	20
Costos Fijos	153.35	166.29	201.21	219.50
VNP C.F.	960	890	768	708
TIR (%) S.F.	42.00	38.50	31.00	27.50

COSTOS VARIABLES

(Miles de Dolares)

% de Variación	-20	-10	10	20
Costos Variables (Dólares) Ton	58.63	63.64	77.0	84.00
VNP C.F.	1,270	1,055	609	391
TIR (%) S.F.	18.0	40.95	28.41	21.89

**INVERSION EN ACTIVO FIJO\***

(Miles de Dólares)

% de Variación	-20	-10	10	20
Inv. Act. Fijo	362.5	395.45	478.5	522
VNP C.F.	860	846	815	796
TIR (%) S.F.	39.0	37.0	32.60	30.76

\* La variación en inversión implica una variación en esa misma proporción en el monto del crédito solicitado.

A continuación se muestra graficamente lo anterior:



# ANALISIS DE SENSIBILIDAD

## VALOR NETO PRESENTE

PRECIO  
VENTA

COSTOS  
FIJOS

COSTOS  
VARIABLES

INVERSION  
ACT.FUJO

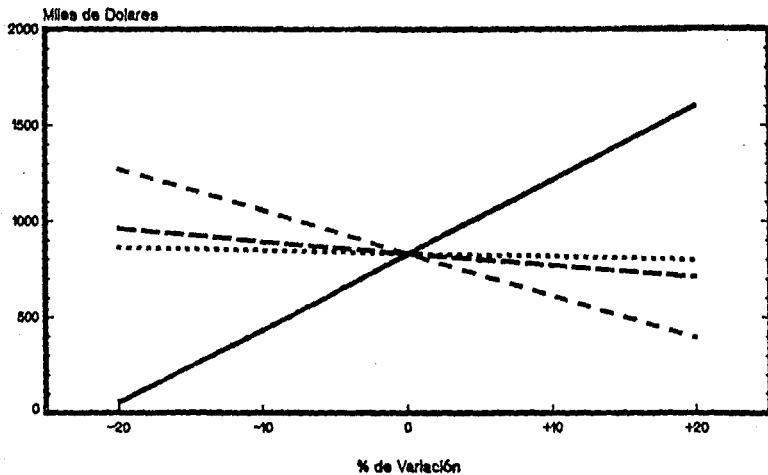


Fig. 16

# ANALISIS DE SENSIBILIDAD

Tasa Interna de Rendimiento

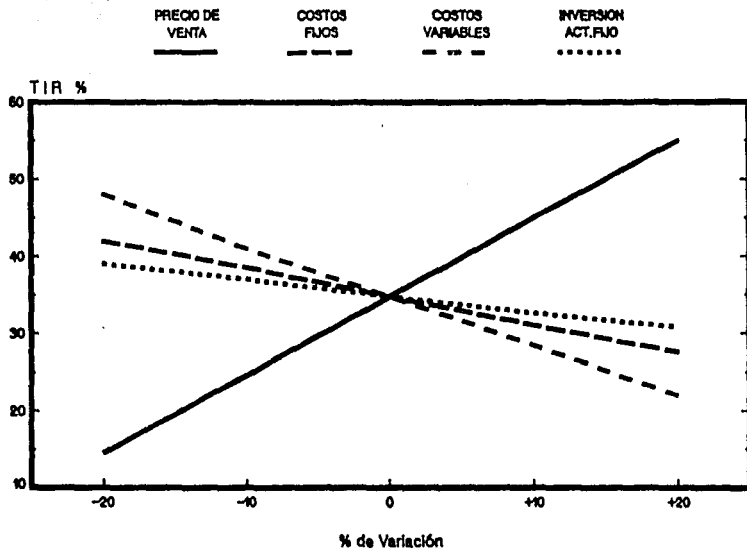


Fig.17

#### 4.4. ASPECTOS ECONOMICOS

Los aspectos económicos del Proyecto, constituyen el análisis de los efectos que trae consigo la implementación de la planta en el entorno económico nacional, en cuanto a generación de divisas, generación de empleos, captación de impuestos y sustitución de importaciones. A continuación se enuncian los beneficios que trae consigo el llevar a cabo el Proyecto.

##### Balance de Pagos

El Proyecto generará divisas para el país por 1.32 millones de dólares anuales considerando como precio mínimo de venta, 132 dólares/tonelada.

Por concepto de sustitución de importaciones, evitará la salida de divisas por 369,600 dólares anuales.

##### Impuestos Generados

Anualmente el Proyecto generará una captación de dinero por parte del fisco, de 34,000 dólares, por concepto de impuestos.

##### Generación de Empleos

El Proyecto generará 52 nuevas plazas de trabajo a diferentes niveles con todas las prestaciones de ley.

