

24  
26



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**

**FACULTAD DE QUÍMICA**

**ESTUDIO SOBRE LA FACTIBILIDAD DE PRODUCCION  
DEL ACIDO PARA-HIDROXI-BENZOICO EN MEXICO.**



EXAMENES PROFESIONALES  
FAC. DE QUÍMICA

**T E S I S**

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE :

**INGENIERO QUIMICO**

**P R E S E N T A :**

**ROBERTO IGNACIO ENRIQUEZ FERNANDEZ**

**MEXICO, D. F.,**

**1986**



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:

CAPITULO I: Introducci3n	1
CAPITULO II: Producto	4
2.1 Acido para-hidroxi-benzoico	4
2.2 Propiedades fisisicas	4
2.3 Propiedades quimicas	6
2.4 Usos	9
2.5 Materias primas utilizadas, intermediario principal y substancias auxiliares	10
2.6 Fenol	11
2.7 Hidroxido de potasio	17
2.8 Fenolato de potasio	21
2.9 Dióxido de carbono	22
2.10 Nitrógeno	25
2.11 Acido sulfúrico	27
CAPITULO III: Estudio de Mercado	29
3.1 Producción nacional	29
3.2 Importación	29
3.3 Precio de la materia prima	34
3.4 Precio del producto	35
3.5 Proyección de la demanda	39
CAPITULO IV: Proceso	40
4.1 Descripción del proceso	40
4.2 Diagrama de bloques	41b
4.3 Equipos	42

CAPITULO V: Balances de materia y energía	44
5.1 Balance de materia	44
5.2 Balance de energía	48
5.3 Dimensionamiento de los equipos	52
CAPITULO VI: Estudio económico	57
6.1 Criterios de evaluación	57
6.2 Estimación de costos	58
6.3 Estimación de la inversión	78
6.4 Evaluación económica	85
CAPITULO VII: Conclusiones	95
BIBLIOGRAFIA:	97

CAPITULO I :      INTRODUCCION.

-----

Durante muchos años, México ha sido un país importador de grandes volúmenes de productos químicos. Lo anterior se debe fundamentalmente a que, aunque en algunos casos existe una producción nacional, ésta no siempre satisface la demanda interna de los mismos y, en otros casos, no se tiene producción.

La situación crítica por la que actualmente atraviesa el país, en la que la paridad peso-dólar tiene una gran importancia, ha obligado a que gran parte de las importaciones de tales productos químicos necesarios, hayan sido reducidas en forma drástica y, en algunos casos, canceladas.

Lo anterior puede traducirse en consecuencias que pueden ser funestas tanto para la economía de nuestro país, cuanto para su independencia tecnológica que, siendo incipiente, puede desaparecer totalmente. Al respecto pueden mencionarse las siguientes:

Aquellas industrias en cuyos procesos se utilizan productos químicos de importación como materia prima básica, y como consecuencia de la carestía de ésta, han visto disminuir drásticamente la demanda de sus productos, debido a que dicha carestía se refleja en el precio de los mismos, lo que puede conducir, al cierre de la industria y a la desaparición de la producción nacional. En aquellos casos en que dichos productos últimos sean indispensables, tendrán que ser importados y su precio, que incluiría el valor agregado del proceso, se vería grandemente aumentado, lo que a su vez se reflejaría en salida de divisas y desempleo.

En los casos en que la industria siga funcionando, el impacto económico quizás sea menor, pero de todas formas el costo del producto final se incrementará.

Lo anterior haría que los productos subsecuentes (resultantes de transformaciones posteriores), llegaran al consumidor a mayor precio, con lo que se disminuiría su poder adquisitivo, por lo que se reduciría el consumo a lo realmente indispensable, con la consecuente menor utilización de la planta productiva, mayor desempleo, menor desarrollo, etc. El extremo de tal situación sería el cierre de la industria, con consecuencias aún más serias.

Dentro de este panorama, se presentaría el caso de que algunos productos que sean indispensables para el País, al no ser producidos por su propia industria, tendrían que seguirse importando a precios que, como se dijo antes, incluirían mayor valor agregado, lo que finalmente representaría la utilización de divisas, que pudieran requerirse para cubrir otras necesidades no menos importantes.

Por otra parte, de hecho muchas materias primas e incluso productos terminados de importación, pueden obtenerse en nuestro País, pues en gran número de casos su producción puede realizarse sin recurrir a tecnologías muy sofisticadas, con la ventaja de que en ciertos casos las materias primas básicas se pueden obtener en la industria nacional, y cuyos costos normalmente son inferiores a los de materias primas de importación.

El presente trabajo tiene como finalidad estudiar la factibilidad de producir en México el Acido para-hidroxi-benzoico que, por ahora, no se obtiene en la industria nacional, a pesar de que el País cuenta con las materias primas necesarias para su producción.

Como complemento a lo anterior, y por cuanto hace a la tecnología necesaria, existen patentes ya liberadas que pueden utilizarse en la producción de este ácido.

Entre los hechos que se consideraron para elegir la producción del Acido para-hidroxi-benzoico, están los siguientes:

El elemento este producto es ciento por ciento de importación.

-El proceso para su obtención es del tipo intermitente, ya que su producción no es de gran volumen.

-Este tipo de procesos, normalmente requiere de un bajo capital de trabajo (en comparación con los procesos continuos).

-El proceso intermitente presenta facilidad para la utilización de sus instalaciones y equipos, en otros procesos de manufactura.

Lo anterior tiene como consecuencia muy ventajosa, la mayor facilidad para lograr una integración de varios procesos, con los mismos equipos.

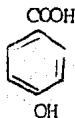
En los capítulos siguientes se hace la descripción del producto, y de las materias primas requeridas. Tal descripción incluye características y propiedades.

Así mismo, se incluye la información del mercado para el producto que nos ocupa. También se incluye la descripción del proceso a utilizar.

Finalmente, en el último capítulo, se dan las conclusiones y recomendaciones sugeridas por el desarrollo de este trabajo.

CAPITULO II :      PRODUCTO.

ACIDO PARA-HIDROXI-BENZOICO.



Fórmula química:  $C_7H_6O_3$

El Acido para-hidroxi-benzoico es un compuesto orgánico formado por un benceno, el cual tiene un grupo ácido en uno de sus carbonos y tiene además un hidroxilo en la posición para (cuarto carbón del benceno). Forma parte de los compuestos denominados comunmente "ácidos mono-hidroxi-benzoicos".

CARACTERISTICAS.

PROPIEDADES FISICAS: (a)

Dicho ácido posee un peso molecular igual a 138.13 g/gmol y está formado por Carbono en un porcentaje de 60.86%, Oxígeno 34.75% e Hidrógeno 4.38%.

En la forma sólida se obtiene como cristales blancos en forma de aguja, cuya estructura es en prismas monoclinicos.

Los cristales son estables al contacto con el aire y pueden perder su color gradualmente con la luz solar.

Cuando es preparado a partir de Salicilato de metilo puede tener una pequeña coloración amarilla o rosada.

Los cristales funden en un intervalo de 214.15 - 215.5°C dependiendo de la pureza que tengan. Cuando dichos cristales son calentados por arriba de su punto de fusión, se descomponen completamente dando como productos Fenol y Dióxido de carbono.

Densidad de los cristales 1.4907 g/cm<sup>3</sup>.

(a) REFERENCIAS: 1, 2, 3, 4 y 5



Constante de disociación o de acidez:

T°C	K <sub>1</sub>	K <sub>2</sub>
15	2.54x10 <sup>-5</sup>	
20	2.59x10 <sup>-5</sup>	
25	2.62x10 <sup>-5</sup>	5.88x10 <sup>-10</sup>
30	2.65x10 <sup>-5</sup>	
35	2.65x10 <sup>-5</sup>	

Calor de formación (sólido) a 25°C -139.7 Kcal/gmol.

Calor de combustión 3.035 mJ/gmol.

Calor de sublimación 116.1 KJ/gmol.

Capacidad calorífica (sólido) a 25°C 37.08 cal/gmol\*K

Energía libre de formación (sólido) a 25°C -99.55 Kcal/gmol.

Entropía de formación (sólido) a 25°C 42.0 cal/gmol\*K.

Solubilidad:

En agua:

T°C	% peso.
0	0.25
10	0.50
20	0.81
30	0.81
40	1.23
50	2.30
60	4.20
70	7.00
80	12.00

En disolventes no acuosos:

Disolvente	T°C	% peso.
Acetona	23.0	285.0000
Benceno	25.0	0.0035
1-Butanol	32.5	19.5000
Etolol (99%)	67.0	38.7500
n-Heptano	197.0	1.5000
Metanol	15.0	36.2200

Presión de vapor:

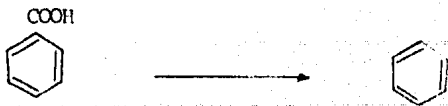
T°C	P Pa.
125	3.03
130	4.59
135	6.94
140	10.6
145	16.1
150	23.9
155	34.6
159	47.3

PROPIEDADES QUÍMICAS:<sup>b</sup>

El Acido para-hidroxibenzoico, el cual presenta un grupo ácido y un grupo hidroxilo, presenta las reacciones características de los mismos.

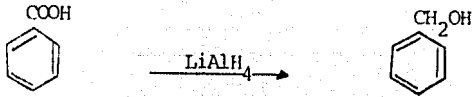
Reacciones características del grupo carboxílico:

-Descarboxilación.

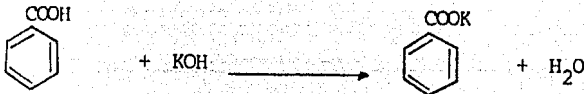


(b) REFERENCIAS: 1 y 6

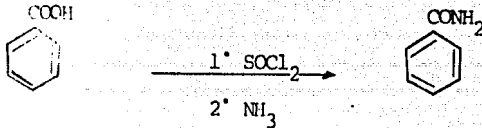
-Reducción de alcoholes.



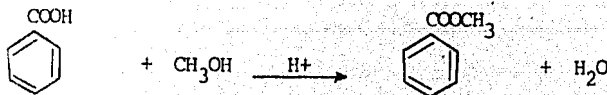
-Formación de sales.



-Formación de amidas.

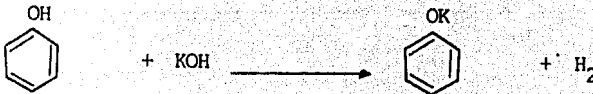


-Formación de ésteres.

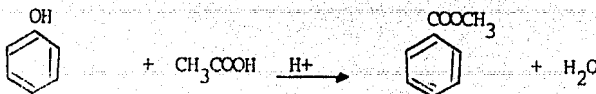


Reacciones características del grupo hidroxilo del grupo fenólico.

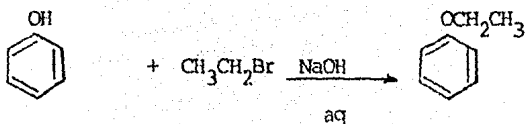
-Formación de sales.



-Formación de ésteres.

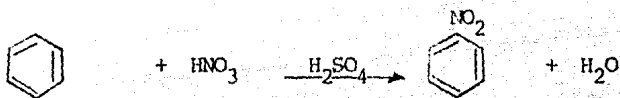


-Formación de éteres.

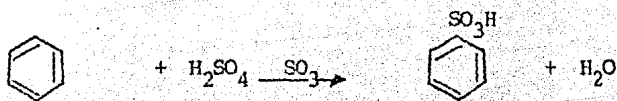


Reacciones que involucran sustitución en el anillo.

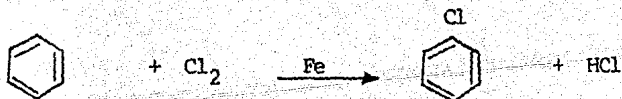
-Nitración.



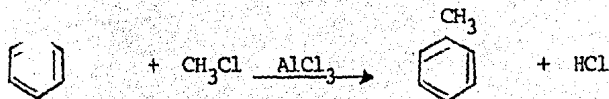
Sulfonación.



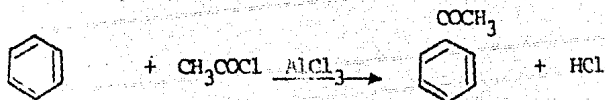
-Halogenación.



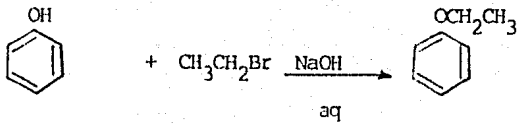
-Alquilación.



-Aclilación

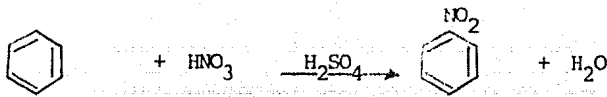


-Formación de éteres.

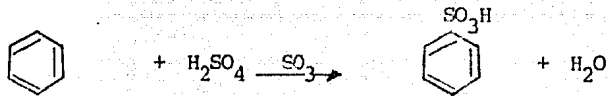


Reacciones que involucran sustitución en el anillo.

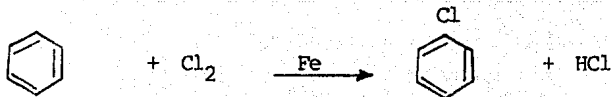
-Nitración.



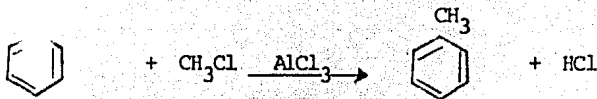
Sulfonación.



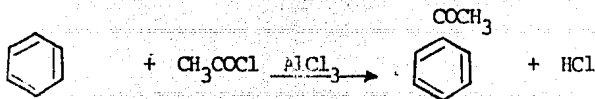
-Halogenación.



-Alquilación.



-Aclilación



USOS.

El Acido para-hidroxi-benzoico tiene aplicaciones en polímeros, plásticos y en resinas epóxicas, así como en tintes.

Otro de sus principales usos es el de servir como intermediario en síntesis orgánicas, principalmente en la síntesis de los parabenos, de los cuales los más usados son el metil, el etil, n-propil, n-butil y bencil ésteres.

Los productos antes mencionados son de gran importancia, ya que son utilizados como preservativos en los alimentos, cosméticos y fármacos. Esta aplicación se debe a que son agentes bactericidas y fungicidas muy efectivos en una gran variedad de microorganismos. Por otro lado, los ésteres derivados del Acido para-hidroxi-benzoico presentan una muy baja toxicidad, además de la poca irritación que causan en la piel.

Las propiedades antibacterianas de los ácidos hidroxibenzoicos se deben principalmente a la reactividad del grupo hidroxilo del Fenol.

MATERIAS PRIMAS UTILIZADAS, INTERMEDIARIO PRINCIPAL Y SUBSTANCIAS

AUXILIARES.

Las materias primas utilizadas en la producción del Acido para-hidroxi-benzoico son:

- Fenol.
- Hidróxido de potasio.
- Dióxido de carbono.

Como intermediario principal se tiene:

- Fenolato de potasio.

Como sustancias auxiliares:

- Nitrógeno (como gas inerte).
- Acido sulfúrico (como neutralizador para obtener el ácido).

FENOL.



Fórmula química:  $C_6H_5OH$

El Fenol es un compuesto orgánico formado por un Benceno al cual se le ha adicionado un grupo hidroxilo.

Propiedades físicas: (a)

Tiene un peso molecular igual a 94.11 g/gmol.

Este compuesto por Carbono en un 76.5%, Oxígeno 17.0% e Hidrógeno 6.5%.

Es un compuesto cristalino incoloro con olor característico, sus cristales tienen forma de aguja. Al ser expuestos a la luz y al aire toman un color rojizo, dicho proceso de coloración se acelera cuando el medio es básico.

Punto de fusión 40.91°C.

Punto de ebullición 181.84°C.

Temperatura crítica 421.1°C.

Presión crítica 60.5 atm.

Densidad crítica 0.41 g/cm<sup>3</sup>.

