

ESCUELA NACIONAL DE CIENCIAS QUIMICAS U.N.A.M.

ESTUDIO TECNICO—ECONOMICO DE LA
FABRICACION DE FENOL EN MEXICO

T E S I S

Que para obtener el título de

INGENIERO QUIMICO

p r e s e n t a:

ENRIQUE GARCIA LOPEZ



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 esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

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

A mis queridos padres,
con cariño y gratitud.

A mis hermanos.

A mi querida Escuela

al Sr. Lic.

Guillermo Torres Fielba C.

a Gronne con canina.

I N D I C E

	Página
I INTRODUCCION	2
II ESTUDIO DEL MERCADO	3
III ESTUDIO DEL PRODUCTO Y SU ELABORACION	24
IV SELECCION DEL PROCESO ADECUADO	46
V ESTUDIO ECONOMICO GENERAL	52
VI CONCLUSIONES	65
APENDICE.- CALCULOS Y DATOS GENERALES	A-1
BIBLIOGRAFIA	66

INTRODUCCION

México ha tratado de desarrollarse industrialmente con el apoyo gubernamental. En el momento que nos ocupa, la tendencia del país es la de industrializarse cada día más, -- por lo cual, todo aquel que cree poder ayudar a este desenvolvimiento, hace todos los esfuerzos que estén de su parte para cooperar a esta nueva etapa evolutiva de México.

Hasta la fecha, no ha sido instalada en el país ninguna planta para producir Fenol en escala comercial. Actualmente está en construcción una planta para producirlo en escala semi-comercial. Esta denominación se aplica en vista de -- que el proceso que se empleará es nuevo, no conocido en escala comercial y en vía de experimentación; aunque, no obstante, se piensa en vender dicho fenol.

Es el propósito del presente estudio, resaltar la -- importancia que representa para México disponer de dicho compuesto, netamente petroquímico, industria en la que está ci--frado el mejoramiento industrial y económico del país.

II

ESTUDIO DEL MERCADO.

Es el fenol una de las sustancias más importantes de la Química Orgánica, derivado de la Industria Petroquímica, actualmente en pleno desarrollo en México.

El consumo actual de fenol en México durante los últimos años, se encuentra dado en la Tabla I, cuyos valores en volumen y valor, están sacados del Anuario Estadístico de Comercio Exterior, editado por la Secretaría de Industria y Comercio. Estas cantidades corresponden al monto del consumo total del producto ya que no existe en el país la fabricación del mismo. En la Gráfica I, se muestra de una manera más representativa este consumo de fenol, de 10 años a la fecha.

De acuerdo con estos valores, el consumo de fenol ha ido aumentando. En 1952 se importaron 35 ton.; y para 1956 la cifra ascendió a 455 ton. que corresponde a un aumento de más del 1000% en 4 años. Hasta 1959 la importación fué creciente y de éste año a 1960, el aumento fué de un 80%, aumento notable que se refleja en la disminución de importación de 1961.

Todo esto indica una línea ascendente en el consumo durante 10 años, lo que permite considerar como accidental la disminución en el año 1961, y no como una disminución en la demanda del producto.

Las cantidades importadas de fenol, de acuerdo con los diversos países de procedencia, para el período de 1952-1961, se encuentran indicadas en la Tabla II.

TABLA I

IMPORTACION DE FENOL
(501.00.08. Fenol Cristalizado)

AÑO	CANTIDAD, Kg.	VALOR PESOS
1953	8,444	46,910
1954	23,701	131,400
1955	100,936	547,086
1956	455,385	2,056,011
1957	608,084	2,747,961
1958	730,174	3,135,110
1959	794,824	3,632,324
1960	1,438,414	6,746,417
1961	1,241,974	5,524,380

(501.00.04, Fenol I (quido)

AÑO	CANTIDAD, Kg.	VALOR PESOS
1954	495,543	985,098
1955	315,655	832,931
1956	28	301
1957	15	105
1958	24,171	113,303
1959	17,884	94,916
1960	2,029	15,144
1961	2,000	15,000

TABLA II

IMPORTACION DE FENOL POR PAISES

-FENOL CRISTALIZADO-

Año 1953 (Fracción Arancelaria 6.00.22)

PAIS	KG.	VALOR, PESOS
Alemania	1,692	11,735
Estados Unidos de América	4,737	35,079
Gran Bretaña	15	96
TOTAL	6,444	46,910

Año 1954 (Fracción Arancelaria 6.00.22)

Alemania	397	4,663
Estados Unidos de América	19,777	112,997
Gran Bretaña	3,617	14,240
TOTAL	23,791	131,900

Año 1955 (Fracción Arancelaria 6.00.22)

Alemania	14	217
Estados Unidos de América	100,192	546,633
Gran Bretaña	30	236
TOTAL	100,936	547,086

Año 1956 (Fracción Arancelaria 501.00.08)

Alemania	1,266	7,310
Estados Unidos de América	454,077	2,048,050
Francia	7	388
Gran Bretaña	36	263
Países Bajos	455,385	2,056,011
TOTAL	910,771	4,112,022

Año 1957 (Fracción Arancelaria 501.00.00)

Alemania	704	17,019
Colombia	38	327
Estados Unidos de América	406,196	2,724,419
Gran Bretaña	126	1,342
Países Bajos	1,020	4,708
TOTAL	608,084	2,747,961

Año 1958 (Fracción Arancelaria 501.00.00)

Alemania	311	3,595
Estados Unidos de América	728,263	3,127,300
Países Bajos	1,600	4,207
TOTAL	730,174	3,135,110

Año 1959 (Fracción Arancelaria 501.00.00)

Alemania	182	1,954
Estados Unidos de América	792,527	3,617,909
Gran Bretaña	75	743
Panamá	2,040	11,718
TOTAL	794,824	3,632,324

Año 1960 (Fracción Arancelaria 501.00.00)

Alemania	336	3,127
Austria	600	5,825
Estados Unidos de América	1,436,400	6,731,732
Gran Bretaña	58	459
Panamá	1,020	5,274
TOTAL	1,438,414	6,746,417

Año 1961 (Fracción Arancelaria 501.00.00)

Alemania	1,185	10,941
Estados Unidos de América	1,154,230	5,162,383
Gran Bretaña	86,559	351,056
TOTAL	1,241,974	5,524,380

- - - - -

USOS DEL FENOL.