## 5. CONCLUSIONES

En base al análisis realizado al anteproyecto para la instalación de una planta productora de Sulfato de Magnesio Heptahidratado, - se recomienda la implementación de ésta, con una capacidad de -- 10,000 toneladas anuales, tomando en cuenta los siguientes puntos:

- 1.- Existe un mercado potencial, a nivel nacional, de 2,800 toneladas anuales en promedio, tomando como base el pronóstico - conservador. El precio actual registrado (Noviembre de 1987) es de 219,350 pesos/tonelada, equivalentes a 130 dólares/tonelada, para el sulfato de magnesio grado técnico.
- 2.- En función del análisis de localización de la planta, se recomienda que la construcción de ésta se realice en Matamoros Tamaulipas, debido a la infraestructura industrial con que - cuenta, la disponibilidad de obtener las materias primas al costo más bajo, a su situación geográfica, por ser punto -- fronterizo y puerto marítimo del Golfo de México.
- 3.- El análisis del proceso químico asegura obtener un producto de alta calidad, consiguiendo superar no sólo las especificaciones requeridas para el grado técnico, sino también cumpliendo con las normas internacionales de la U.S.P., debido a la optimización del proceso, detectando y eliminando los -

compuestos contaminantes.

- 4.- El monto al que asciende la inversión requerida para la realización del Proyecto es de 435,000 dólares, con un costo unitario de producción de 88.20 dólares, proporcionando una utilidad bruta de 43.8 dólares/tonelada y una utilidad neta de 16.9 dólares/tonelada.
- 5.- No se contempla dificultad en obtener el financiamiento necesario a tasas preferenciales por parte de algún organismo como FONEI (Fondo Nacional de Equipamiento Industrial) o FOGAIN (Fondo de Garantía y Fomento a la Pequeña y Mediana Industria) debido a las características con que cuenta este Proyecto.
- 6.- Los índices resultantes de la evaluación económica del Proyecto son los siguientes:
- a) Tiempo de recuperación de la inversión = 3 años 2 meses.
  - b) Rendimiento sobre la inversión = 35.35% anual.
  - c) Valor neto presente = 836,000 dólares.
  - d) Tasa interna de rendimiento = 34.73%.
  - e) Punto de equilibrio = 39.35% sobre ventas en el año de arranque.  
29.52% sobre ventas para los años posteriores.

Estos índices muestran que el Proyecto nos ofrece un rendimiento sobre la inversión bastante aceptable (ROI-TIR), siendo a -

tractivo invertir en él, en lugar de realizar la misma inversión en un instrumento de renta fija. Aunado a la rentabilidad que nos proporciona el Proyecto, nos otorga un flujo de efectivo adicional al final del Proyecto, por 836,000 dólares y el punto de equilibrio es relativamente bajo, indicándonos que sólo requerimos vender básicamente el 30% de nuestra producción para no tener pérdidas, proporcionando un margen seguro en la comercialización del producto, debido a fluctuaciones de mercado.

7.- Como lo muestra el análisis de sensibilidad, el punto más importante en forma negativa es el precio de venta, debido a -- que una reducción de más del 12% de éste, origina que una inversión en renta fija sea tan provechoso como invertir en el Proyecto, sin que por este motivo existan pérdidas en la operación de la planta.

8.- Aunado a los beneficios económicos que proporciona el Proyecto al inversionista nacional, también resulta atractivo para la economía de nuestro país, debido a que cumple con los requisitos establecidos en el actual Plan Nacional de Desarrollo, que son:

- Generación de Empleos.
- Generación de Divisas.
- Sustitución de Importaciones.
- Ingresos a la federación por generación de impuestos.
- Desarrollo de la Planta Industrial en las zonas de máxima prioridad económica.
- Dar valor agregado a materiales de desperdicio.

BIBLIOGRAFIA

ALONSO DE FLORIDA, Carlos. Mercamétrica de 75 ciudades mexicanas 1984-85. 7a. ed. México, Mercamétrica Ediciones, S. A. 2 tomos.

AREVALO ARRIOLA, Jorge. Evaluación económica del anteproyecto para la fabricación de óxido de magnesio. México, 1975. Tesis- (Ingeniería Química) U. N. A. M.

Anuario de la industria química mexicana. Ed. Asociación Nacional de la Industria Química A. C. México, 1986. 500 p.

COSS BU, Raúl. Análisis y evaluación de proyectos de inversión. México, Ed. Limusa, 1982. 349 p.

Diario Oficial de la Federación. Tomo CCXCIV, N. 15, México, - 22 ene. 1986: 4-20.

FINDLAY, Alexander. The phase rule and its applications. 9a.- ed. New York, Ed. Dover Publications, Inc., 1951. 494 p.

Gufa para la presentación de proyectos. 10a. ed. México, Ed. - Siglo XXI (Textos del Instituto Latinoamericano de Planificación Económica y Social).

HIMMELBLAU, David M. Principios y cálculos básicos de la ingeniería química. México CECSA., 1970. 553 p.

LUDWING, E. Applied process design for chemical and petro -- chemical plants. Ed. Gulf Publishing Co., 1965.

McCabe, Warren L. y Julián C. Smith. Unit operations of -- chemical engineering. 3th. ed. New York, Ed. McGraw Hill Book, - Co. 1976, 1028 p.

Microfichas IMCE-fracción-producto-país. México, Instituto Mexicano de Comercio Exterior. 1984. Tomo I: 191.

PERRY, Robert H. y Cecil H. Chilton. Chemical engineers' handbook. 5th ed. New York, Ed. McGraw Hill Book Co., 1973. 63 p.

ROJO MANCILLA, Ricardo. Estudio del reacondicionamiento de una --  
slamiera de alimentación a una planta de óxido de magnesio. México,  
1972. Tesis (Ingeniería química) U. N. A. M.

SANDLER, Henry J. Y Eduad T. Luckiewicz. Practical process engine--  
ering. New York, Ed. McGraw Hill Book Co., 1987. 638 p.