Índice de refracción 1.5418

Densidades:

Como sólido 1.132 g/cm<sup>3</sup>.

Como líquido:

T°C	Densidad g/cm <sup>3</sup> .
41	1.0576
50	1.0499
60	1.0413
70	1.0327



80	1.0241
90	1.0154
100	1.0068
110	0.9982
120	0.9894

Viscosidad:

T°C	Viscosidad cst.
60	2.520
80	1.597
100	1.084
120	0.851

Grados API a 60°F 3.4

Constante de disociación o de acidez a 25°C  $1.3 \times 10^{-10}$

Calor de formación a 25°C Kcal/gmol.

Sólido	-39.44
Líquido	-37.80
Gas	-23.03

Calor de combustión -32.428 J/g.

Calor de fusión 122.2 J/g.

Calor latente de vaporización:

T°C	KJ/Kg.
41	582.2
50	578.2
60	571.0
70	565.2
80	558.7
90	552.4

100	546.1
110	539.9
120	532.9
130	526.2
140	519.2
150	512.0
181.74	478.0

Capacidad calorífica:

Sólido a 4°C 1.24 J/g°K.

Sólido a 22.7°C 1.41 J/g°K.

Sólido a 25°C 32.2 cal/gmol°K.

Líquido a 25°C 30.46 cal/g°K.

Líquido a 72°C 2.22 J/g°K.

Gas a 25°C 24.75 cal/gmol°K.

Gas:

T°K	cal/gmol°K.
400	32.45
600	43.54
800	50.62
1000	55.49

Energía libre de formación Kcal/gmol.

Sólido -12.05

Líquido -11.02

Gas - 7.86

Entropía de formación cal/gmol°K.

Sólido 42.0

Gas 75.43

La solubilidad del Fenol en agua entre 0 - 65°C está descrita por las siguientes ecuaciones:

$$\text{Fenol en agua: } -\log_{10} N = 0.375 \log_{10} (66 - t) + 1.15$$

$$\text{Agua en Fenol: } -\log_{10} N = 0.620 \log_{10} (66 - t) + 0.99$$

en las cuales N es la fracción mol del soluto y t es la temperatura en grados centígrados.

Arriba de 63.5°C el Fenol en agua es soluble en todas las proporciones.

Por otro lado, el Fenol es muy soluble en éter etílico, alcohol metílico, alcohol etílico, tetra cloruro de carbono, ácido acético, glicerol, dióxido de azufre líquido y en benceno, se disuelve 1 g. de Fenol en 12 ml de benceno.

Presiones de vapor:

T°C	P KPa.
41	0.17
50	0.33
60	0.63
70	1.2
80	2.0
90	3.4
100	5.5
110	8.6
120	13.0
130	19.1
140	27.5
150	40.0
181.74	101.3

Propiedades químicas:<sup>(1)</sup>

El Fenol reacciona con bases fuertes formando fenolatos. Muchas de éstas sales, especialmente las de sodio y potasio, son solubles en agua y se descomponen rápidamente en presencia del Dióxido de carbono, dando Fenol.

El grupo hidroxilo del Fenol da gran reactividad al grupo fenilo. Los átomos de Hidrógeno que se encuentran en las posiciones "orto" y "para" del grupo hidroxilo presentan alta reactividad con muchos compuestos. Se substituyen paulativamente dando monoderivados (2 ó 4), diderivados (2, 4, ó 2, 6) y finalmente 2, 4, 6 triderivados, si las condiciones estéricas lo permiten.

Toxicidad:<sup>(c)</sup>

Riesgos para la salud:

Severo: Exposiciones breves, pueden causar lesiones serias temporales o permanentes, si no se da atención médica inmediatamente.

El contacto con la boca puede causar serias quemaduras, dolores abdominales, náuseas, vómitos y daños internos. Efectos crónicos.

Vapores tóxicos:

Contacto con los ojos: Lesiones mayores pueden resultar a pesar de un tratamiento inmediato.

Inhalación: Irrita el sistema respiratorio. No hay lesión posterior como resultado de una exposición accidental, aún si no se aplica tratamiento. Una larga exposición a los vapores puede causar molestias digestivas y nerviosas.

Absorción por la piel: Causa ablandamiento y blanqueo de la misma. Lesiones menores pueden resultar a pesar de un tratamiento.

Irritación de la piel: Lesiones mayores pueden resultar a pesar de un tratamiento inmediato.

(c) REFERENCIAS: 1, 7 y 8

Ingestión: Lesiones menores pueden resultar de la exposición accidental si no se aplica tratamiento.

Precauciones que se deben tomar:

- Evitar el contacto con los ojos, piel y ropa; úsense gafas y guantes.
- Mantener alejado de chispas, flamas abiertas, fuentes de calor y agentes oxidantes.

HIDROXIDO DE POTASIO.

Fórmula química :  $KOH$

El Hidróxido de potasio es una sal inorgánica cuyo peso molecular es de 56.10 g/gmol.

Dicha sal está constituida por Potasio 69.69%, Oxígeno 28.52% e Hidrógeno 1.80%.

Propiedades físicas: (a)

Como sólido está formado por cristales de estructura rómbica de color blanco. Principalmente se encuentra en forma de lentejas.

Absorbe rápidamente la humedad y el Dióxido de carbono del aire produciéndose su solubilización.

Sus cristales tienen un punto de fusión de  $360.4 \pm 0.7^{\circ}C$  dependiendo de su pureza.

Punto de ebullición:  $1320^{\circ}C$ .

Gravedad específica: 2.044

Calor de formación a  $25^{\circ}C$ : Kcal/gmol.

Sólido -101.51

Líquido -115.29

Gas - 55.20

Calor de fusión 2.06 Kcal/gmol.

Calor latente de vaporización 34.1 Kcal/gmol.

Capacidad calorífica a  $25^{\circ}C$ : cal/gmol $\cdot K$

Sólido 15.51

Líquido 30.30

Gas 11.76

Capacidad calorífica del sólido;

T°K	cal/gmol°K.
400	17.13
600	18.80
800	19.86
1000	19.86

Capacidad calorífica de solución a dilución infinita:

T°K	cal/gmol°K.
400	12.28
600	12.65
800	12.88
1000	13.11

Energía libre de formación Kcal/gmol.

Sólido	-90.61
Líquido	-55.60
Gas	-105.29

Entropía de formación cal/gmol°K.

Sólido	18.85
Líquido	56.92
Gas	21.90

Es soluble en 0.9 partes de agua, 3 partes de alcohol y 2.5 partes de Glicerol.

Cuando se disuelve en agua o alcohol, o cuando la solución es tratada con algún ácido, llevándose a cabo en éste último caso la reacción de neutralización, se genera una gran cantidad de calor, por lo que se debe realizar con la precaución debida.

Al ser disuelto formando una solución 0.1 molar ésta tendrá un pH de 13.5

Solubilidad en 10 g de agua:

T°C	g de Hidróxido de potasio.
30	55.8
50	58.3
100	65.2

Usos:

El Hidróxido de potasio tiene muy variados usos, dentro de los cuales se encuentran los siguientes:

Es utilizado en la preparación de jarabes.

En la industria química es utilizado como absorbedor del Dióxido de carbono.

También es utilizado como removedor de pinturas y barnices así como en el proceso de recubrimientos electrolíticos.

Por otro lado es utilizado en la producción de algunas tintas.

También es empleado en los análisis químicos y en las síntesis orgánicas e inorgánicas.

Toxicidad: (c)

Riesgos para la salud:

Sólido y soluciones.

Severo: Exposiciones breves pueden causar lesiones serias temporales o permanentes si no se da atención médica inmediatamente.

Vapores tóxicos:

Contacto con los ojos: Lesiones mayores son muy probables a pesar de un tratamiento inmediato.

Absorción por la piel: No hay lesión posterior como resultado de una exposición accidental, aún si no se aplica tratamiento.



Irritación de la piel: Lesiones mayores son muy probables a pesar de un tratamiento inmediato.

Ingestión: Lesiones menores pueden resultar de la exposición accidental, si no se aplica tratamiento.

Precauciones que se deben tomar:

- Evitar el contacto con la humedad.
- Evitar el contacto con ácidos.
- Evitar el contacto con ojos, piel y ropa.
- Manejarlo como una sustancia tóxica.

FENOLATO DE POTASIO.



Fórmula química:  $C_6H_5OK$

El Fenolato de potasio es una sal orgánica cuyo peso molecular es de 132.20 g/gmol.

Está compuesto por Carbono 54.51%, Hidrógeno 3.81%, Oxígeno 12.10% y Potasio 29.59%.

Sus cristales se presentan en forma de lentejas con un color blanco rojizo, altamente higroscópicas.

Es muy soluble en agua dando como resultado una disolución muy alcalina. Soluble también en alcohol.

Se prepara a partir del Fenol y del Hidróxido de potasio.

El calor estándar de formación del radical fenoxi ( $C_6H_5O^-$ ) en forma gaseosa es de 10 Kcal/gmol.

DIOXIDO DE CARBONO.

Fórmula química:  $\text{CO}_2$

El Dióxido de carbono es un compuesto inorgánico formado por Carbono 27.29% y Oxígeno 72.71%. Tiene un peso molecular de 44.01 g/gmol.

Propiedades físicas:

En condiciones ambientales se encuentra en forma gaseosa, es incoloro e inodoro, y no es combustible.

Punto de sublimación  $-78.48^\circ\text{C}$ .

Punto de fusión  $-56.6^\circ\text{C}$  a 5.2 atm.

Temperatura crítica  $31.3^\circ\text{C}$ .

Presión crítica 72.9 atm.

Densidad crítica  $0.464 \text{ g/cm}^3$ .

Factor de compresibilidad crítico 0.274

Índice de refracción 1.000449

Temperatura del punto triple  $-56.5^\circ\text{C}$

Presión del punto triple 518 KPa.

Densidad del gas a  $0^\circ\text{C}$  y 101 KPa 1.976 g/lt.

Densidad del líquido a  $0^\circ\text{C}$  914 g/lt.

Calor de formación a  $25^\circ\text{C}$   $-94.05 \text{ cal/gmol}$ .

Calor latente de vaporización: Btu/lb.

En el punto triple 149.6

A  $0^\circ\text{C}$  101.03

Capacidad calorífica:

T $^\circ\text{C}$  cal/gmol $^\circ\text{K}$ .

25 8.87

400 9.87

600 11.31

800 12.29

1000 12.97

Energía libre de formación -94.26 Kcal/gmol.

Entropía de formación 51.07 cal/gmol°K.

Solubilidad:

En agua (ml CO<sub>2</sub>/100 ml H<sub>2</sub>O a 1 atm).

T°C	ml.
0	171
20	88
60	36

Es muy soluble a altas presiones, es menos soluble en alcohol y en otros disolventes neutros.

Es absorbido por soluciones alcalinas dando formación de carbonatos.

Presiones de vapor:

T°C	P Pa.
-188	1.333x10 <sup>-4</sup>
-182	1.333x10 <sup>-3</sup>
-175	1.333x10 <sup>-2</sup>
-167	1.333x10 <sup>-1</sup>
-159	1.333
-148	1.333x10 <sup>1</sup>
-136	1.333x10 <sup>2</sup>
-120	1.333x10 <sup>3</sup>
-100	1.333x10 <sup>4</sup>
- 65	1.333x10 <sup>5</sup>

Propiedades químicas: (1)

No es muy reactivo a temperaturas ordinarias.

En solución acuosa forma Acido carbónico,  $H_2CO_3$ . Forma sales y ésteres a través de las reacciones típicas de los ácidos.

El pH de las soluciones saturadas varía de 3.7 (1 atm) a 3.2 (23.4 atm).

Usos:

Se utiliza en: carbonatación de bebidas, producción de carbonatos, extintores, como material inerte en la producción de materiales flamables, como refrigerante, como fumigante para el arroz, como antiséptico en bacteriología y en la industria de alimentos congelados.

Usualmente es vendido en cilindros de acero (bajo presión para licuarlo) o como sólido (hielo). A presión atmosférica la forma sólida cambia a la forma gaseosa sin licuarse.

Toxicidad: (d)

Inhalación: Lesiones menores pueden resultar a pesar de un tratamiento.

Tipo de riesgo: Su gas o vapor no es peligroso, pero desplaza el Oxígeno de la atmósfera pudiendo causar asfixia.

Precauciones:

- Cuando es almacenado en cilindros de acero existe  $CO_2$  en forma gaseosa sobre el líquido y a  $20^\circ C$  tiene una presión de 830 psi.

- Deben utilizarse guantes cuando se maneja el  $CO_2$  en forma sólida, ya que aún un contacto momentáneo puede causar ampollamiento.

NITROGENO.

Fórmula química:  $N_2$

Propiedades físicas: (a)

El Nitrógeno es un gas incoloro e inodoro con peso molecular igual a 28.02 g/gmol.

Punto de fusión  $-209.9^{\circ}C$ .

Punto de ebullición  $-195.8^{\circ}C$ .

Temperatura crítica  $146.89^{\circ}C$

Presión crítica 33.54 atm.

Densidad crítica  $0.311 \text{ g/cm}^3$ .

Factor de compresibilidad crítico 0.292

Indice de refracción 1.0002779

Como sólido se encuentra en dos formas:

- Forma cúbica ( $\alpha$ ) estable abajo de  $-273.5^{\circ}C$ .
- Forma hexagonal ( $\beta$ ) estable de  $-273.5^{\circ}C$  al punto de fusión.

Densidades:  $\text{Kg/m}^3$ .

Gas a  $0^{\circ}C$  y 101.3 KPa 1.2504

Líquido  $d = 1160.4 - 4.55 T (^{\circ}K)$

Sólido a  $63.2^{\circ}K$  1,028

Calor de formación a  $25^{\circ}C$  0.00

Calor de fusión a la temperatura de fusión  $0.172 \text{ cal/gmol}$ .

Calor de vaporización a la temperatura de ebullición  $1.333 \text{ cal/gmol}$ .

Calor de disociación del Nitrógeno molecular  $225.1 \text{ Kcal/gmol}$ .

Capacidad calorífica entre 300 y  $2500^{\circ}K$  en J/g y T en  $^{\circ}K$ .

$$C_p = 6.76 + 0.000606 T + 0.0000013 T^2$$

Solubilidad. Es muy poco soluble en agua: 100 volúmenes de agua absorben 2.4 volúmenes de gas a  $0^{\circ}C$  y 1.6 volúmenes de gas a  $20^{\circ}C$ .

Es soluble en Amoníaco y en alcohol; 1 volumen de alcohol disuelve 0.1124 volúmenes de Nitrógeno a 20°C.

El Oxígeno líquido a -195°C absorbe el 50.7% de su peso de gas Nitrógeno.

En presencia de Oxígeno e Hidrógeno, con una chispa se forman el Oxido nitrico y el Amoníaco respectivamente.

Usos:

Se emplea en la manufactura de Amoníaco, Acido nítrico, nitratos, ciamidas, etc.

También es utilizado en la manufactura de explosivos, en el llenado de globos y de bulbos incandescentes.

Su principal uso, el cual se debe a sus propiedades como gas inerte, es en las industrias metalúrgica y química, y en la de los alimentos, para purgar el Oxígeno.

El Nitrógeno líquido es empleado principalmente en los procesos de refrigeración.

Precauciones:

En altas concentraciones es asfixiante.

ACIDO SULFURICO.

Fórmula química:  $H_2SO_4$

El Acido sulfúrico es un compuesto inorgánico cuyo peso molecular es de 98.08 g/gmol. Está constituido por Hidrógeno 2.06%, Oxígeno 65.25% y Azufre 32.69%.

Propiedades físicas: (a)

Es un líquido aceitoso incoloro e inodoro. Muy corrosivo.

Su punto de ebullición va de 290 a 340°C dependiendo de la cantidad de trióxido de azufre y de agua. Al llegar a los 340°C se descompone.

Punto de fusión: T°C.