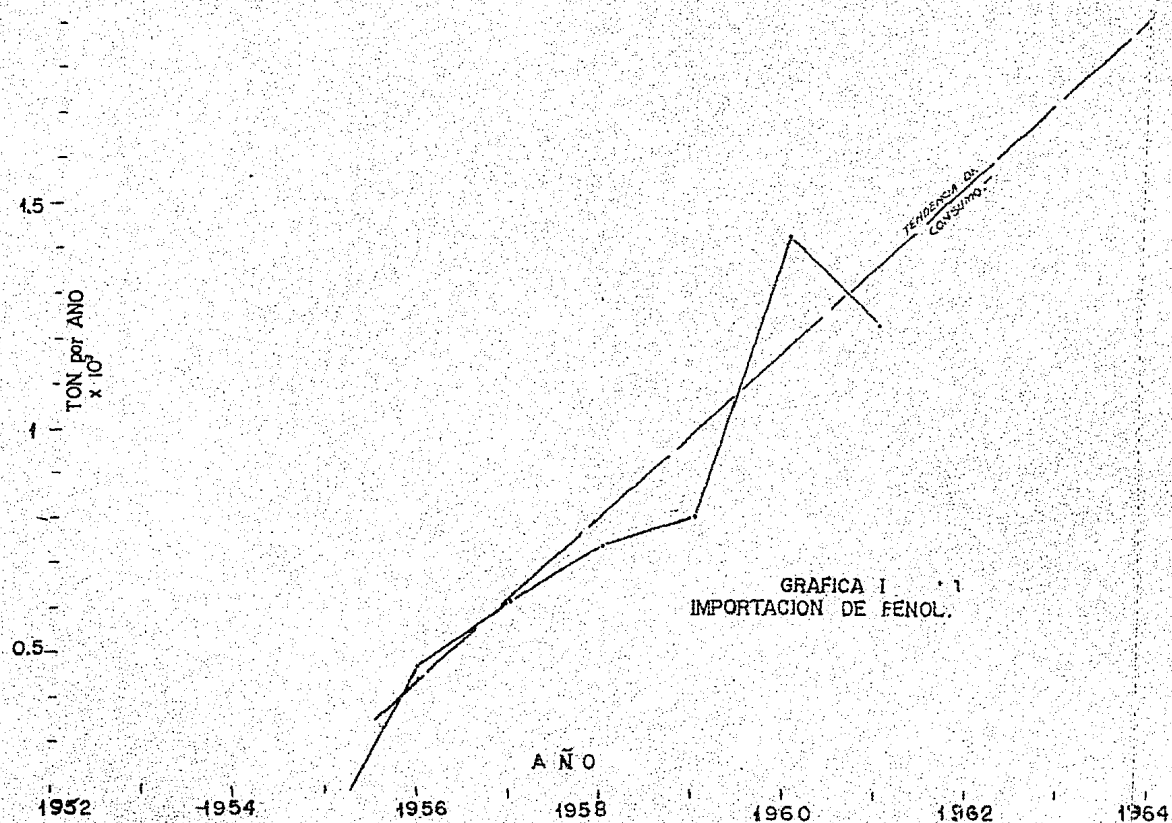
1.- Resinas Fenólicas.

El producto de la reacción entre el fenol y el formaldehído ha estado en creciente uso desde la expiración de la patente básica en 1926. Las resinas fenólicas, por su durabilidad, lisura, resistencia a los agentes ambientales y propiedades dieléctricas han sido muy usados en el campo de polvos moldeables, laminados, adhesivos y resinas de recubrimientos. Para esta gran variedad de empleos, el fenol se hace reaccionar con formaldehído dentro de un amplio rango de condiciones y catalizadores, para producir materiales resinosos de variadas propiedades.

Polvos Moldeables.— Estos polvos se moldean para dar una gran variedad de productos tales como cajas y bocinas de teléfono e implementos eléctricos. A estas resinas se les añaden otras sustancias tales como: lubricantes, catalizadores, rellenadores y colorantes para hacerlas aún más versátiles; así, se tienen resinas con cargas de aserrín, asbestos, etc., que proporcionan a éstas propiedades específicas.

Laminados Fenólicos.— Estos productos se obtienen por saturación e impregnación de materiales base, con una solución de resina fenólica y la posterior aplicación de calor y presión. Estos laminados pueden clasificarse según la presión a la que se moldean:

- a) De alta presión.— Esta técnica se sigue generalmente para partes estructurales, tales como



hojas, tubos, canales, varillas, etc.

- b) De baja presión.- Estos laminados requieren de un equipo menos complejo y se obtienen una gran variedad de productos; así por ejemplo, partes de lanchas y aeroplanos, materiales de construcción, etc.

Adhesivos Fenólicos.- Estas resinas pueden usarse como polvos, líquidos y en algunos casos como hojas delgadas, teniendo como temperaturas de operación desde la ambiente hasta 100°C. Se emplean como impermeabilizantes y muy ampliamente en la manufactura de empaques, aislamientos y materiales abrasivos.

Recubrimientos de Protección.- En vista de su excelente resistencia al calor y muchos productos químicos, son de aplicación en el recubrimiento de tanques y similares. La reacción de ciertos fenoles modificados con formaldehído producen resinas que cuando se emplean como barnices, proporcionan un recubrimiento de secado rápido, liso y de gran resistencia química.

2.- Industria del petróleo.

El fenol y sus derivados son extensamente usados en la refinación de productos petroquímicos. Solo o mezclado con otros solventes, el fenol es usado en extracciones y contracorriente para eliminar materias indeseables de los aceites combustibles.

Es además materia prima para la producción de muchos estabilizadores y antioxidantes en aceites de motores, creyén

dose que estos materiales dirigen la oxidación de manera tal que reducen al mínimo la formación de lodos e inhiben la corrosión.

En la manufactura del tolueno a partir de fracciones del petróleo, se produce una mezcla compleja de productos químicos que no pueden separarse por destilación normal. Con la adición de fenol o los productos de la reacción, las fracciones pesadas pueden destilarse y el tolueno se separa posteriormente del fenol.

3.- Materia prima para productos químicos.

En la figura 1 se muestran algunos de los muchos compuestos que pueden obtenerse a partir del fenol.

El ácido salicílico es un intermediario para una variedad de compuestos. El mismo ácido salicílico es usado como un inhibidor en la vulcanización del hule, pero principalmente se emplea en la fabricación de compuestos medicinales. La aspirina U.S.P. (ácido acetil-salicílico), el salol N.F. (salicilato de fenilo) y salicilatos de sodio son ejemplos de tales preparaciones medicinales. El salicilato de metilo U.S.P. o aceite de Wintergreen se usa como componente de linimentos y aceites penetrantes, así como cosmético.

La cumarina N.F. es un derivado del salicibaldehído, que a su vez se produce aparte del fenol y es muy usada en perfumes.

Productos muy especializados se obtienen por la alquilación del fenol, tales como el p-tert-butilfenol; p-sec-butilfenol, nonilfenol y el amilfenol. Estos productos se usan

extensamente en la producción de resinas fenólicas modificadas y en la obtención de agentes tensoactivos no-iónicos al reaccionarlos con etileno u óxido de propileno.

El o-sec-butilfenol, al nitrarlo a dinitro-o-sec-butilfenol da un herbicida y fungicida muy empleado.

Al reaccionar el fenol y la acetona se obtiene el Bisfenol A (p,p'-isopropilidenfenol), que se usa en barnices fenólicos modificados, en la industria de resinas epoxi y como un antioxidante.

La cloración del fenol, produce los o-y p-clorofenoles; el 2-4 diclorofenol, el 2,4,5 triclorofenol y el pentaclorofenol. El 2,4 dicloro y el 2,4,5 tricloro fenoles con el ácido monocloroacético dan los ácidos 2,4D y 2,4,5T, que son herbicidas de acción selectiva. El pentaclorofenol encuentra aplicación como preservativo de maderas. El Catechol, puede obtenerse del o-clorofenol y el p-clorofenol se usa como intermediario para la fabricación de colorantes, plastificantes y productos veterinarios.

4.- Desinfectantes y Preservativos.

El fenol se emplea también como preservativo de cueros y en la industria textil. En soluciones diluidas, es muy conocido como el "ácido carbólico" que ha sido muy empleado como desinfectante en hospitales y muchas otras aplicaciones sanitarias. Un nuevo campo de aplicación para el fenol se tiene en la fabricación del caprolactam, materia prima para cierto tipo de nylon.

CONSUMO DEL FENOL POR INDUSTRIAS.

En la Tabla III se ilustra la distribución del consumo nacional de fenol, basada en las diferentes industrias - que lo emplean como materia prima para sus diferentes productos. Estos valores corresponden al año de 1960-1961, algunos estimados en las empresas visitadas y otros, a falta de información más precisa, están tomados estimativamente.

Hasta ahora la industria de resinas es la mayor consumidora de fenol, ya que alcanza más del 50% del consumo total.

En cuanto al ácido salicílico, se ha estimado que - su consumo ha ido aumentando de un 5 a 8% anual, lo que predice que para 1964, el consumo de este producto será de unas - 500 toneladas al año. Según esto, los fabricantes de este - producto requerirán de unas 400 ton. de fenol al año.

DISTRIBUCION GEOGRAFICA DEL CONSUMO.

Las industrias consumidoras se encuentran localizadas en el país, según lo muestra el cuadro siguiente:

TABLA III

DISTRIBUCION DEL CONSUMO DE FENOL POR INDUSTRIAS

Compañía	Ton. Anuales	U S O	% del total
Bakelita de México, S.A.	500	Resinas	36
Reichhold Chemicals de México, S.A.	200	Resinas	15
Casco Química de México, S.A. Química Orgánica, S.A.	150	Resinas	16
Adhesivos Resistol, S.A.	150	Adhesivos	10
Pyrina, Div. de Proquimia, S.A.	180	Ac. Salicílico-Aspirina	12
Salicilatos de México	180	Ac. Salicílico-Aspirina y Salicilato de Etilo	12
TOTAL		1460 Ton.	100

Compañía Fabricante de Resinas
Fenólicas

Tipo de Resina

Bakelite de México, S.A.	- Resina fenólica sólida en trozos, endurecible al calor. - Resinas fenólicas para moldeo. (En sus formas de diferentes compuestos). - Resinas fenólicas para moldeo. (Fundición). - Resinas fenólicas para moldeo. (Balatas).
Reichhold Chemicals de México, S.A.	- Resinas fenólicas modificadas con brea o coloforno.

Casco Química de México.

- Resinas fenólicas líquidas.

- Resinas fenólicas en polvo.

- Resinas fenólicas (fenol-formaldehído).