Anhidro 10

98%  $H_2SO_4$  3

93%  $H_2SO_4$  -32

78%  $H_2SO_4$  -38

74%  $H_2SO_4$  -44

65%  $H_2SO_4$  -64

Su densidad es de 1.84 g/ml.

Indice de refracción 1.4297

Es misible en el agua y en el alcohol con generación de mucho calor, además de tener una contracción de volumen. Cuando es diluido el ácido se une con el disolvente.

Usos:

Es empleado en la manufactura de fertilizantes, explosivos, como material para tintes, en el secado de papel, en pegamentos y en la purificación del petróleo.



Toxicidad: (d)

Riesgos para la salud:

Severo: Exposiciones breves pueden causar lesiones serias temporales o permanentes si no se da atención médica inmediatamente.

Contacto con los ojos: Lesiones mayores pueden resultar a pesar de un tratamiento inmediato.

Absorción por la piel: Lesiones menores pueden resultar de la exposición accidental si no se aplica tratamiento.

Irritación de la piel: Lesiones mayores pueden resultar a pesar de un tratamiento inmediato.

Ingestión: Lesiones mayores pueden resultar a pesar de un tratamiento inmediato.

Precauciones:

- Evitar el contacto con materiales combustibles.
- Evitar el contacto con ojos, piel y ropa.

CAPITULO III :      ESTUDIO DE MERCADO.

-----

PRODUCCION NACIONAL.

Como se mencionó en los capítulos anteriores, en México no existe producción del Acido para-hidroxi-benzoico, y es importado principalmente de los Estados Unidos de Norte América y del Japón.

IMPORTACION. (e)

De 1975 a 1978, la importación del ácido que nos ocupa tuvo un crecimiento muy notable, el cual se ve interrumpido en el año 1979; la importación fué muy similar a la de 1978. Posteriormente (de 1980 a 1984) la importación ha sufrido altas y bajas muy notorias:

A continuación se presentan los datos de importación en Kg de 1975 a 1984; de 1978 a 1980 se da además, el valor comercial global de dichas importaciones (de todas las empresas que importaron) y de 1981 a 1984, se presentan las importaciones por industria además del valor comercial de las mismas.

AÑO.	VOLUMEN (Kg) .	VALOR COMERCIAL (\$).
1975	5,322	-----
1976	45,005	-----
1977	56,010	-----
1978	70,019	180,352
1979	68,925	180,346
1980	91,704	271,025

(e) REFERENCIA: A.N.I.Q.

1981:

EMPRESA IMPORTADORA	VOLUMEN (Kg)	VALOR COMERCIAL (\$)
Ind. Química Centro S.A.	50,000.000	4,483,576.51
Cia. Universal Ind. S.A.	5,000.000	440,612.70
CXY Metal Ind. Mex. S.A.	1,000.000	40,167.80
J. T. Baker S.A.C.V.	10.500	2,310.04
Wolfram Eilb Rivero	3.000	822.97
Merck Mex. S.A.	1.153	330.96
Richardson Vicks S.A.	1.000	325.20
Proveedor Científico.	0.520	272.55
	<hr/>	<hr/>
	56,016.317	4,968,418.73

1982:

EMPRESA IMPORTADORA	VOLUMEN (Kg)	VALOR COMERCIAL (\$)
Salicilatos Mex. S.A.	35,080.000	4,495,201.74
Ind. Química Centro S.A.	20,000.000	3,405,170.36
U.N.A.M.	0.250	4,332.69
Ulay Mex. S.A.C.V.	3.000	2,435.19
Merck Mex. S.A.	1.192	1,416.93
	<hr/>	<hr/>
	55,084.442	7,908,556.91

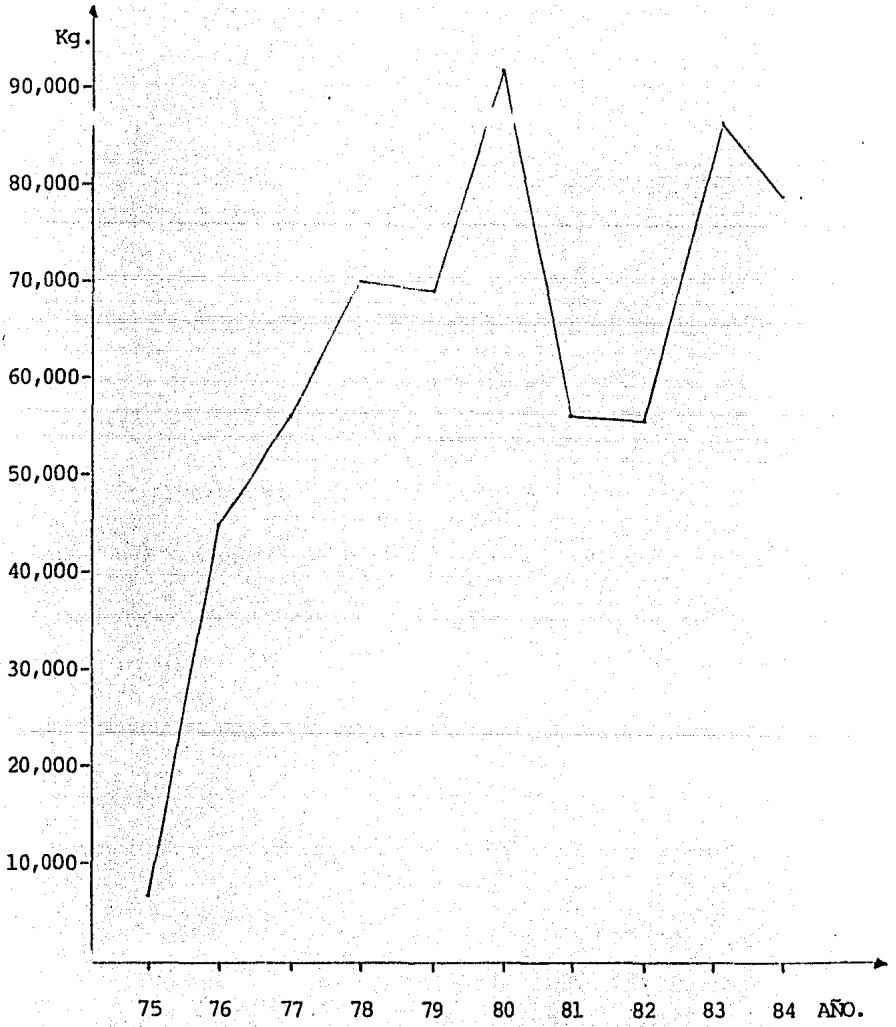
1983:

EMPRESA IMPORTADORA	VOLUMEN (Kg) .	VALOR COMERCIAL (\$) .
Lanoquin S.A.	29,935.000	12,520,336.52
Cia. Universal Ind. S.A.	18,000.000	6,970,330.00
Ind. Quimica Centro S.A.	20,000.000	6,378,798.47
Salicilatos Mex. S.A.	10,000.000	4,780,521.46
Cia. Universal Ind. S.A.	9,000.000	3,853,060.20
Cia. Universal Ind. S.A.	1,012.000	439,728.92
Ulay Mex. S.A.C.V.	3.100	23,806.14
	<hr/>	<hr/>
	87,950.100	34,966,491.71

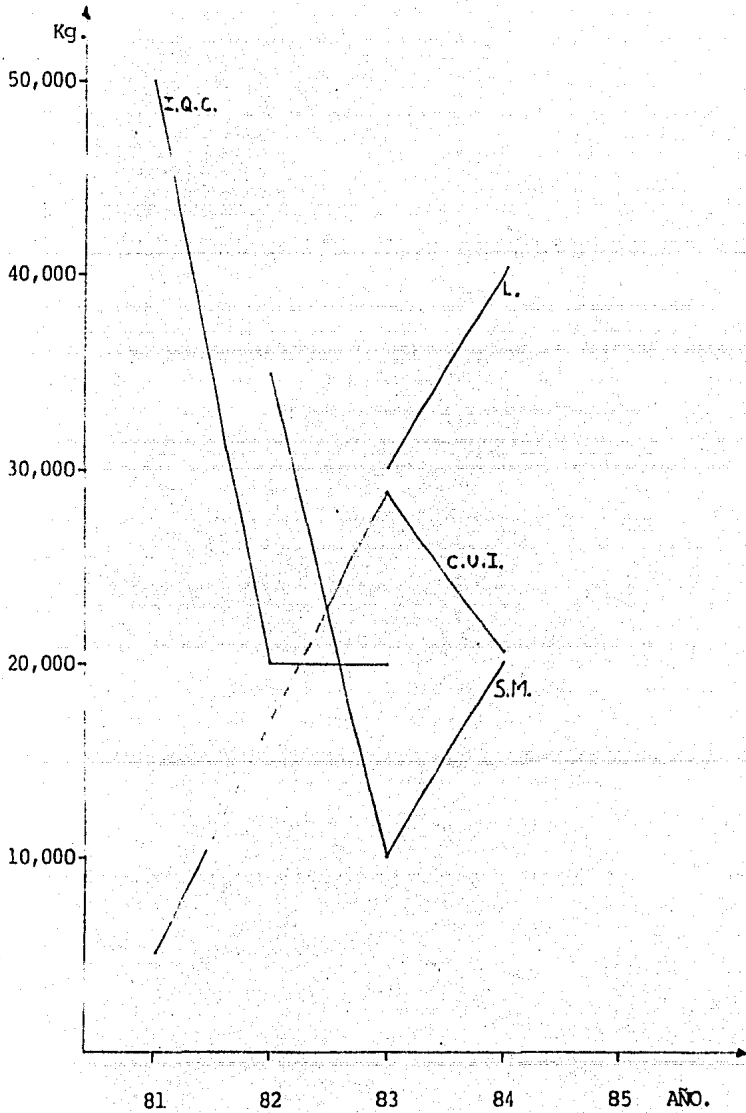
1984:

EMPRESA IMPORTADORA	VOLUMEN (Kg) .	VALOR COMERCIAL (\$) .
Lanoquin S.A.	40,591.600	21,045,674.05
Salicilatos Mex. S.A.	20,000.000	10,380,537.48
Cia. Universal Ind. S.A.	15,500.000	7,157,592.15
Cia. Universal Ind. S.A.	5,000.000	1,412,121.60
Merck Mex. S.A.	1.180	2,527.70
	<hr/>	<hr/>
	81,092.780	39,998,452.98

IMPORTACIONES TOTALES.



IMPORTACIONES POR INDUSTRIA.



PRECIO DE LA MATERIA PRIMA:

Los precios de las materias primas al mayoreo dados por los fabricantes de las mismas, al mes de abril del presente año (1986), son los enlistados a continuación:

Materia prima:	Precio:
Fenol.	742.0 \$/Kg.
Acido sulfúrico.	45.0 \$/lt. (solución al 98%).
Hidróxido de potasio.	475.0 \$/Kg. (solución al 48%).
Dióxido de carbono.	105.0 \$/Kg.
Nitrógeno.	150.0 \$/Kg.

PRECIO DEL PRODUCTO:

De los datos anteriores, se puede observar que de 1981 a 1984, la casi totalidad de la importación (98-99%) es llevada a cabo por cuatro empresas, estas son:

- Lanoquin S.A.
- Cia. Universal Ind. S.A.
- Salicilatos Mex. S.A.
- Ind. Química Centro S.A.

De las cuales Lanoquin S.A. e Ind. Química Centro S.A. pertenecen al mismo consorcio industrial.

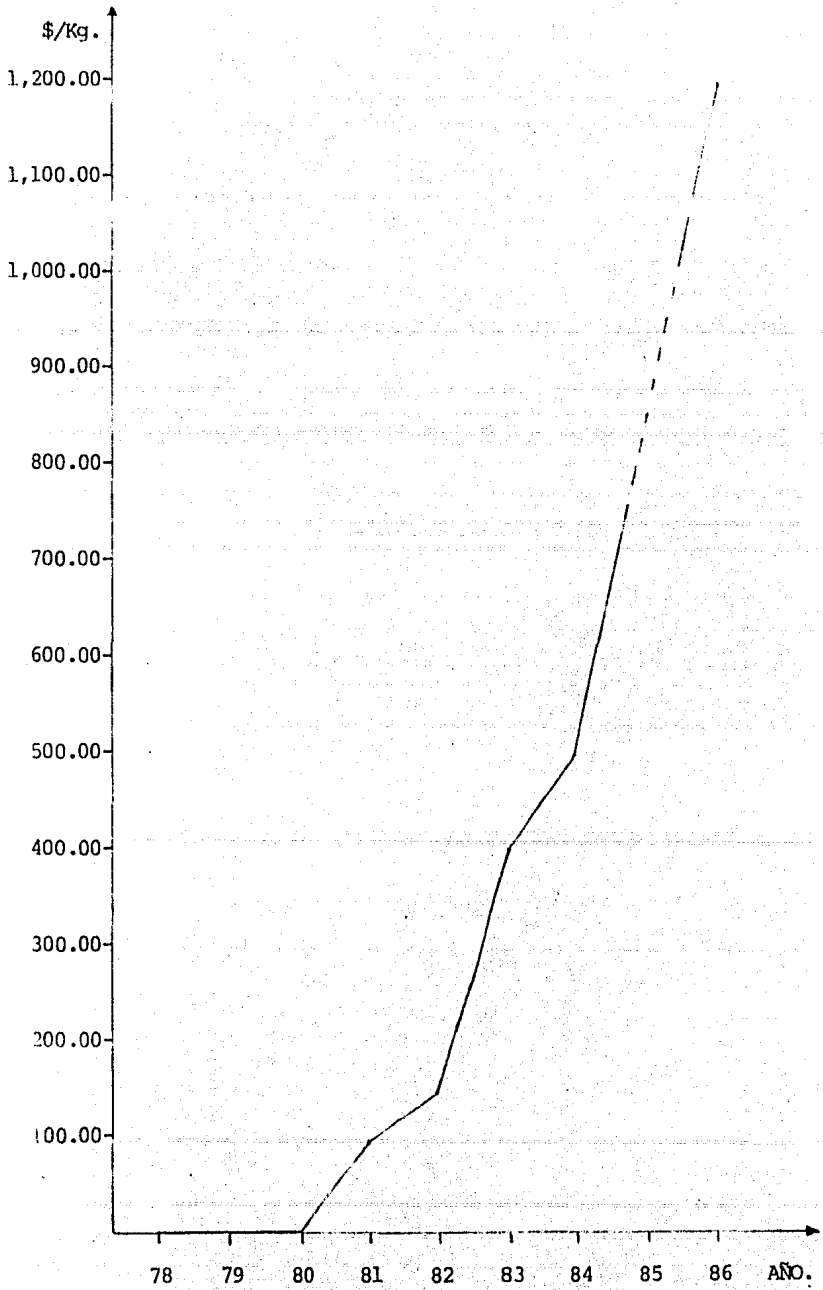
Tomando en cuenta los volúmenes importados por dichas empresas y el valor comercial que representaron, se puede tener el precio del producto al mayoreo para los años 1981 a 1984, en tanto que, para los años 1978 a 1980, se puede calcular el mismo con los volúmenes y valores comerciales de dichos años, obteniéndose los siguientes resultados:

Año:	Precio al mayoreo (\$/Kg).
1978	2.58
1979	2.62
1980	2.96
1981	89.53
1982	143.43
1983	397.32
1984	493.22

Por otro lado, el precio actual (1986) del producto en el mercado, tomando como base de compra 1000 Kg, es de 1,200.00 \$/Kg y como reactivo analítico su precio es de 95,312.00 \$/Kg.