Química Orgánica, S.A.

- Resinas fenólicas para moldeo.

Adhesivos Resistol, S.A.

- Resinas fenólicas para moldeo. (Laminación).

- Fenólicas puras para laminado.

- Fenólicas para moldeo. (Adhesivos).

Compañía

Localización de su(s) -
planta (s).

Bakelita de México, S.A.

Monterrey, N. L.

Reichhold Chemicals de México, S.A.

Col. Ind. Vallejo, D.F.

Casco Química de México, S.A.

Xalostoc, Edo. de México.

Química Orgánica, S.A.

Xalostoc, Edo. de México.

Adhesivos Resistol, S.A.

Calz. Atzacapotzalco- La Villa, D.F.

Pyrina, Div. de Proquimia, S.A.

Tlalnepantla, Edo. de Mé-
xico.

Salicilatos de México, S.A.

Atzacapotzalco, D.F.

Aproximadamente el 70% del consumo está localizado entre el Distrito Federal y el Estado de México.

PRECIOS DE VENTA.

Teniendo en cuenta que el fenol es netamente un producto de importación, su precio en el mercado queda supeditado a la cotización de los mercados extranjeros.

Además, ya que casi todo el fenol que se consume en México, procede de Estados Unidos, se toma como base determinativa para su precio, la registrada en el mercado de dicho país.

En la Gráfica II, se muestra una "historia" de los precios del fenol", desde el año de 1920 hasta la fecha, en los Estados Unidos de N.A.

La cotización depende de la magnitud de las ventas efectuadas y el tipo de envase del producto, así en lo que se refiere al precio de importación del producto, según el mercado interno en E.U., se tienen los siguientes precios en Dólares:

En tambores, lotes de 1 carro completo:	18 ¢ /lb.
En tambores, lotes menores a 1 carro completo:	20 ¢ /lb.
En carro-tanque (más de 36000 lbs.)	16 ¢ /lb.

A estos valores se añaden los gastos de transporte hasta la localidad del cliente y para ventas en el extranjero, se incluyen los fletes hasta la frontera del país, en los puertos de entrada.

En México, los precios actuales del fenol son, en pesos:

PRECIOS DE VENTA.

Teniendo en cuenta que el fenol es netamente un producto de importación, su precio en el mercado queda supeditado a la cotización de los mercados extranjeros.

Además, ya que casi todo el fenol que se consume en México, procede de Estados Unidos, se toma como base determinativa para su precio, la registrada en el mercado de dicho país.

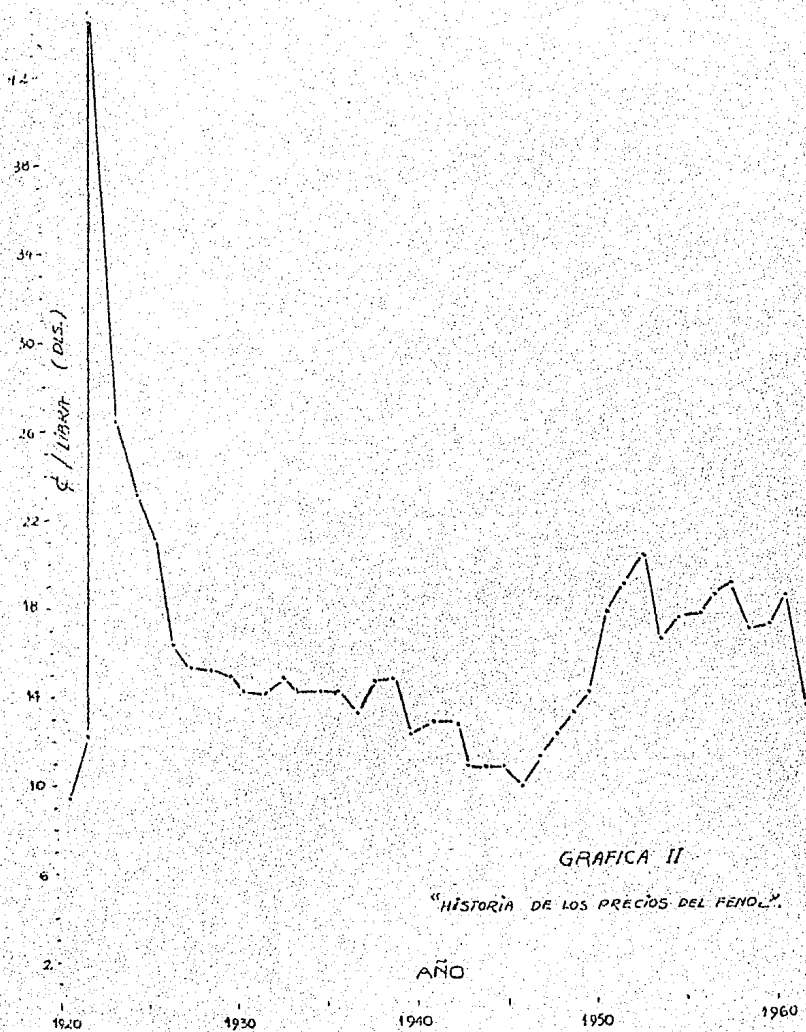
En la Gráfica II, se muestra una "historia" de los precios del fenol", desde el año de 1920 hasta la fecha, en los Estados Unidos de N.A.

La cotización depende de la magnitud de las ventas efectuadas y el tipo de envase del producto, así en lo que se refiere al precio de importación del producto, según el mercado interno en EE.UU., se tienen los siguientes precios en Dólares:

En tambores, lotes de 1 carro completo:	18 \$ /lb.
En tambores, lotes menores a 1 carro completo:	20 \$ /lb.
En carro-tanque (más de 36000 lbs.)	16 \$ /lb.

A estos valores se añaden los gastos de transporte hasta la localidad del cliente y para ventas en el extranjero, se incluyen los fletes hasta la frontera del país, en los puertos de entrada.

En México, los precios actuales del fenol son, en pesos:



GRAFICA II

"HISTORIA DE LOS PRECIOS DEL FENOL."

Tambores de 200 kg. \$6.30/kg.
Ventas mayores de 1 ton. \$5.85/kg.

FUENTES DE ABASTECIMIENTO.

Los principales distribuidores locales del producto son:

Agraquim, S.A.
Casa Molina Font, S.A.
Dow Chemical Inter-American Ltd.
Dr. José Polak, S.A.
Drogas y Productos Químicos, S.A.
Imperial Chemical Industries (Export) Ltd.
Monsanto Mexicana, S.A.
National Carbon-Eveready, S.A.
Proveedor Científico, S.A.
Proveedores Químicos Generales, S.A.
Técnica Química, S.A.
Watson Phillips y Cía., Suc. S.A.

Estas compañías lo importan directamente de los fabricantes extranjeros.

Entre los fabricantes extranjeros de fenol más importantes, pueden citarse:

<u>Compañía</u>	<u>Localización</u>	<u>Capacidad</u>	<u>MM lb. año</u>
Dow Chemical	Midland, Mich.	235	
	Kaloma, Wash.	36	
Monsanto Chemical	St. Louis, Mo.	120	
	Avon, Calif.	40	
	Chocolate Bayon, Tex.	75	

Allied Chemical	Frankford, Pa.	105
Hooker Chemical	N. Tonawanda, N.Y.	65
	S. Shore, Ky.	50
Unión Carbide	Morietta, O.	105
Reichhold Chemical	Tuscaloosa, Ala.	90
Calif. Chemical	Richmond, Calif.	45
Shell Chemical	Houston, Texas.	40
Hercules Powder	Gibbstown, N.J.	<u>25</u>
	TOTAL	1031

IMPORTACION.

El fenol se importa bajo dos fracciones arancelarias:

- 501.00.04 (líquido) importación controlada.
 501.00.08 (cristalino) libre importación.

La salida de divisas por concepto de importación se encuentra protegida por la tarifa arancelaria de:

\$5.10 M.N. (precio tope de importación) por Kg. legal
 más \$0.02 más el 7% ad-valorem.

MÉTODOS DE VENTA.

Los representantes o distribuidores de las empresas productoras, emplean tanto el sistema de "ventas a crédito" para los clientes de importancia como el de "ventas a contado" para las ventas menores.

Generalmente se conceden plazos de 30 días para ---

efectuar los pagos, aunque llegan a concederse plazos hasta - de 60 días.

La operación puede efectuarse a través de un banco o mediante un contrato directo. Las bases de este contrato - son flexibles y variables, dependiendo del cliente de que se trate.

PROYECCION DE LA DEMANDA.

Una tendencia del consumo de fenol, puede estimarse mediante el método estadístico de los Mínimos Cuadrados.

Este método da una recta de la cual la suma de cuadrados de las desviaciones de una de las variables, con respecto a la media, es mínima; tomando los años de 1956 a 1961 y llamando

y' valor estimativo del consumo en toneladas para un:

X año

se obtendrá una recta del tipo:

$$y' = a + bx$$

X	y	xy	x ²
1956-6	477	2,862	36
1957-7	623	4,361	49
1958-8	754	6,032	64
1959-9	812	7,300	81
1960-10	1440	14,400	100
1961-11	1244	13,684	121
Ex = 51	Ey = 5350	Exy = 40,647	Ex ² = 451
$\bar{x} = 0.5$	$\bar{y} = 892$		

$$ExEy = 272,850$$

$$\frac{ExEy}{N} = 45475$$

$$(Ex)^2 = 2601$$

$$\frac{(Ex)^2}{N} = 433$$

$$b = \frac{Exy - \frac{ExEy}{N}}{Ex^2 - \frac{(Ex)^2}{N}} = \frac{40647 - 45475}{451 - 433} = 176$$

$$a = \bar{y} - b\bar{x} = 892 - 1498 = 606$$

$$y = 176x - 606$$

Año, x Consumo estimado, y*, tons.

1956	450
1957	626
1958	802
1959	978
1960	1154
1961	1330
1962	1500
1963	1685
1964	1850
1965	2000

Se estima entonces que para 1965, el mercado del -
producto consumirá 2000 ton. Esto significa que el consumo -

de fenol aumentará aproximadamente dentro del rango del 8 a - 12% anual. Esta estimación es bastante conservadora y sobre esta base se efectuará el presente estudio.

NUEVOS USOS POSIBLES.

En vista de que el consumo de fenol depende fundamentalmente del mercado de aquellos productos finales de los cuales sirve como materia prima, los productores de fenol han buscado siempre y deben seguir buscando, el ampliar la demanda del producto. Para este fin, se han seguido dos caminos principales, que hasta ahora han marcado la ruta del fenol:

1o.- El promover el uso de las resinas fenólicas en laminados, adhesivos y recubrimientos, así como usos nuevos para las fenólicas moldeables.

2o.- El desarrollar productos nuevos que requieran del fenol, diferentes de las resinas fenólicas.

En la primera meta, se ha tenido un éxito moderado; el crecimiento de las resinas fenólicas en laminados y adhesivos se ha duplicado en comparación a las moldeables, en los pasados 5-6 años. Las razones principales han sido la resistencia a la humedad de los laminados fenólicos para exteriores y los paneles de fenólicas. Así mismo, los recubrimientos basados en fenólicas y fenólicas modificadas ha progresado también notablemente.