PRECIO DEL PRODUCTO AL MAYOR



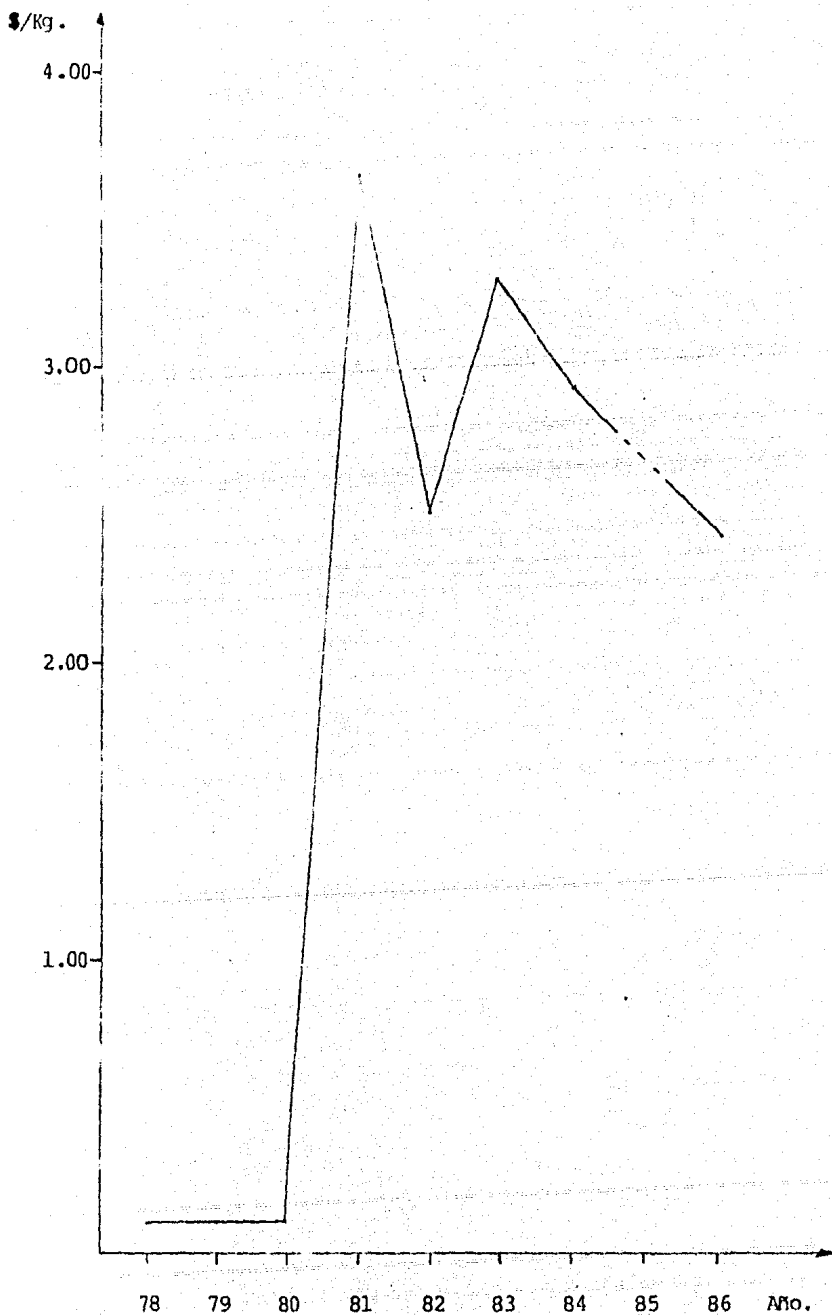
De los datos anteriores se puede observar que el precio del producto se ha incrementado de una manera muy drástica (de 1981 a la fecha). Esto se debe básicamente, a la paridad del peso ante el dólar.

Haciendo la equivalencia del costo en pesos al costo en dólares, se obtienen los siguientes resultados:

Año.	\$/Kg.	\$/\$.	\$/Kg.
1978	2.58	22.77	0.1131
1979	2.62	22.81	0.1149
1980	2.96	22.95	0.1290
1981	89.53	24.51	3.6528
1982	143.43	57.44	2.4970
1983	397.32	120.17	3.3063
1984	493.22	167.77	2.9399
1985	-----	-----	-----
1986	1,200.00	496.50	2.4200

Cabe mencionar que la paridad peso dólar de 1982 a la fecha, corresponde al dólar controlado (la paridad utilizada para 1986 corresponde al 23 de abril).

PRECIO DEL PRODUCTO AL MAYOREO.



PROYECCION DE LA DEMANDA:

En cuanto a la demanda, se puede observar en las gráficas anteriores que ésta es muy incierta en los últimos años.

Por otro lado, debido a que el ácido en cuestión es utilizado principalmente para la producción de parabenos y éstos son utilizados por las industrias alimenticia, de cosméticos y farmacéutica, las cuales son ramas muy importantes, es muy probable que la demanda del producto se mantenga por arriba de los 60,000 Kg/año, en el presente año y debido a la importancia del producto en cuestión la cual se debea sus usos finales, es muy probable que su demanda se incremente en un 10 o un 15% anual.

Tomando un incremento de la demanda de un 10% anual se obtienen las siguientes cifras de volumen necesarias del ácido.

Año.	Volumen (Kg).
1986	60,000
1987	66,000
1988	72,600
1989	79,860
1990	87,846
1991	96,631
1992	106,294
1993	116,923
1994	128,615
1995	141,477
1996	155,625
1997	171,187
1998	188,306

CAPITULO IV :            PROCESO.

-----

DESCRIPCION DEL PROCESO.

El proceso para la producción del Acido para-hidroxi-benzoico tomado para el presente trabajo, está basado en la patente Británica del año 1963 cuyo número es el 942,418. Dicha patente se encuentra actualmente liberada.

El proceso lleva a cabo la producción del Acido para-hidroxi-benzoico por reacción de la sal anhidra de Fenolato de potasio con el Dióxido de carbono bajo una presión de 2 a 6 atmósferas y a una temperatura que va de 180 a los 210°C. Tal reacción se lleva a cabo en presencia de una atmósfera inerte, la cual en este caso está dada por el gas Nitrógeno.

El Fenolato de potasio fundido es introducido en un autoclave (recipiente de reacción) a una temperatura aproximada de 120°C, posteriormente se le hace pasar una corriente de gas Nitrógeno hasta alcanzar una presión de 2 atmósferas, en estas condiciones es llevado a cabo un calentamiento hasta los 200°C y posteriormente se introduce el Dióxido de carbono hasta que es alcanzada la presión de 5 a 6 atmósferas. El Dióxido de carbono y el gas Nitrógeno son introducidos a través de un sistema de circulación de gas, el cual los saca del autoclave y los regresa al mismo después de haberlos enfriado y eliminado el Fenol que acarrearon del recipiente de la reacción.

Debido a la rápida circulación de los gases y a la efectividad del enfriador de los mismos, la temperatura en el autoclave puede ser mantenida constante a pesar del curso exotérmico de la reacción.

El Fenol formado durante la reacción es eliminado del medio de la reacción con la corriente del gas circulante y es separado de la misma por condensación, la cual se da cuando la corriente gaseosa es enfriada.

El Dióxido de carbono que es consumido durante la reacción es reemplazado continuamente para que la reacción prosiga.

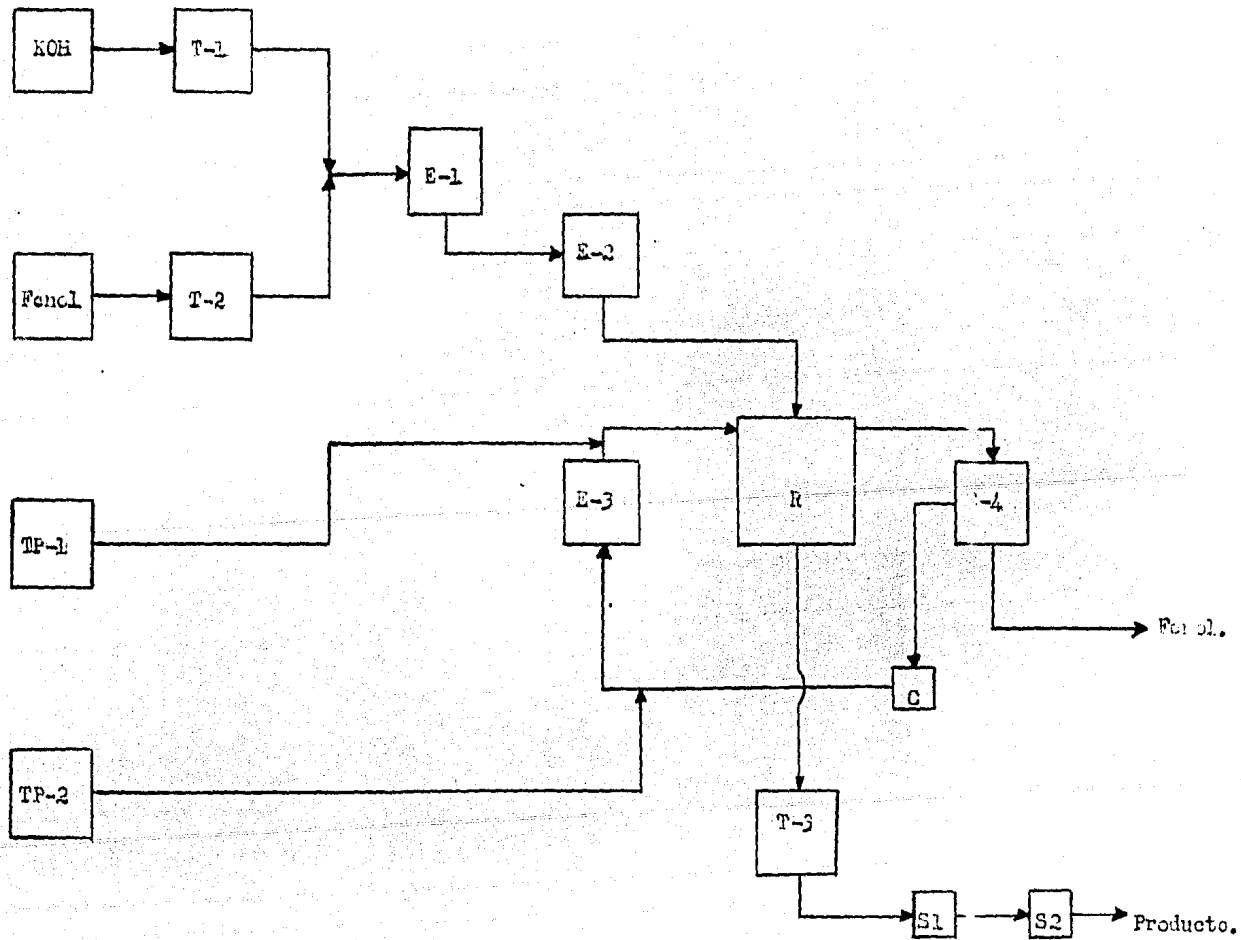
En algunas circunstancias el efecto del enfriamiento del gas en la recirculación al recipiente de reacción es tan grande que la mezcla gaseosa debe de ser calentada después de la separación del Fenol. Este calentamiento se lleva a cabo por medio de un precalentador.

La reacción se termina después de aproximadamente 6 horas, este punto puede ser reconocido cuando no más Dióxido de carbono es transformado y no más Fenol es separado.

Una vez terminada la reacción, la presión se elimina y los productos son enfriados ya sea por el paso de gas Nitrógeno frío o por medio de un líquido de enfriamiento, el cual se hace pasar por el sistema de enfriamiento del autoclave. Cuando la mezcla de reacción se encuentra a 110°C se disuelve la misma por adición de agua y el Acido para-hidroxi-benzoico es liberado por acidificación con Acido sulfúrico.

Debido a que el proceso antes descrito requiere como materia prima la sal de Fenolato de potasio fundida, ésta se obtendrá al hacer reaccionar Fenol fundido con una solución de Hidróxido de potasio, obteniéndose la sal de Fenolato de potasio en solución. A dicha solución se le elimina el agua obteniéndose la sal de Fenolato de potasio en forma sólida la cual posteriormente será fundida para alimentarla al reactor.

A continuación se da el diagrama de flujo del proceso antes descrito.



12

EQUIPOS:

- T-1 Tanque de calentamiento de la solución de Hidróxido de potasio
- T-2 Tanque de fusión del Fenol.
- T-3 Tanque de dilución y de acidificación de la mezcla de reacción.
- TP-1 Tanque de almacenamiento de Nitrógeno.
- TP-2 Tanque de almacenamiento de Dióxido de carbono.
- E-1 Evaporador del agua de la solución de la sal de Fenolato de potasio.
- E-2 Calentador para fundir la sal de Fenolato de potasio.
- E-3 Precalentador de la mezcla gaseosa.
- E-4 Enfriador y separador del Fenol de la mezcla gaseosa.
- R Reactor.
- C Compresor de la mezcla gaseosa.
- S-1 Centrífuga.
- S-2 Secador.

En el tanque T-1 se lleva a cabo el calentamiento del Hidróxido de potasio, el cual se encuentra en solución y proviene del almacén.

El tanque T-2 sirve para calentar y fundir el Fenol, el cual se encuentra en forma sólida que proviene también del almacén.

El equipo E-1 tiene como función la de evaporar el agua de la solución de la sal de Fenolato de potasio, la cual se forma al mezclarse el Fenol fundido con la solución de Hidróxido de potasio, éstas provienen de los tanques T-1 y T-2.

El equipo E-2, el cual recibe del evaporador E-1 la sal de Fenolato de potasio tiene como función la de fundir dicha sal para que posteriormente sea alimentada al reactor.



El recipiente R, que recibe la sal fundida del Fenolato de potasio es el lugar donde se lleva a cabo la reacción. A dicho recipiente está acoplado un sistema de circulación de gases, compuesto por los equipos E-4, C y E-3.

El equipo E-4, tiene como función la de enfriar los gases provenientes del recipiente de reacción, además de separar de dicha corriente el Fenol que ha sido arrastrado del reactor. Dicha separación se lleva a cabo por la condensación del Fenol.

El compresor C, tiene como función elevar la presión de la corriente gaseosa que proviene del equipo E-4.

El equipo E-3, tiene como función calentar la corriente gaseosa que proviene del compresor C, la cual se alimenta posteriormente al recipiente de reacción.

Los tanques TP-1 y TP-2 sirven para almacenar el gas Nitrógeno y el Dióxido de carbono, respectivamente. De dichos tanques salen las líneas de alimentación al sistema de circulación de gases.

El tanque T-3 recibe la mezcla de reacción. En dicho tanque se lleva a cabo la dilución de la mezcla con agua y se libera el Acido para-hidroxi-benzoico por acidificación de la solución con Acido sulfúrico.

La centrífuga S-1 tiene como función eliminar gran cantidad del agua que recibe junto con el Acido para-hidroxi-benzoico, el cual llega en forma sólida.

El secador S-2 tiene como función eliminar en su totalidad el agua que contenga el ácido después de haber sido centrifugado, obteniéndose así el Acido para-hidroxi-benzoico seco.

CAPITULO V :      BALANCES DE MATERIA Y ENERGIA.

-----

Como se mencionó anteriormente, es muy probable que la demanda de nuestro producto se mantenga por arriba de los 60,000 Kg/año en 1986.

Por esta razón, la capacidad de la planta a evaluar será de 60,000 Kg/año, trabajando 300 turnos al año.