El mayor progreso, sin embargo, se ha logrado en el segundo de los propósitos. Así, se han desarrollado productos plásticos nuevos, tales como las resinas epoxi, el capro-

lactam y los policarbonatos. Por otro lado, se tienen los de
rivados alquilados y clorados del fenol.

1.- Resinas Epoxi.

Estas resinas termofijas, presentan una variadi
sima combinación de propiedades. Particularmente se tiñen; -
su adhesión, su resistencia a los productos químicos y agentes
ambientales, así como su flexibilidad. De excelentes propie-
dades dieléctricas, se emplean en instrumentos eléctricos y -
electrónicos. En recubrimientos de exteriores está su más im-
portante aplicación.

2.- Policarbonatos.

Estos termoplásticos se producen a partir de -
bisfenol A y fosgeno. La peculiaridad más notable de estas -
resinas y que explica su popularidad, es la resistencia al im-
pacto y a la temperatura, propiedades que le dan característici
cas básicas de un material de ingeniería.

3.- Alkilfenoles.

De los alkilfenoles mencionados anteriormente -
al hablar de los usos del fenol, ninguno se produce localmen-
te y requieren también del fenol para su elaboración. El mer-
cado principal que se abre a estos productos alquilados, es -
el de los agentes tensoactivos, no-iónicos. Los no-iónicos -
son la porción más desarrollada de los agentes tensoactivos -
(aprox. el 25%), y lo deben principalmente a su mayor estabi-

lidad, compatibilidad y acción sinérgica.

4.- Derivados Clorados.

Los herbicidas de acción selectiva, tales como los ácidos 2,4D y 2,4,5T presentan actualmente un mercado - atractivo. Lo mismo puede decirse del pentaclorofenol, preservativo de madera, usado para el control de algas y con un nuevo mercado posible en las fábricas de papel.

El salol, la cumarina y el salicilaldehído y el trifenolfosfato, presentan también futuros mercados importantes para el fenol.

SUSTITUTOS POSIBLES.

Respecto a este punto, debido a los múltiples y específicos usos del fenol como MATERIA PRIMA BASICA de productos de extenso consumo, resulta aventurado el arriesgarse a predecir un sustituto general.

1.ª COMPETENCIA.

En caso de existir, la competencia se establecería con las compañías representantes de productos extranjeros. - Entre estos el mayor introductor, como ya se dijo, es Estados Unidos.

III

ESTUDIO DEL PRODUCTO Y SU ELABORACION.

CARACTERISTICAS QUIMICAS Y FISICAS DEL FENOL.

El fenol es un compuesto blanco, cristalino de olor característico.

FORMULA	C_6H_5OH
PESEO MOLECULAR	94.11
PUNTO DE CONGELACION $^{\circ}C$	40.9
PUNTO DE EBULLICION a 760 mm Hg. $^{\circ}C$	191.75
GRAVEDAD ESPECIFICA:	
Sólido a 25/4 $^{\circ}C$	1.071
Líquido a 41/4 $^{\circ}C$	1.0576
Líquido a 60/4 $^{\circ}C$	1.0413
PUNTO CRITICO:	
Temperatura crítica, $^{\circ}C$	419
Presión crítica, atm.	60.5
CALOR ESPECIFICO: cal/g- $^{\circ}C$ ó BTU/lb- $^{\circ}F$	
Sólido a 4.0 $^{\circ}C$	0.306
Sólido a 22.7 $^{\circ}C$	0.358
Líquido a 70-74 $^{\circ}C$	0.548
VISCOSIDAD (Centistokes)	
A 60 $^{\circ}C$	2.520
A 80 $^{\circ}C$	1.597

A 100°C	1.084
CALOR DE FUSION:	
cal/g	26.9
BTU/lb	48.5
CALOR LATENTE DE VAPORIZACION AL P.E.:	
cal/g	114.3
BTU/lb	205.7
CALOR DE COMBUSTION:	
cal/g	777.8
BTU/lb	14.000
PUNTO DE INFLAMACION OF	195
GRAVEDAD ESPECIFICA A 25/25°C.	
Solución acuosa 1%	1.0009
Solución acuosa 3%	1.0025
Solución acuosa 5%	1.0044
SOLUBILIDAD APROXIMADA; gramos por	
100 g. de solvente a 25°C	∞
Acetona	∞
Alcohol	∞
Benceno	∞
Tetracloruro de carbono	∞
Eter	∞
n-Heptano	4
Metanol	∞
Agua	9.5
Agua a 80°C	∞

GRABOS:

Sólido: USP (98% mínimo), C.F. y sintético.

Líquido: Comercial (90-92% y 82 a 84%, conteniendo algunos cresoles y agua), y crudo.

PROCESOS DE FABRICACION.

La creciente demanda por el fenol y el desarrollo - de nuevos procesos para su elaboración lo colocan en el centro de la industria petroquímica. No obstante, aunque la ruta petroquímica va ganando terreno, cada uno de los procesos existentes está perfectamente delimitado y tiene sus condiciones particulares que lo favorecen.

Estos procesos tienen al menos un detalle en común, y es el hecho de que todos ellos se efectúan en dos pasos. - Además, se tienen similitudes y contrastes interesantes de notar entre los procesos Raschig y el que parte de clorobenceno.

De los 7 procesos conocidos para la obtención de fenol sintético, seis emplean benceno como materia prima básica y solo una emplea el tolueno.

Se tienen entonces 7 procesos de elaboración de fenol sintético:

- 1.- Proceso de sulfonación.
- 2.- Proceso de cloración (clorobenceno-caústico).
- 3.- Proceso Raschig.
- 4.- Proceso a partir del Cumeno.
- 5.- Proceso de cloración (clorobenceno-carbonato).
- 6.- Proceso de oxidación de benceno.

GRADOS:

Sólido: USP (90% mínimo), C.P. y sintético.

Líquido: Comercial (90-92% y 82 a 84%, conteniendo algunos cresoles y agua), y crudo.

PROCESOS DE FABRICACION.

La creciente demanda por el fenol y el desarrollo - de nuevos procesos para su elaboración lo colocan en el centro de la industria petroquímica. No obstante, aunque la rama petroquímica va ganando terreno, cada uno de los procesos existentes está perfectamente delimitado y tiene sus condiciones particulares que lo favorecen.

Estos procesos tienen al menos un detalle en común, y es el hecho de que todos ellos se efectúan en dos pasos. - Además, se tienen similitudes y contrastes interesantes de notar entre los procesos Raschig y el que parte de clorobenceno.

De los 7 procesos conocidos para la obtención de fenol sintético, seis emplean benceno como materia prima básica y solo uno emplea el tolueno.

Se tienen entonces 7 procesos de elaboración de fenol sintético:

- 1.- Proceso de sulfonación.
- 2.- Proceso de cloración (clorobenceno-caústico).
- 3.- Proceso Raschig.
- 4.- Proceso a partir del Cumeno.
- 5.- Proceso de cloración (clorobenceno-carbonato).
- 6.- Proceso de oxidación de benceno.

7.- Proceso a partir del tolueno.

A continuación se describen estos procesos de una manera típica, enfatizando las operaciones principales de cada uno, e ilustrándolos en diagramas de flujo.

1.- PROCESO DE SULFONACION.

En este proceso el benceno se convierte a fenol en 2 etapas:

- 1o.- Sulfonación del benceno, obteniéndose ácido bencensulfónico (ABS), que se pasa a la sal sódica, bencensulfonato de sodio (BSNa).
- 2o.- Fusión crústica del BSNa, obteniéndose el fenato sódico, del cual se forma el fenol por acidificación.

El principal subproducto de la fusión es el sulfito sódico, parte del cual neutraliza al ABS, liberándose anhídrido sulfuroso. Este último puede usarse para acidificar el fenol en el segundo paso.

Una variante, es el fundir el ABS con sosa directamente, aunque la reacción es algo más difícil de controlar. En este caso, la acidificación del fenato de sodio se efectúa generalmente con ácido sulfúrico diluido y se tiene entonces como subproducto el sulfato sódico.

(a) SULFONACION.- La sulfonación del benceno con ácido sulfúrico se efectúa rápidamente a moderadas temperaturas, mientras la concentración del ácido es superior a 80%. El agua formada en la reacción diluye al ácido y retarda la -

reacción. Un buen método de efectuar la sulfonación consistiría en usar oleum, pero esto requeriría un enfriamiento y control de la temperatura adecuados, para evitar la formación de subproductos indeseables como ácidos disulfónicos y sulfonados.

La técnica de sulfonación de Monsanto, emplea 6 -- reactores en serie: el primero, donde la mayor cantidad de calor se genera, requiere de una chaqueta de enfriamiento con agua y de un cambiador de calor; el segundo está igualmente enchaquetado y los restantes están progresivamente calentados para completar la reacción.

Otro método de efectuar la sulfonación es hacer pasar los vapores de benceno a través de la mezcla sulfonante, arrastrándose así el agua y permaneciendo el ácido más fuerte para la sulfonación. Al condensar los vapores formarán dos -- capas, pudiéndose separar el benceno y recircularlo hasta que la reacción se complete.

El producto saliente del sulfonador, contiene ABS -- y parte del ácido sulfúrico sin reaccionar, según el grado de conversión de la reacción. Es costumbre el neutralizar en este paso, con parte del sulfito de sodio proveniente de la fusión alcalina. Este paso se efectúa en tanques forrados de plomo debido a la fuerte acción corrosiva del anhídrido sulfuroso que se recupera para su venta.

Si se neutraliza con sosa diluida, se forma un lodo que se centrifuga para separar el sulfato de sodio. La solución centrifugada es una solución de BSNa que se concentra --

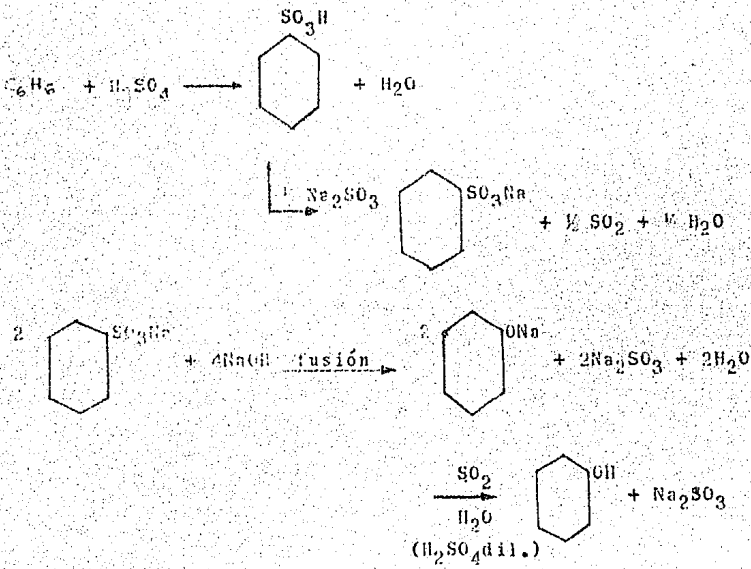
por evaporación, lo que permite separar un poco más del sulfato de sodio.