Tomando como base lo anterior el balance de materia y el de energía quedarán de la siguiente forma:

BALANCE DE MATERIA:

Acido para-hidroxibenzoico:

$$60,000/300 = \underline{200 \text{ Kg/turno.}}$$

$$200 \text{ Kg/turno} * 1 \text{ Kgmol}/138.13 \text{ Kg} = 1.45 \text{ Kgmol/turno.}$$

Fenol:

1 Kgmol de Fenol produce 1 Kgmol de producto (al 100%).

Eficiencia = 80%

$$1.45 \text{ Kgmol/turno} * 1/0.8 = 1.81 \text{ Kgmol/turno (al 80%).}$$

$$1.81 \text{ Kgmol/turno} * 94.11 \text{ Kg/Kgmol} = \underline{170.34 \text{ Kg/turno.}}$$

1 Kgmol de Fenol requiere de 1 Kgmol de Hidróxido de potasio.

Hidróxido de potasio:

1.81 Kgmol de Fenol/turno.

$$1.81 \text{ Kgmol/turno} * 56.10 \text{ Kg/Kgmol} = 101.54 \text{ Kg/turno.}$$

La solución se encuentra al 48%.

$$101.54 \text{ Kg/turno} * 1/0.48 = \underline{211.54 \text{ Kg solución/turno.}}$$

Agua en la solución:

$$211.54 \text{ Kg/turno} * 0.52 = \underline{110 \text{ Kg agua/turno.}}$$

Al reaccionar 1 Kgmol de Fenol con 1 Kgmol de Hidróxido de potasio se forma 1 Kgmol de agua.

$$1.81 \text{ Kgmol agua/turno} * 18 \text{ Kg/Kgmol} = \underline{32.58 \text{ Kg agua/turno.}}$$

$$\text{Agua a evaporar} = \underline{142.58 \text{ Kg/turno.}}$$

1 Kgmol de Fenol forma 1 Kgmol de Fenolato de potasio.

Fenolato de potasio:

$$1.81 \text{ Kgmol/turno} * 132.2 \text{ Kg/Kgmol} = \underline{239.28 \text{ Kg Fenolato de potasio/turno}}$$

Dióxido de carbono:

CO<sub>2</sub> que reacciona: (el 80% del Fenol reacciona).

$$1.81 \text{ Kgmol/turno} * 0.8 = 1.45 \text{ Kgmol/turno.}$$

Cálculos de N<sub>2</sub> y de CO<sub>2</sub> (ver dimensionamiento de los equipos).

Reactor: 60.72 lts.

Condensador: 100.00 lts.

Tomando el volumen del precalentador y el de las líneas como un 15% del volumen del reactor y del condensador.

$$\text{Volumen a ocupar por los gases} = (60.72 + 100.00) * 1.15 = 185 \text{ lts.}$$

Nitrógeno:

$$P = 2 \text{ atm.}$$

$$T = 210^\circ\text{C.}$$

$$R = 0.082 \text{ lt atm/gmol}^\circ\text{K.}$$

$$N_2 = PV/RT = 2 * 185 / (0.082 * (210 + 273)) * 1 \text{ Kg/1,000 g.}$$

$$= \underline{0.00934 \text{ Kgmol N}_2/\text{turno.}}$$

A condiciones de reacción:

$$P = 6 \text{ atm.}$$

$$T = 210^\circ\text{C.}$$

$$\text{Mezcla} = 6 * 185 / (0.082 * (210 + 273)) * 1/1,000$$

$$= 0.028 \text{ Kgmol de mezcla.}$$

$$\text{CO}_2 \text{ constante en el equipo} = 0.028 - 0.00934 = 0.0187 \text{ Kgmol CO}_2.$$

$\text{CO}_2 \text{ total} = 0.0187 + 1.45 = \underline{1.4687 \text{ Kgmol CO}_2/\text{turno.}}$

Agua de enfriamiento (para datos de calores ver Balance de energía).

Agua de enfriamiento al condensador:

Calor a eliminar 475,301.2 Kcal/turno.

$$Q = m C_p (t_2 - t_1)$$

$$m = 475,301.2 \text{ Kcal/turno} / (1 \text{ cal/g}^\circ\text{C} * (90^\circ\text{C} - 15^\circ\text{C})) = \underline{6,337 \text{ Kg/turno.}}$$

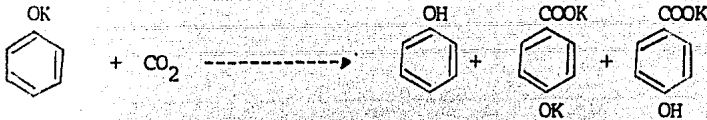
Agua de dilución de la mezcla de reacción (ver diseño de equipo).

Volumen 200 lts.

Masa 200 Kg.

Agua total = 6,537 lts/turno .

Tanque de dilución:



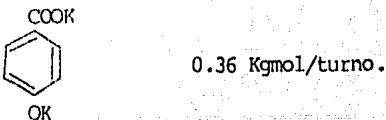
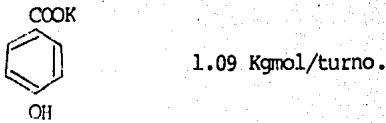
El 20% del fenolato da Fenol.

$$1.81 \text{ Kgmol/turno} * 0.2 = 0.36 \text{ Kgmol de Fenol/turno.}$$

Fenolato que reacciona dando las sales:

$$1.81 \text{ Kgmol/turno} * 0.8 = 1.45 \text{ Kgmol fenolato/turno.}$$

Por balance estequiométrico:



Acido sulfúrico.

$$1.09 * 1 + 0.36 * 2 = 1.81 \text{ Kgmol/2 protones.}$$

0.905 Kgmol de Acido sulfúrico.

$$\text{Volumen del ácido} = 0.905 \text{ Kgmol} * 98.08 \text{ Kg/Kgmol} * 1 \text{ lt/1.84 Kg}$$

$$= 54 \text{ lts/turno al } 100\%$$

$$= 54 * 1/0.98 = \underline{55 \text{ lts/turno al } 98\%}$$

Vapor (para datos de calores ver balance de energía).

Vapor saturado:

$$220^{\circ}\text{C.}$$

$$23.38 \text{ atm.}$$

$$\text{Calor de vaporización } 445.62 \text{ cal/g.}$$

Vapor en el reactor:

$$Q = 2,774,124.63 \text{ cal}$$

$$Q = m$$

$$m = 2,774,124.63 \text{ cal}/445.62 \text{ cal/g} * (1 \text{ Kg}/1,000 \text{ g}) = \underline{6.23 \text{ Kg.}}$$

Vapor en el precalentador:

$$Q = 5,282.08 \text{ cal}/5 \text{ min} = 316,923.60 \text{ cal/turno.}$$

$$m = 316,923.6 \text{ cal}/445.62 \text{ cal/g} * (1 \text{ Kg}/1,000 \text{ g}) = \underline{0.71 \text{ Kg.}}$$

Vapor para la fusión del Fenolato de potasio.

$$Q = 12,615,700.00 \text{ cal.}$$

$$m = 12,615,700.00 \text{ cal}/445.62 \text{ cal/g} * (1 \text{ Kg}/1000 \text{ g}) = \underline{28.31 \text{ Kg.}}$$

Vapor al evaporador del agua de la solución de Fenolato de potasio.

$$Q = 125,754,270.7 \text{ cal.}$$

$$m = 125,754,270.7 \text{ cal}/445.62 \text{ cal/g} * (1 \text{ Kg}/1,000 \text{ g}) = \underline{282.2 \text{ Kg.}}$$

Calentamiento y fusión del Fenol:

$$Q = 6,348,511.9 \text{ cal}$$

$$m = 6,348,511.9 \text{ cal}/445.62 \text{ cal/g} * (1 \text{ Kg}/1,000 \text{ g}) = \underline{14.25 \text{ Kg.}}$$

Calentamiento de la solución de Hidróxido de potasio.

$$Q = 4,361,777.6 \text{ cal.}$$

$$m = 4,361,777.6 \text{ cal} / 445.62 \text{ cal/g} * (1 \text{ Kg} / 1,000 \text{ g}) = \underline{9.75 \text{ Kg.}}$$

$$\text{Masa total de vapor} = 340.78 \text{ Kg.}$$

$$\text{Masa de vapor a tomar} = \underline{400 \text{ Kg/turno}} : \underline{400 \text{ lts. de agua a la caldera.}}$$

BAIANCE DE ENERGIA:

Calentamiento de la solución de Hidróxido de potasio:

masa 253.85 Kg solución.

$$T1 \text{ } 18^{\circ}\text{C.}$$

$$T2 \text{ } 40.91^{\circ}\text{C.}$$

$$Cp \text{ } 0.75 \text{ cal/g}^{\circ}\text{K.}$$

$$Q = m Cp (T2 - T1)$$

$$Q = 253.85 \text{ Kg} * 0.75 \text{ cal/g}^{\circ}\text{K} * (313.91^{\circ}\text{K} - 291^{\circ}\text{K}) * (1,000 \text{ g/l Kg}).$$
$$= \underline{4,361,777.6 \text{ cal.}}$$

Calentamiento y fusión del Fenol:

$$m = 170.34 \text{ Kg.}$$

$$T1 \text{ } 18^{\circ}\text{C.}$$

$$T2 \text{ } 40.91^{\circ}\text{C.}$$

$$Cp \text{ } 0.3528 \text{ cal/g}^{\circ}\text{C.}$$

$$Q = 170.34 \text{ Kg} * 0.3528 \text{ cal/g}^{\circ}\text{C} * (40.91^{\circ}\text{C} - 18^{\circ}\text{C}) * (1,000 \text{ g/l Kg})$$
$$= \underline{1,376,798.3 \text{ cal.}}$$

$$\text{fus} = 29.187 \text{ cal/g.}$$

$$Q = m \text{ fus.}$$

$$Q = 170.34 \text{ Kg} * 29.187 \text{ cal/g} * (1,000 \text{ g/l Kg}) = \underline{4,971,713.6 \text{ cal.}}$$

$$\underline{\text{Calor total} = 6,348,511.9 \text{ cal.}}$$

Evaporación del agua de la solución de Fenolato de potasio.

Masa total 424.17 Kg.

10.27 Kgmol de agua.

1.81 Kgmol de Fenolato de potasio.

$$X_{sto} = 1.81 / (1.81 + 10.27) = 0.15$$

$$Cp_{sol} = Cp_{ste} - X_{sto}$$

$$Cp_{sol} = 1.00208 \text{ cal/g}^\circ\text{C} - 0.15 = 0.85208 \text{ cal/g}^\circ\text{C}.$$

$$T1 = 40.91^\circ\text{C}.$$

$$T2 = 93^\circ\text{C}$$

$$Q = m Cp (T2 - T1).$$

$$Q = 424.17 \text{ Kg} * 0.85208 \text{ cal/g}^\circ\text{C} * (93^\circ\text{C} - 40.91^\circ\text{C}) * (1,000 \text{ g/l Kg})$$

$$Q = 18,826,720.6 \text{ cal.}$$

Calor involucrado al pasar de Fenolato de potasio en solución a Fenolato de potasio sólido (estimado con compuestos similares).

$$Q = 3,600 \text{ cal/gmol}.$$

$$Q = 3,600 \text{ cal/gmol} * 1.81 \text{ Kgmol} * 1,000 \text{ gmol/l Kgmol} = 6,402,857.1 \text{ cal.}$$

Calor al evaporar el agua:

$$Q = m \text{ ev.}$$

$$m = 184.89 \text{ Kg.}$$

$$\text{ev} = 543.7 \text{ Kcal/Kg.}$$

$$Q = 184.89 \text{ Kg} * 543.7 \text{ Kcal/Kg} * 1,000 \text{ cal/l Kcal} = 100,524,693.0 \text{ cal.}$$

$$Q \text{ total} = 125,754,270.7 \text{ cal.}$$

Calentamiento y fusión del Fenolato de potasio.

$$m = 239.28 \text{ Kg Fenolato de potasio.}$$

$$T1 = 93^\circ\text{C}.$$

$$T2 = 117^\circ\text{C}.$$

Calor de fusión = 5,050 cal/gmol (estimado con compuestos similares).

Cp sólido =  $3R * \pm$  de átomos en la molécula

Cp =  $3 * 1.987 * 13 = 77.49$  por seguridad se tomará  $80 \text{ cal/gmol}^\circ\text{K}$ .

$Q = m \text{ Cp } (T_2 - T_1)$ .

$Q = 1.81 \text{ Kgmol} * 80 \text{ cal/gmol}^\circ\text{C} * (117^\circ\text{C} - 93^\circ\text{C}) * (1,000 \text{ g/l Kg})$ .

$Q = 3,475,200.0 \text{ cal}$ .

$Q = \text{fus m}$

$Q = 1.81 \text{ Kgmol} * 5050 \text{ cal/gmol} * (1,000 \text{ g/l Kg}) = \underline{9,140,500 \text{ cal}}$ .

$Q \text{ total} = 12,615,700.0 \text{ cal}$ .

Calentamiento en el reactor:

$m_1 = 293.28 \text{ Kg Fenolato de potasio}$ .

$m_2 = 0.00934 \text{ Kgmol Nitrógeno}$ .

$T_{11} = 117^\circ\text{C}$ .

$T_{12} = 18^\circ\text{C}$ .

$T_2 = 200^\circ\text{C}$ .

$C_{p1} = 15 \text{ cal/gmol}^\circ\text{C}$  (estimado con compuestos similares).

$C_{p2} = 0.255 \text{ cal/g}^\circ\text{C}$ .

$Q = 293.28 \text{ Kg} * 15 \text{ cal/gmol}^\circ\text{C} * (200^\circ\text{C} - 117^\circ\text{C}) * 1 \text{ gmol}/132.2 \text{ g} * (1,000 \text{ g/l Kg})$ .

$= 2,761,978.82 \text{ cal}$ .

$Q = 0.00934 \text{ Kgmol} * 0.255 \text{ cal/g}^\circ\text{C} * (200^\circ\text{C} - 18^\circ\text{C}) * (1,000 \text{ g/l Kg}) * 28.02 \text{ Kg/Kgmol}$ .

$= 12,145.81 \text{ cal}$ .



Reacción:

Como no hay reportes sobre el calor de reacción, éste se evaluó por el método de energías de enlace.

Unión	Inicio	Final	Uniones	Energía	Energía
				de enlace	
				Kcal/Kgmol	Kcal.
O-K	1.81	1.81	0.00	-----	-----
C-H	9.05	7.60	-1.45	85,560.00	+124,062.0
O-H	0.00	1.45	1.45	110,000.00	-159,500.0
C-O	1.81	3.26	1.45	75,000.00	-108,750.0
C-C	5.43	6.88	1.45	62,770.00	- 91,016.5
C=C	5.43	5.43	0.00	101,160.00	-----
C=O	0.00	1.45	1.45	152,000.00	-220,400.0
C=O *	2.90	0.00	-2.90	8,107.76	+ 23,512.5
					-----

Energía de reacción como sólido a 25 °C = - 432,092.0

Como seguridad se tomará el 10% arriba del calculado = - 475,301.2 Kcal.

Calor en el precalentador de gases:

Suponiendo que el condensador trabaja a una atmósfera de presión, la temperatura de éste será de 181.84°C ya que es la temperatura de condensación del Fenol.

m1 = 0.00934 Kgmol Nitrógeno.

m2 = 0.0187 Kgmol Dióxido de carbono.

T1 = 181.84°C.

T2 = 201.84°C.

Cpl = 0.245 cal/g°C.

$$C_p = 0.243 \text{ cal/g}^\circ\text{C}.$$

$$Q = 0.00934 \text{ Kgmol} * 0.245 \text{ cal/g}^\circ\text{C} * (201.84^\circ\text{C} - 181.84^\circ\text{C}) * 28.02 \text{ Kg/Kgmol} \\ * (1,000\text{g/l Kg}). \\ = \underline{1,282.363 \text{ cal.}}$$

$$Q = 0.0187 \text{ Kgmol} * 0.243 \text{ cal/g}^\circ\text{C} * 20^\circ\text{C} * (1,000 \text{ g/l Kg}) * 44.01 \text{ Kg/Kgmol}.$$

$$Q = 3,999.717 \text{ cal.}$$

$$Q \text{ total} = 5,282.08 \text{ cal.}$$

Suponiendo que dicho calor se suministra en 5 minutos:

$$Q \text{ total} = 5,282.06 \text{ cal} * (1/5 \text{ min}) * (60 \text{ min/1 hr}) * 6 \text{ hr}.$$

$$\underline{Q \text{ total} = 316,923.6 \text{ cal.}}$$

#### DIMENSIONAMIENTO DE LOS EQUIPOS:

Equipo T-1 (Tanque de Hidróxido de potasio; ver pag.41b).

211.54 Kg de solución.

$$\text{Densidad } 1,399.1 \text{ Kg/m}^3.$$

$$\text{Volumen} = 211.54 \text{ Kg} * 1 \text{ m}^3 / 1,399.1 \text{ Kg} = 0.15 \text{ m}^3.$$

$$\text{Al } 80\% = 0.19 \text{ m}^3 = 200 \text{ lts.}$$

Dimensiones:

diámetro m.	altura m.	area ft <sup>2</sup> .
0.4	1.59	21.5
0.7	0.51	12.5

Equipo T-2 (Tanque de Fenol; ver pag.41b).

170.34 Kg de Fenol.

$$\text{Densidad del líquido } 1,057.6 \text{ Kg/m}^3.$$

$$\text{Volumen} = 170.34 \text{ Kg} * 1 \text{ m}^3 / 1,057.6 \text{ Kg} = 0.16 \text{ m}^3.$$

$$\text{Al } 80\% = 0.2 \text{ m}^3 = 200 \text{ lts.}$$

Dimensiones: Mismas que el equipo T-1.

Equipo E-1 (Evaporador; ver pag.41b).

424.17 Kg de solución.

Densidad 940 Kg/m<sup>3</sup>. (solvente).

Volumen = 424.17 Kg \* 1 m<sup>3</sup>/940 Kg = 0.45 m<sup>3</sup>.

Al 80% = 0.5 m<sup>3</sup> = 500 lts.

Dimensiones:

diámetro m.	altura m.	area ft <sup>2</sup> .
0.6	1.95	39.56
1.0	0.70	23.67

Equipo E-2 (Recipiente de fusión del Fenol; ver pag.41b).

239.28 Kg de Fenolato de potasio.

Densidad tomada 1,000 Kg/m<sup>3</sup>. Para asegurar un volumen en el cual quede la sal fundida.

Volumen = 239.28 Kg \* 1 m<sup>3</sup>/1,000 Kg = 0.24 m<sup>3</sup>.

Al 80% = 299.1 lts = 300 lts.

Al 85% = 281.5 lts = 280 lts.

Volumen = 290 lts.

Dimensiones:

diámetro m.	altura m.	area ft <sup>2</sup> .
0.5	1.48	25.02
0.75	1.56	16.74

Equipo R: (Reactor; ver pag.41b).

239.28 Kg de Fenolato de potasio.

Se tomará un volumen de 300 lts., para darle mayor capacidad, esto es debido al gas circulante.

Dimensiones:

diámetro m.	altura m.
0.5	1.53
0.75	0.68

Equipo E-4: (Enfriador; Ver pag.41b).

Recibe 33.88 Kg de Fenol líquido.

$$\text{Volumen de Fenol} = 33.88 \text{ Kg} * 1 \text{ cm}^3 / 0.9119 \text{ g} * (1,000 \text{ g} / 1 \text{ Kg}) * (1 \text{ lt} / 1,000 \text{ cm}^3).$$

$$= 37.15 \text{ lts.}$$

En el reactor  $0.06072 \text{ m}^3$  de gas.

$$\text{Volumen del condensador} = 0.0372 \text{ m}^3 + 0.06072 \text{ m}^3 = 0.1 \text{ m}^3 = 100 \text{ lts.}$$

Dimensiones:

diámetro m.	altura m.	area ft <sup>2</sup> .
0.4	0.79	0.99
0.55	0.42	0.73

Equipo E-3: (Precalentador; ver pag.41b).

$$Q = 5,282.08 \text{ cal.}$$

Suponiendo que dicho calor se da en cinco minutos.

$$Q = 63,384.96 \text{ cal/hr.}$$

$$Q = U A \text{ LMTD.}$$

$$A = Q / U \text{ LMTD.}$$

$$T_{11} = 210^\circ\text{C.}$$

$$T_{21} = 210^\circ\text{C.}$$

$$T_{12} = 181.84^\circ\text{C.}$$

$$T_{22} = 201.84^\circ\text{C.}$$

U Btu/hr ft <sup>2</sup> ·F	A ft <sup>2</sup> .
50	0.173
3	2.885

Area a tomar 3 ft<sup>2</sup>.

Equipo C: (Compresor; ver pag.41b).

$$\text{BHP} = (P_1/P_S) * (0.0643 M'/n E) * ((P_2/P_1)^n - 1)$$

$$P_S = 14.7 \text{ psia.}$$

El gas circula seis veces en un minuto.

$$M' = 185 \text{ lts} * 6/\text{min} * (1 \text{ ft}^3/28.32 \text{ lts}) = 39.19 \text{ ft}^3/\text{min.}$$

$$E = 80 \%$$

$$= 1.35$$

$$n = -1/1 = 1.35 - 1/1.35 = 0.26$$

$$P_1 = 29.4 \text{ psia.}$$

$$P_2 = 88.2 \text{ psia.}$$

$$\text{BHP} = 29.4/14.7 * 0.0643 * 39.19/0.26 * 0.80 * ((88.2/29.4)^{0.26} - 1)$$
$$= 8.01$$

Equipo T-3: (Tanque de dilución; ver pag.41b).

Masa 256.39

Se solubiliza en la menor cantidad de agua posible. Tomando una relación de 1 a 1, se tiene un volumen de aproximadamente 500 lts.

Dimensiones:

diámetro m.	altura m.
0.6	1.77
0.9	0.79

Equipo S-1: (Centrífuga; ver pag.41b).

Debido a que la carga del ácido a secar es pequeña (200 Kg/turno) la centrífuga será pequeña, ésto también está favorecido por el tiempo disponible

de secado (5 hrs).

Diámetro de la canasta 10 pulgadas.

Potencia del motor 1 HP.

Equipo S-2: (Secador; ver pag.41b).

Densidad del ácido 1.497 g/cm<sup>3</sup>.

Masa a secar por turno 200 Kg.

$$\begin{aligned} \text{Volumen} &= 200 \text{ Kg/turno} * (1 \text{ cm}^3 / 1.497 \text{ g}) * (1,000 \text{ g/1 Kg}) \\ &= 133,600.53 \text{ cm}^3 / \text{turno}. \end{aligned}$$

Espesor de la charola = 1 pulgada.

$$\begin{aligned} \text{Area} &= 133,600.53 \text{ cm}^3 / 2.54 \text{ cm} * (1 \text{ m} / 100 \text{ cm})^2 * (3.2808 \text{ ft} / 1 \text{ m})^2 \\ &= 56.61 \text{ ft}^2. \end{aligned}$$

Teniendo una carga por hora, cada carga será de 40 Kg.

$$\text{Area} = 56.61 \text{ ft}^2 / 5 = 11.32 \text{ ft}^2.$$

Equipo Caldera de vapor:

Masa de vapor 400.00 Kg.

Presión 23.38 atm.

Temperatura 220°C.

Tiempo en generar la masa de vapor 1 hr.

Equipo Bomba para agua de enfriamiento y agua de dilución.

Agua total 6,537 lts = 1,727.08 Gal.

Tiempo de bombeo 5 hrs.

Gasto = 5.76 Gal/min.

Cabeza = 3 atm.

Equipo agitador:

Se requieren dos agitadores, uno para el recipiente de reacción y el otro para el tanque T-3.

Unidades de 2 HP.

CAPITULO VI :      ESTUDIO ECONOMICO.

-----

CRITERIOS DE EVALUACION.

Una empresa es una entidad que recibe capitales; los invierte, adquiriendo bienes y servicios que, después de transformarlos, son suministrados a otros agentes económicos obteniéndose beneficios.

Un proyecto de inversión debe de tener un cierto beneficio previsible, sin dicho beneficio el proyecto no deberá de llevarse a cabo, ya que se tendrían pérdidas de capital en el mismo.

Para calcular dicho beneficio existen algunos métodos de evaluación entre los cuales se encuentran los siguientes:

- Flujo de caja.
- Flujo de caja descontado.
- Rentabilidad sobre inversión.
- Tiempo de recuperación.

El flujo de caja (FC) es la historia del capital de la empresa, estableciéndose el dinero que entra a la misma, así como el dinero que sale de ésta.

Lo anterior se hace para observar el saldo esperado de la empresa.

El flujo de caja descontado (FCD) es el flujo de caja, pero con los saldos llevados al valor real de la moneda (referido a un año en específico).

La rentabilidad sobre inversión (R/I) es la utilidad neta anual referida a la inversión total.

El tiempo de recuperación es el tiempo necesario para que la suma de los ingresos anuales netos durante dicho período sea igual a la inversión.

ESTIMACION DE COSTOS.

Los costos en la industria serán los siguientes:

1.- Costos de producción:

Los costos de producción estarán dados por los siguientes puntos:

- Costos de materias primas.
- Costos de energía eléctrica.
- Costos de agua.
- Costos de generación de vapor.
- Costos de mantenimiento.
- Salarios de dos obreros y del supervisor.

Fueron calculados de la siguiente manera:

- Costos de las materias primas:

Los costos de las materias primas se calcularon con un incremento anual del 60%.

Los precios de las mismas se dan en el capítulo III.

Los volúmenes de las materias primas referidos a un turno se dan en el capítulo V.

Para 1988:

Acido para-hidroxi-benzoico: 72,600 Kg.

Producto 200 Kg/turno.

Fenol 170.34 Kg/turno.

Hidróxido de potasio 211.54 Kg solución/turno.

Nitrógeno 0.00934 Kgmol/turno.

Dióxido de carbono 1.4687 Kgmol/turno.

Acido sulfúrico 55 lts/turno.



Precios:

Fenol 1,899 \$/Kg.

Hidróxido de potasio 1,216 \$/Kg.

Nitrógeno 384 \$/Kg.

Dióxido de carbono 269 \$/Kg.

Acido sulfúrico 115 \$/lt.

Costos.

Fenol = 72,600 Kg \* 1 turno/200 Kg \* 170.34 Kg/turno \* 1,899 \$/Kg.

= \$ 117,420,867

KOH = 72,600 Kg \* 1 turno/200 Kg \* 211.54 Kg/turno \* 1,216 \$/Kg.

= \$ 93,375,424

CO<sub>2</sub> = 72,600 Kg \* 1 turno/200 Kg \* 1.4687 Kgmol/turno \* 44.01 Kg/Kgmol \*

269 \$/Kg.

= \$ 6,311,547

H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> = 72,600 Kg \* 1 turno/200 Kg \* 55 lts/turno \* 115 \$/lt.

= \$ 2,300,230

N<sub>2</sub> = 72,600 Kg \* 1 turno/200 Kg \* 0.00934 Kgmol/turno \* 28.02 Kg/Kgmol \*

384 \$/Kg.

= \$ 36,480

Penol:

Año.	Kg .	\$/Kg.	Costo \$.	\$/Kg prod.
1987	56,212	1,187	66,723,644	1,011
1988	61,833	1,899	117,420,867	1,617
1989	68,017	3,038	206,635,646	2,587
1990	74,818	4,861	363,690,298	4,140
1991	82,301	7,778	640,137,178	6,625
1992	90,531	12,444	1,126,567,764	10,599
1993	99,583	19,911	1,982,797,113	16,958
1994	109,541	31,858	3,489,757,178	27,133
1995	120,496	50,973	6,142,042,608	43,414
1996	132,546	81,5561	1,08x10 <sup>10</sup>	69,389
1997	145,800	130,490	1,90x10 <sup>10</sup>	110,990
1998	160,380	208,784	3,35x10 <sup>10</sup>	177,902

Hidróxido de potasio:

Año	Kg sol.	\$/Kg.	Costo \$.	\$/Kg prod.
1987	69,808	760	53,054,080	804
1988	76,789	1,216	93,375,424	1,286
1989	84,468	1,946	164,374,728	2,058
1990	92,915	3,113	289,244,395	3,293
1991	102,207	4,981	509,093,067	5,268
1992	112,427	7,969	895,930,763	8,429
1993	123,669	12,751	1,576,903,419	13,487
1994	136,036	20,401	2,775,270,436	21,578
1995	149,640	32,642	4,884,548,880	34,525
1996	164,605	52,227	8,596,825,335	55,241
1997	181,064	83,563	$1,51 \times 10^{10}$	88,208
1998	199,171	133,701	$2,66 \times 10^{10}$	141,259

Dióxido de carbono:

Año.	Kg CO <sub>2</sub>	\$/Kg.	Costo \$.	\$/Kg prod.
1987	21,330	168	3,583,440	54
1988	23,463	269	6,311,547	87
1989	25,810	430	11,098,300	139
1990	28,391	688	19,533,008	222
1991	31,230	1,101	34,384,230	356
1992	34,353	1,762	60,529,986	569
1993	37,388	2,819	105,396,772	901
1994	41,567	4,510	187,467,170	1,458
1995	45,724	7,216	329,944,384	2,332
1996	50,296	11,545	580,667,320	3,731
1997	55,325	18,472	1,021,963,400	5,970
1998	60,858	29,555	1,798,658,190	9,552

Acido sulfúrico:

Año.	lts.	\$/lt.	Costo \$	\$/Kg prod.
1987	18,184	72	1,309,248	20
1988	20,002	115	2,300,230	32
1989	22,002	185	4,070,370	51
1990	24,202	295	7,139,590	81
1991	26,623	473	12,592,679	130
1992	29,285	756	22,139,460	208
1993	32,213	1,210	38,977,730	333
1994	35,435	1,936	68,602,160	533
1995	38,978	3,098	120,753,844	854
1996	42,876	4,957	212,536,332	1,366
1997	47,164	7,931	374,057,684	2,185
1998	51,880	12,689	658,299,715	3,496

Nitrógeno:

Año.	Kg N <sub>2</sub> .	\$/Kg.	Costo \$.	\$/Kg prod.
1987	87	240	20,880	0.3
1988	95	384	36,480	0.5
1989	105	614	64,470	0.8
1990	115	983	113,045	1.3
1991	127	1,573	199,771	2.1
1992	139	2,517	349,863	3.3
1993	153	4,027	616,131	5.3
1994	169	6,442	1,088,698	8.5
1995	186	10,308	1,917,288	13.6
1996	204	16,493	3,364,572	21.6
1997	224	26,388	5,910,912	34.5
1998	247	42,221	10,428,587	55.4

- Costos de la energía eléctrica:

Los costos de la energía eléctrica se calcularon con un incremento del 20% anual en el precio de la misma.

Secador . . . . . 2 HP.

Compresor . . . . . 8 HP.

Bomba . . . . . 3 HP.

Agitadores . . . . . 4 HP.

Centrífuga . . . . . 1 HP.

Alumbrado . . . . . 10% del consumo de los equipos.

Total = . . . . . 20 HP.

Energía = 20 HP \* 6 Hrs/turno \* 0.746 Kw/HP = 86 Kw - Hr/turno.

Costo de la energía (1986) = 14 \$/Kw - Hr.

1 turno produce 200 Kg de producto terminado.

Para 1988:

72,600 Kg de producto.

20 \$/Kw - Hr.

Costo = 72,600 Kg \* 1 turno/200 Kg \* 86 Kw - Hr/turno \* 20 \$/Kw - Hr  
= \$ 624,360

Energía eléctrica:

Año.	Kw - Hr	\$/Kw - Hr.	Costo \$	\$/Kg prod.
1987	28,380	17	482,460	7.3
1988	31,218	20	624,360	8.6
1989	34,340	24	824,160	10.3
1990	37,774	29	1,095,446	12.5
1991	41,551	35	1,454,285	15.0
1992	45,706	42	1,919,652	18.1
1993	50,277	50	2,513,850	21.5
1994	55,304	60	3,318,240	25.8
1995	60,835	72	4,380,120	31.0
1996	66,915	87	5,821,605	37.4
1997	73,610	104	7,655,440	44.7
1998	80,972	125	10,121,500	53.8



- Costos del agua:

Para los costos del agua se tomó un incremento del 35% anual en el precio.

Agua a la caldera 400 lts/turno.

Agua de dilución 200 lts/turno.

Agua de entriamiento: Se tomó un 10% de pérdida del agua de enfriamiento.

6,337 lts/turno (0.1) = 634 lts/turno.

Total 1,250 lts/turno.

Precio del agua (1986) 0.07 \$/lt.

1 turno produce 200 Kg de producto.

Para 1988:

72,600 Kg de producto.

453,750 lts.

0.1276 \$/lt.

Costo =  $72,600 \text{ Kg} * 1 \text{ turno} / 200 \text{ Kg} * 1,250 \text{ lts} / 1 \text{ turno} * 0.1276 \text{ $/lt}$   
= \$ 57,899

Agua:

Año.	lts.	\$/lt	Costo \$	\$/Kg prod.
1987	412,500	0.0945	38,981	0.6
1988	453,750	0.1276	57,899	0.8
1989	499,125	0.1722	85,949	1.1
1990	549,038	0.2325	127,651	1.5
1991	603,944	0.3139	189,578	2.0
1992	664,338	0.4237	281,480	2.6
1993	730,769	0.5721	418,073	3.6
1994	803,844	0.7723	620,809	4.8
1995	884,231	1.0426	921,899	6.5
1996	972,656	1.4075	1,369,013	8.8
1997	1,069,919	1.9001	2,032,953	11.9
1998	1,176,913	2.5651	3,018,900	16.0

- Costos de generación de vapor:

Los costos de generación de vapor se calcularon tomando un incremento anual en su precio del 35%.

Agua a la caldera 400 lts/turno.

Costo = 900 \$/tonelada (1986).

Costo = 400 lts \* 1 ton/1,000 lts \* 900 \$/ton = 360 \$/turno (1986).

1 turno produce 200 Kg de producto.

Costo = 360 \$/turno \* 1 turno/200 Kg = 1.8 \$/Kg.

Para 1988:

72,600 Kg de producto.

1 turno produce 200 Kg de producto.

Costo de generación de vapor 1.64 \$/Kg.

Costo = 72,600 Kg \* 1 turno/200 Kg \* 400 Kg vap/turno \* 1.64 \$/Kg vap.

= \$ 238,128

Vapor:

Año.	Kg vap.	\$/Kg.	Costo \$.	\$/Kg prod.
1987	132,000	1.215	160,380	2.4
1988	145,200	1.640	238,128	3.3
1989	159,720	2.214	353,620	4.4
1990	175,692	2.989	525,143	6.0
1991	193,262	4.036	780,005	8.1
1992	212,588	5.448	1,158,179	10.9
1993	233,846	7.355	1,719,937	14.7
1994	257,230	9.929	2,554,037	19.9
1995	282,954	13.404	3,792,715	26.8
1996	311,250	18.096	5,632,380	36.2
1997	342,374	24.429	8,363,854	48.9
1998	376,612	32.980	12,420,664	66.0

- Costos de mantenimiento:

El mantenimiento lo darán los trabajadores de la planta, consistentes en 2 obreros y un supervisor.

Se tomó como base de mantenimiento 6 turnos/año.

Para 1988:

Supervisor 16,464 \$/turno.

Mantenimiento por supervisor =  $6 * 16,464$  \$/turno = \$ 98,784

Obreros 9,408 \$/turno.

Mantenimiento por obreros =  $6 * 9,408$  \$/turno = \$ 56,448

Total = \$155,232

Mantenimiento:

Año.	Costo \$	\$/Kg prod.
1987	110,880	1.7
1988	155,232	2.1
1989	217,326	2.7
1990	304,254	3.5
1991	425,958	4.4
1992	596,340	5.5
1993	834,870	7.1
1994	1,168,824	9.1
1995	1,636,356	11.6
1996	2,290,896	14.7
1997	3,207,252	18.7
1998	4,490,160	23.8

- Salarios:

Para los salarios de los trabajadores se tomaron incrementos anuales de los mismos de un 40%.

Salarios de los trabajadores en 1986:

Trabajador.	\$/mes.
Obrero (2)	60,000.
Supervisor	210,000.

Para 1988:

Supervisor 16,464 \$/turno.

Obreros 9,408 \$/turno.

72,600 Kg de producto.

200 Kg/turno.

Supervisor =  $72,600 \text{ Kg} * 1 \text{ turno} / 200 \text{ Kg} * 16,464 \text{ $/turno} = 5,976,432$

Obreros =  $72,600 \text{ Kg} * 1 \text{ turno} / 200 \text{ Kg} * 9,408 \text{ $/turno} = 3,415,104$

Salario supervisor:

Año.	± turnos.	\$/turno.	Salario \$.	\$/Kg prod.
1987	330	11,760	3,880,800	58.8
1988	363	16,464	5,976,432	82.3
1989	399	23,050	9,196,950	115.2
1990	439	32,269	14,166,091	161.3
1991	483	45,177	21,820,491	225.8
1992	531	63,248	33,584,688	316.0
1993	585	88,547	51,799,995	443.0
1994	643	123,966	79,710,138	619.8
1995	707	173,553	122,701,971	867.3
1996	778	242,974	189,033,772	1,214.7
1997	856	340,163	291,179,528	1,700.9
1998	942	476,229	448,607,718	2,382.3

Salarios de obreros (2):

Año.	± turnos.	\$/turno.	Salarios \$	\$/Kg prod.
1987	330	6,720	2,217,600	33.6
1988	363	9,408	3,415,104	47.0
1989	399	13,171	5,255,229	65.8
1990	439	18,440	8,095,160	92.2
1991	483	25,816	12,469,128	129.0
1992	531	36,142	19,191,402	180.6
1993	585	50,598	29,599,830	253.2
1994	643	70,838	45,548,834	354.1
1995	707	99,173	70,115,311	495.6
1996	778	138,842	108,019,076	694.1
1997	856	194,379	166,388,424	972.0
1998	942	272,131	256,347,402	1,361.3

2.- Gastos administrativos:

Los gastos administrativos estarán dados por los salarios del personal administrativo y por la renta del inmueble.

- Salarios:

Para las labores administrativas serán necesarios una secretaria y un personal calificado. Sus salarios tendrán un incremento del 40% anual.

Pra 1986 se tomaron los siguientes salarios:

Secretaria \$ 80,000/mes.

Personal calificado \$ 120,000/mes.

Para 1988 el salario será:

Secretaria:

156,800 \$/mes.

$156,800 \text{ \$/mes} * 12 \text{ meses/año} = \$ 1,881,600$

Personal calificado:

235,200 \$/mes.

$235,200 \text{ \$/mes} * 12 \text{ meses/año} = \$ 2,822,400$



Salarios:

Año:	Secretaria	\$/Kg.	Personal calif.	\$/Kg.
1987	1,344,000	20.4	2,016,000	30.5
1988	1,881,600	25.9	2,822,400	38.9
1989	2,634,240	33.0	3,951,360	49.5
1990	3,687,936	42.0	5,531,904	63.0
1991	5,163,110	53.4	7,744,666	80.1
1992	7,228,355	68.0	10,842,532	102.0
1993	10,119,695	86.6	15,179,545	129.8
1994	14,167,575	110.2	21,251,362	165.2
1995	19,834,605	140.2	29,751,907	210.3
1996	27,768,447	178.4	41,652,670	267.6
1997	38,875,826	227.1	58,313,738	340.6
1998	54,426,156	289.0	81,639,234	433.5

- Renta del inmueble:

Para la renta del inmueble se consideró un incremento del 50% anual.

Para 1986, la renta será de \$ 250,000/mes.

Para 1988:

562,500 \$/mes.

562,500 \$/mes \* 12 meses/año = \$ 6,750,000

Renta:

Año:	Gasto \$	\$/Kg.
1987	4,500,000	68.2
1988	6,750,000	93.0
1989	10,125,000	126.8
1990	15,187,500	172.9
1991	22,781,250	235.8
1992	34,171,875	321.5
1993	51,257,813	440.8
1994	76,886,719	597.8
1995	115,330,078	815.2
1996	172,995,117	1,111.6
1997	259,492,676	1,515.8
1998	389,239,014	2,067.1

3.- Gastos de ventas:

Siendo que el mercado a atacar está formado principalmente por cuatro empresas, se cree que el personal calificado y la secretaria serán suficientes para hacerse cargo de las actividades de ventas, sin descuidar su trabajo administrativo y economizar así el equipo de ventas. Por lo anterior, los gastos administrativos absorberán los de ventas.

Costos totales:

Año:	Costo \$:	\$/Kg prod.
1986	1,500,000	-----
1987	139,442,393	2,112.8
1988	241,369,703	3,324.6
1989	418,887,348	5,245.3
1990	728,441,421	8,292.3
1991	1,269,235,396	13,134.9
1992	2,214,492,339	20,833.7
1993	3,868,134,773	33,082.8
1994	6,767,412,180	52,617.6
1995	1,18x10 <sup>10</sup>	83,405.8
1996	2,07x10 <sup>10</sup>	133,012.0
1997	3,63x10 <sup>10</sup>	212,048.8
1998	6,38x10 <sup>10</sup>	338,810.2

ESTIMACION DE LA INVERSION.

El método más seguro para tener la estimación de la inversión, es el de pedir cotizaciones de los equipos a utilizar a las compañías que venden los mismos.

Debido a que lo anterior presenta grandes dificultades, ya que dichas compañías se niegan a dar cotizaciones cuando no es para alguna empresa (posible comprador) y el dar éstas representa un gasto para ellas, en el presente trabajo, se estimaron los costos de dichos equipos basándose en el artículo publicado por la Chemical Engineering "Capital Cost Estimating".<sup>(10)</sup>

Dicho método de estimación se basa en la escalación de los equipos con su exponente (para escalación) correspondiente y en el costo unitario de la variable a utilizar, por ejemplo; en los recipientes con sistema de calentamiento, se basa en el costo unitario del área disponible para la transferencia de calor ( $\$/ft^2$ ).

Con el exponente correspondiente y con la variable unitaria se determina lo que se denomina "factor lineal", el cual al ser multiplicado por el costo unitario dará como resultado el costo del equipo. A dicho costo del equipo se le añadirán el costo de instalación, los costos indirectos y los costos de contingencia, los cuales estarán dados por un porcentaje del costo del equipo.

A continuación se presentan los resultados obtenidos con dicho método.

Cabe aclarar que en el caso de los recipientes, aparecen en los resultados dos estimaciones por cada recipiente, lo anterior se debe a que dicho recipiente puede tener el mismo volumen con distintas dimensiones. Se estimó el costo para ambas dimensiones y se utilizó el promedio de las dos.

Equipo: T-1      \$ 1,829 (tanque de KOH; ver pag.41b).

Area ft <sup>2</sup>	Costo \$/ft <sup>2</sup>	Exponente	Fac. lineal.	Costo eq. \$.
21.5	94.12	0.32	2.8	264
12.5	94.12	0.32	2.2	207
Kw	Costo \$/Kw.			
20.0	18.75	0.85	13	244
Inst 25%	Indirect 29%	Conting 15%	Total \$	Indice
330	426	490	924 871	2.1
259	334	384	818	
Inst 20%				
293	378	434		

Total: \$ 1,829

Equipo: T-2      \$ 2,182 (tanque de Fenol; ver pag.41b).

Area ft <sup>2</sup>	Costo \$/ft <sup>2</sup>	Exponente	Fac. lineal.	Costo eq. \$
21.5	94.12	0.32	2.8	264
12.2	94.12	0.32	2.2	207
Kw	Costo \$/Kw.			
29.5	18.75	0.85	18	338
Inst 25%	Indirect 29%	Conting 25%	Total	Indice
330	426	490	1,029 1,039	2.1
259	334	384	986	
Inst 20%				
406	523	602		

Total: \$ 2,182

Equipo: T-3 \$ 3,662 (tanque de dilución; ver pag.41b).

Diámetro ft	Altura ft	Base de costo \$	Fm	Fp
1.97	5.81	800	2.25	1
2.95	2.59	750	2.25	1
Total \$	Indice	Total \$		
1,800	1,744	2.1	3,662	
1,688				

Equipo: E-1 \$ 5,251 (Evaporador; ver pag.41b).

Area ft <sup>2</sup>	Costo \$/ft <sup>2</sup>	Exponente	Fac. lineal.	Costo eq. \$
39.6	94.12	0.32	3.1	292
23.7	94.12	0.32	2.6	245
Kw	Costo \$/Kw			
146.1	18.75	0.85	60	1,125
Inst 25%	Indirect 29%	Conting 15%	Total \$	Indice
365	471	541	2,544.	2,501 2.1
306	395	454	2,457	
Inst 20%				
1,350	1,742	2,003		
Total \$ 5,251				

Equipo: E-2 \$ 3,142 (Recepiente de fusión; ver pag.41b).

Area ft <sup>2</sup>	Costo \$/ft <sup>2</sup>	Exponente	Fac. lineal	Costo eq. \$
25.0	94.12	0.32	3.0	282
16.7	94.12	0.32	2.3	216
Kw	Costo \$/Kw.			
58.6	18.75	0.85	31	581

Inst 25%	Indirect 29%	Conting 15%	Total \$	Indice
353	455	523	1,557.	1,496 2.1
270	348	401	1,435	
Inst 20%				
697	899	1,034		
Total \$ 3,142				

Equipo: E-3 \$ 1,050 (Precalentador; ver pag.41b)

Area ft <sup>2</sup>	Base \$	Fd	Fm	Fp
3	250	0.8	2.5	0.0
Costo eq. \$				
500	Indice. 2.1	Total \$ 1,050		

Equipo: E-4 \$ 3,179 (Enfriador; ver pag.41b).

Como recipiente a presión:

Diámetro ft	Altura ft	Base \$	Fm	Fp
1.3	2.6	300	3.67	1.05
1.8	1.4			

Costo \$.

1,156

Por area de transferencia de calor:

Area ft <sup>2</sup>	Costo \$/ft <sup>2</sup>	Exponente	Fac. lineal.	Costo eq. \$
10.7	94.12	0.32	2.1	198
7.9	94.12	0.32	2.0	188

Inst 25%	Indirect 29%	Conting 15%	Total \$	Indice
247	319	367	358.	1,514 2.1
235	304	349		

Total \$ 3,179

Equipo: R            \$ 5,221 (Reactor; ver pag.41b).

Como recipiente a presión:

Diámetro ft	Altura ft	Base \$	Fm	Fp
1.6	5.0	550	3.67	1.05
2.5	2.2	500	3.67	1.05

Costo \$.

2,119

2,023

1,927

Por area de transferencia de calor:

Area ft <sup>2</sup>	Costo \$/ft <sup>2</sup>	Exponente	Fac.lineal	Costo eq. \$
25.9	94.12	0.32	2.9	273
17.3	94.12	0.32	2.4	226

Inst 25%	Indirect 29%	Conting 15%	Total \$	Indice
341	440	506	463 2,486	2.1
282	364	419		

Total \$ 5,221

Equipo: C            \$ 7,980 (Compresor; ver pag.41b).

BHP	Base \$	Fd	Costo \$	Indice
8.01	3,800	1	3,800	2.1

Costo eq. \$.

7,980

Equipo: Bomba para agua de enfriamiento.            \$ 998

Gasto Gal/min	Cabeza psi.	Fm	Fo	Costo \$
5.76	44.1	1	1	475

Indice            Total \$.

2.1            998



Equipo: S-1 \$ 17,004 (Centrífuga; ver pag.41b).

Diámetro in.	Costo/unidad	Exponente	Fac. lineal	Costo eq. \$
10	140	1.25	11	1,540
Potencia HP				
1	1,900	0.73	1	1,900
Inst 57%	Indirect 29%	Conting 15%	Total \$	Indice
2,418	3,119	3,587	8,097	2.1
Inst 60%				
3,040	3,922	4,510		
Total \$ 17,004				

Equipo: S-2 \$ 22,659 (Secador; ver pag.41b).

Area ft <sup>2</sup>	Costo \$/ft <sup>2</sup>	Exponente.	Fac. lineal	Costo eq. \$
11.32	1,900	0.38	2.2	4,180
Inst 74%	Indirect 29%	Conting 15%	Indice	Total \$.
7,273	9,382	10,790	2.1	22,659

Equipo: Caldera de vapor. \$ 69,348

Masa lb/hr	Costo/unidad	Exponente	Fac. lineal	Costo eq. \$
770.93	530	0.5	28	14,840
Inst 50%	Indirect 29%	Conting 15%	Indice	Total \$.
22,260	28,715	33,023	2.1	69,348

Equipo: Agitador (2) \$ 4,239

Potencia HP	Costo/unidad	Exponente	Fac. lineal	Costo eq. \$.
2	350	0.5	1.2	420
Inst 62%	Indirect 29%	Conting 15%	Indice	Total \$
680	878	1,009	2.1	2,120

Cabe mencionar que los tanques de almacenamiento TP1 y TP2 son proporcionados por las compañías que distribuyen el Oxígeno y el Nitrógeno sin costo para la empresa.

Estimación de la inversión:

Equipo.	Costo \$.
T-1	1,829
T-2	2,182
T-3	3,662
E-1	5,251
E-2	3,142
E-3	1,050
E-4	3,179
R	5,221
C	7,980
S-1	17,004
S-2	22,659
Caldera	69,348
Agitadores	4,239
Bomba	998
Total	<u>\$ 147,744</u>

Paridad peso-dólar al 16 de mayo de 1986, 536 \$/£.

Inversión total = \$ 79,190,784.

EVALUACION ECONOMICA.

Como se mencionó con anterioridad, existen varios métodos para evaluar los proyectos.

Flujo de caja.- El flujo de caja es la historia del dinero de la empresa. Dicha historia se obtiene de la siguiente manera.

Ventas brutas = Ventas totales.

Costo total = Costos de operación + Gastos administrativos + Gastos de ventas

Inversión permanente = Inversión que se hace en equipos de proceso, bienes inmuebles, medios de transporte, etc.

Depreciación.- La depreciación es la pérdida de valor de las inversiones.

Para edificios 20% anual.

Para equipo 10% anual.

Para transportes 5% anual.

En nuestro caso será una depreciación al 10% anual debido a que la inversión es únicamente en equipos. El edificio se rentará y no se tendrá transporte.

Utilidad bruta = Ventas brutas - Costo total (Sin depreciación) -

Depreciación

El impuesto a pagar es el 42% de la utilidad bruta.

El reparto de utilidades es el 10% de la utilidad bruta.

Utilidad neta = Utilidad bruta - Impuestos - Reparto de utilidades.

El capital de trabajo está dado por la suma de:

+Efectivo = Costo total/i meses.

Para 1988:

Costo total:

Costo de producción.

- Fenol	117,420,867
- KOH	93,375,424
- CO <sub>2</sub>	6,311,547

- H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	2,300,230
- N <sub>2</sub>	36,480
- Energía eléctrica	624,360
- Agua	57,899
- Vapor	238,128
- Mantenimiento	155,232
- Supervisor	5,976,432
- Obreros	3,419,104

Gastos administrativos y de ventas.

- Secretaria	1,881,600
- Personal calificado	2,822,400
- Renta	<u>6,750,000</u>
Total	<u>241,369,703</u>

12 meses de trabajo.

$$\text{Efectivo} = 241,369,703/12 = \underline{20,114,141.92}$$

+Materias primas en almacén:

Se tomará un promedio de 15 días en el almacén:

Para 1988:

- Fenol	117,420,867
- KOH	93,375,424
- CO <sub>2</sub>	6,311,547
- H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	2,300,230
- N <sub>2</sub>	<u>36,480</u>
Total	219,444,548

Considerando que el mes tiene dos quincenas:

$$\text{Materias primas en almacén.} = 219,444,548/24 = \underline{\$ 9,143,523}$$

+Producto terminado:

Para 1988:

Se tomará un promedio de 15 días de producto terminado en el almacén:

Ventas brutas en 1988 = \$ 306,807,600

Al igual que en las materias primas:

Producto terminado en almacén =  $306,807,600/24 = \underline{\$ 12,783,650}$

+Cuentas por cobrar:

Se dará un crédito de 15 días, por lo que para 1988 las cuentas por cobrar serán al igual que el producto terminado en almacén de \$ 12,783,650

+Cuentas por pagar (-). Ninguna.

Inversión total = Inversión permanente + Capital de trabajo.

$\Delta$  de capital de trabajo es el incremento de capital de trabajo de un año a otro.

El flujo de caja es la utilidad neta más la depreciación menos la suma de la inversión permanente con el  $\Delta$  de capital de trabajo

El factor de descuento es  $1/(1+i)^n$  en donde  $i$  es el índice de descuento y  $n$  es el número del año en cuestión.

El flujo de caja descontado es el producto de multiplicar el flujo de caja con el factor de descuento.

La rentabilidad sobre la inversión es el cociente de la utilidad neta con la inversión total.

El período de recuperación es el tiempo que transcurre en recuperar la inversión.

A continuación se dan los valores de las ventas brutas del producto y posteriormente se dan los datos obtenidos de las evaluaciones económicas.

Acido para-hidroxi-benzoico:

Año	Kg.	\$/Kg.	Ventas brutas \$.
1987	66,000	2,415	159,390,000
1988	72,600	4,226	306,807,600
1989	79,860	7,396	590,644,560
1990	87,846	12,943	1,136,990,778
1991	96,631	22,650	2,188,692,150
1992	106,294	39,638	4,213,281,572
1993	116,923	69,366	8,110,480,818
1994	128,615	121,390	1,56x10 <sup>10</sup>
1995	141,477	212,433	3,01x10 <sup>10</sup>
1996	155,625	371,757	5,79x10 <sup>10</sup>
1997	171,187	650,575	1,11x10 <sup>11</sup>
1998	188,306	1,138,507	2,14x10 <sup>11</sup>

Nomenclatura utilizada:

VB	Ventas brutas.
CP	Costo de producción.
GAV	Gastos administrativos y de ventas.
GF	Gastos financieros.
IP	Inversión permanente.
D	Depreciación.
UB	Utilidad bruta.
IM	Impuestos.
RU	Reparto de utilidades.
UN	Utilidad neta.
EF	Efectivo.
MP	Materias primas.
PT	Producto terminado.
CC	Cuentas por cobrar.
CP	Cuentas por pagar.
CTR	Capital de trabajo.
IT	Inversión total.
ΔC	Incremento del capital de trabajo.
R/I	Rentabilidad sobre inversión.
FC	Flujo de caja.
FD	Factor de descuento. $1/(1 + i)^n$ .
FCD	Flujo de caja descontado.

	86	87	88	89	90	91	92
VB	-----	159.39	306.81	590.64	1,136.99	2,188.69	4,213.28
CP	-----	131.58	229.91	402.18	704.03	1,233.55	2,162.25
GAV	1.50	7.86	11.45	16.71	24.41	35.69	52.24
IP	79.19	-----	-----	-----	-----	-----	-----
D	-----	7.92	7.92	7.92	7.92	7.92	7.92
UB	-1.50	12.03	57.52	163.84	400.63	911.54	1,990.87
IM	-----	5.05	24.16	68.81	168.26	382.85	836.17
RU	-----	1.20	5.75	16.38	40.06	91.15	199.09
UN	-1.50	5.77	27.61	78.64	192.30	437.54	955.62
EF	0.25	11.62	20.11	34.91	60.70	105.77	184.54
MP	-----	5.20	9.14	16.09	28.32	49.85	87.73
PT	-----	6.64	12.78	24.61	47.37	91.19	175.55
CC	-----	6.64	12.78	24.61	47.37	91.19	175.55
CP	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----
CTR	0.25	30.09	54.82	100.22	183.77	338.01	623.38
IT	79.44	30.09	54.82	100.22	183.77	338.01	623.38
ΔC	-----	29.85	24.73	45.40	83.55	154.24	284.37
R/I	-----	19.18	50.36	78.47	104.64	129.44	153.30
FC	-80.69	-16.16	10.80	41.16	116.67	291.22	678.17
n	0	1	2	3	4	5	6
i	0.75	0.75	0.75	0.75	0.75	0.75	0.75
FD	1.00	0.5714	0.3264	0.1866	0.1066	0.0609	0.0348
FCD	-80.69	-9.23	3.53	7.68	12.44	17.75	23.60



	93	94	95	96	97	98
VB	8,110.48	15,613.57	30,054.34	57,854.68	111,369.98	214,387.70
CP	3,791.58	6,655.11	11,682.76	20,505.56	35,983.78	63,302.39
GAV	76.56	112.31	164.92	242.42	356.68	525.30
IP	_____	_____	_____	_____	_____	_____
D	7.92	7.92	7.92	7.92	_____	_____
UB	4,234.43	8,824.67	18,300.00	37,098.78	75,029.52	150,560.01
IM	1,778.46	3,706.36	7,686.00	15,581.49	31,512.40	63,235.20
RU	423.44	882.47	1,830.00	3,709.88	7,502.95	15,056.00
UN	2,032.52	4,235.84	8,784.00	17,807.41	36,014.17	72,268.80
EF	322.34	563.95	983.33	1,729.00	3,028.37	5,318.97
MP	154.36	271.76	478.30	841.39	1,479.25	2,606.97
PT	337.94	650.00	1,254.17	2,412.50	4,625.00	8,916.67
CC	337.94	650.00	1,254.17	2,412.50	4,625.00	8,916.67
CP	_____	_____	_____	_____	_____	_____
CTR	1,152.58	2,135.71	3,969.97	7,395.39	13,757.62	25,759.28
IT	1,152.58	2,135.71	3,969.97	7,395.39	13,757.62	25,759.28
ΔC	529.20	983.13	1,834.26	3,425.42	6,362.23	12,001.66
R/I	176.35	198.33	221.26	240.79	261.78	280.55
FC	1,511.24	3,260.63	6,957.66	14,389.91	29,651.94	60,267.14
n	7	8	9	10	11	12
i	0.75	0.75	0.75	0.75	0.75	0.75
FD	0.0199	0.0114	0.0065	0.0037	0.0021	0.0012
FCD	30.07	37.06	45.22	53.24	62.27	72.32

Si se considera un préstamo bancario de \$ 30,000,000.00 que corresponden al 37.8 % de la inversión, a pagar a cinco años a pagar con un interes del 83.48 % sobre el saldo y pagando además el 20 % anual del capital, se obtiene la siguiente evaluación económica:

Préstamo en 1986.

Año	Pago capital	Saldo	Intereses	Total a pagar
86	-----	30,000,000	-----	-----
87	6,000,000	24,000,000	25,044,000	31,044,000
88	6,000,000	18,000,000	20,035,200	26,035,200
89	6,000,000	12,000,000	15,026,400	21,026,400
90	6,000,000	6,000,000	10,017,600	16,017,600
91	6,000,000	-----	5,008,800	11,008,800

	86	87	88	89	90	91	92
VB	——	159.39	306.81	590.64	1,136.99	2,188.69	4,213.28
CP	——	131.58	229.91	402.18	704.03	1,233.55	2,162.25
GAV	1.50	7.86	11.45	16.71	24.41	35.69	52.24
GF	——	31.04	26.04	21.03	16.02	11.01	——
IP	79.19	——	——	——	——	——	——
D	——	7.92	7.92	7.92	7.92	7.92	7.92
UB	-1.50	-19.01	31.49	142.80	384.61	900.52	1,990.87
IM	——	——	13.23	59.98	161.54	378.22	836.17
RU	——	——	3.15	14.28	38.46	90.05	199.09
UN	-1.50	-19.01	15.12	68.54	184.61	432.25	955.62
EF	0.25	14.21	22.28	36.66	62.04	106.69	184.54
MP	——	5.20	9.14	16.09	28.32	49.85	87.73
PT	——	6.64	12.78	24.61	47.37	91.19	175.55
CC	——	6.64	12.78	24.61	47.37	91.19	175.55
CP	——	——	——	——	——	——	——
CTR	0.25	32.69	56.98	101.97	185.10	338.92	623.38
IT	79.44	32.69	56.98	101.97	185.10	338.92	623.38
ΔC	——	32.44	24.29	44.99	83.13	153.82	285.37
R/I	——	——	26.54	67.22	99.74	127.54	153.30
FC	-80.69	-43.53	-1.25	31.47	109.40	286.35	678.17
n	0	1	2	3	4	5	6
i	0.75	0.75	0.75	0.75	0.75	0.75	0.75
FD	1.00	0.5714	0.3265	0.1866	0.1066	0.0609	0.0348
FCD	-80.69	-24.87	-0.41	5.87	11.66	17.44	23.60

Período de recuperación de la inversión:

Para el primer caso:

$$X = 9.23 / (9.23 + 3.53) = 0.72$$

$$0.72 * 12 \text{ meses} = 8.7 \text{ meses.}$$

El período de recuperación de la inversión es de un año con 8.7 meses, es decir, la inversión se recuperará a finales del mes de septiembre de 1988.

Para el segundo caso:

$$X = 0.41 / (0.41 + 5.87) = 0.065$$

$$0.065 * 12 \text{ meses} = 0.78 \text{ meses}$$

El período de recuperación de la inversión es de dos años con 0.78 meses.

La inversión se recuperará a finales del mes de enero de 1989.

CAPITULO VII :      CONCLUSIONES.

-----

Como se puede observar en base a los criterios de evaluación empleados en el presente trabajo, el Acido para-hidroxi-benzoico sí es factible de producirse en México.

Dicha producción se puede llevar a cabo con un planta cuya capacidad sea de 60,000 Kg/año, trabajando un turno al día (300 turnos al año).

El precio de dicha planta sería de 79.19 millones de pesos.

Si la inversión total se hace sin pedir un préstamo, la planta presentará en el primer año una rentabilidad sobre inversión del 19.18 %, la cual se incrementará a un 242.17 % en el décimo año de trabajo.

Por otro lado, el tiempo de recuperación de la inversión es pequeño (1 año con 8.7 meses) lo que aunado a la rentabilidad sobre inversión nos indica que dicha planta sería un buen proyecto.

También se puede observar que en el décimo año se tienen 53.65 millones de pesos (flujo de caja descontado) que corresponden al 67.75 % de la inversión permanente.

Si la inversión se hace considerando un préstamo de \$ 30,000,000 que corresponden como se dijo anteriormente al 37.8 % de la inversión permanente se puede observar que se tendrán utilidades brutas hasta 1988 teniendo una rentabilidad sobre inversión en el mismo de 26.54 %. Por otro lado, el tiempo de recuperación será aproximadamente de dos años un mes.

Respecto al flujo de caja se puede observar que es positivo hasta 1989.

Como recomendaciones se pueden nombrar que antes de hacer el diseño de la planta sean determinadas experimentalmente las propiedades de los compuestos

que fueron estimadas dentro del presente trabajo, por otro lado, se deben determinar experimentalmente las condiciones óptimas de la reacción para obtener un buen diseño del reactor y con ésto el de la planta.

BIBLIOGRAFIA.

-----

1. Kirk-Othmer. (1982). Encyclopedia of Chemical Technology. Wiley Interscience. New York. 3rd Edition.
2. Lange's Handbook of Chemistry. John A. Desn. Mc, Graw-Hill Book Company Inc. Thirteenth Edition.
3. International Critical Tables. (1933). Published for the National Research Council. Mc, Graw-Hill Book Company Inc. New York and London.
4. Merk Index.
5. Perry John H. (1982). Manual del Ingeniero Químico. I. UTEHA. México, D.F. 1429 pp.
6. Morrison Robert Thornton and Boyd Robert Neilson. (1982). Química Orgánica. Fondo Educativo Interamericano, S.A. México D.F. 1291 pp.
7. Hazards in the Chemical Laboratory. Edited by G. D. Muir. The Chemical Society. London. 2nd Edition.
8. Tablas del Instituto Mexicano del Petróleo.
9. Castellan Gilbert W. (1981). Fisicoquímica. Fondo Educativo Interamericano, S.A. México D.F. 835 pp.
10. Guthrie, W. R. (1969). Capital Cost Estimating. Chemical Engineering. March 24. 142 pp.
11. Jorda E. Richart. (1977). Evaluación de inversiones industriales. Editorial Alhambra, S.A. España. 424 pp.