(b) FUSION.- Este paso se efectúa en ollas de fierro colindo agitadas, calentadas con gas. Se vacía en ellas - primero sosa concentrada de 70% que se evapora a sequedad. Se añade luego la solución concentrada de BSNa en cantidad tal - que la mezcla se mantenga siempre en estado fluído. Una vez que todo el BSNa ha sido añadido, se sigue calentando para -- que la fusión sea completa. La masa fundida (consistente de fenato sulfito sódicos) se lava con licor de recirculación y por centrifugación se separa el sulfito de sodio.

El líquido centrifugado es solución de fenato sódico, que se acidifica para liberar el fenol. Generalmente, - parte de esta acidificación se efectúa con SO_2 , que se recupera de la primera neutralización y se completa con ácido sulfúrico diluído. El producto acidificado forma dos capas: la acuosa se recircula a la acidificación del fenato y se llega a recuperar más sulfito; el fenol que sobrenada se separa también y se pasa a un sistema de purificación que consiste de 3 columnas de fraccionamiento:

- 1a.- Una columna deshidratadora que dá un ligero de 10-15% de fenol, que se regresa a la acidificación del fenato.
- 2a.- Esta columna da ligeros de 70-75% fenol que se recircula a la primera columna.
- 3a.- Los resados de la segunda columna pasan a esta última de donde se obtiene fenol U.S.P.

(c) REACCION.- Las reacciones químicas del exceso pueden indicarse como sigue:



(d) MATERIALES DE CONSTRUCCION.- El fierro colado es satisfactorio para los sulfonadores y ollas de fusión. Tanques forrados de plomo para la neutralización, y de acero -- inoxidable para los lodos calientes.

Las columnas fraccionadoras son de acero al carbón excepto en la última, en la que el condensador es de níquel o de recubrimiento de níquel.

(c) INSTALACIONES COMERCIALES.- Las plantas de fenol de la Monsanto Chemical en St. Louis, Mo. y Ayon, Calif., y la de Reichhold Chemical en Tuscaloosa, Ala., emplean este

proceso de sulfonación, así como en Filadelfia, Pa. la planta de Allied's Barret Div.

2.- PROCESO DE CLORACION. (Monoclorobenceno-caústico).

El proceso de cloración de DOW, tal como se sigue - en Midland, Mich., consiste de las siguientes etapas:

1.- Formación del monoclorobenceno por la reacción de benceno con cloro; obteniéndose como subproductos HCl y un 5% de policlorobencenos.

2.- El monoclorobenceno se hidroliza con solución de sosa, formándose el fenato sódico. Este por acidificación con HCl de la etapa inicial, produce el fenol. En este paso se forma también algo de éter difenílico que se recircula para evitar que siga formándose.

(a) CLORACION.- El benceno se seca por destilación azeotrópica, y se usa primero para absorber las pequeñas cantidades de cloro que pueda llevar el HCl formado como subproducto del ciclo anterior. Este benceno parcialmente clorado se pasa al clorador donde en presencia de catalizador de FeCl_3 se hace reaccionar con cloro gaseoso. La temperatura se mantiene cercana al punto de ebullición del benceno (80°C). La alimentación de cloro se regula de manera de obtener la velocidad de reacción deseada y mantener la proporción de mono-a policlorobencenos más conveniente. Según esto, la recirculación puede variar del 30 al 50%.

Una composición típica del "aceite clorado" es la -

de un 30-50% de benceno sin reaccionar; 30-50% de monoclorobenceno y de 3 a 12% de diclorobencenos. Este producto se lava primero y luego se neutraliza con sosa diluida. Posteriormente se fracciona en una columna de "bubble cap" de 7 platos para eliminar impurezas; de 15 para obtener un ligero de benceno 98%; y de 30 para obtenerlo puro, también como ligero. Los pesados se fraccionan en una columna de 12 platos, a 3 - psia, dando como ligero una cantidad adicional de monoclorobenceno.

(b) FUSION CAUSTICA.- El monoclorobenceno con el éter difenílico de recirculación se mezcla con sosa diluida, en una relación de 2-2.5 moles de sosa por mol de clorobenceno y éter difenílico. Esta mezcla a 4000 psi se hace pasar en una autoclave tubular de acero, iniciándose la reacción cuando la temperatura, por calentamiento externo, llega a los 340°C. Después, la reacción exotérmica se mantiene por si sola en 375°C. El tiempo de residencia en la autoclave varía de 10 a 30 minutos, dependiendo de los productos deseados.

El producto obtenido es un líquido de 2 fases que se decanta. La fase acuosa pesada, contiene fenato sódico y cloruro de sodio; la fase aceitosa contiene monoclorobenceno sin reaccionar, éter difenílico y polifenílicos.

La destilación de la fase aceitosa se efectúa en una serie de columnas como se muestra simplíficadamente en el diagrama de flujo.

El monoclorobenceno se recircula al paso de fusión alcalina. Parte del éter difenílico se recircula y se purifi

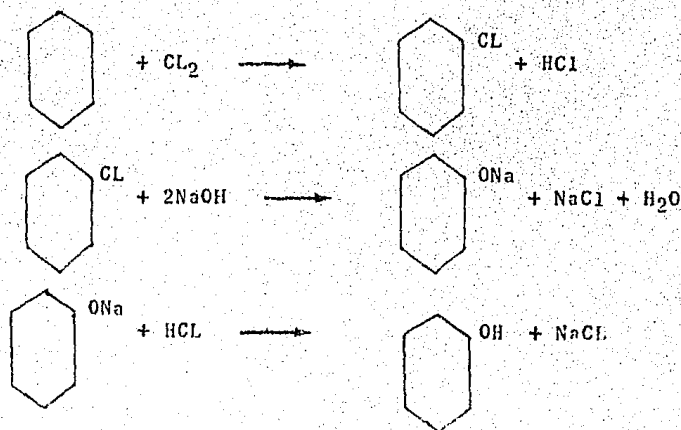
ca por cristalización.

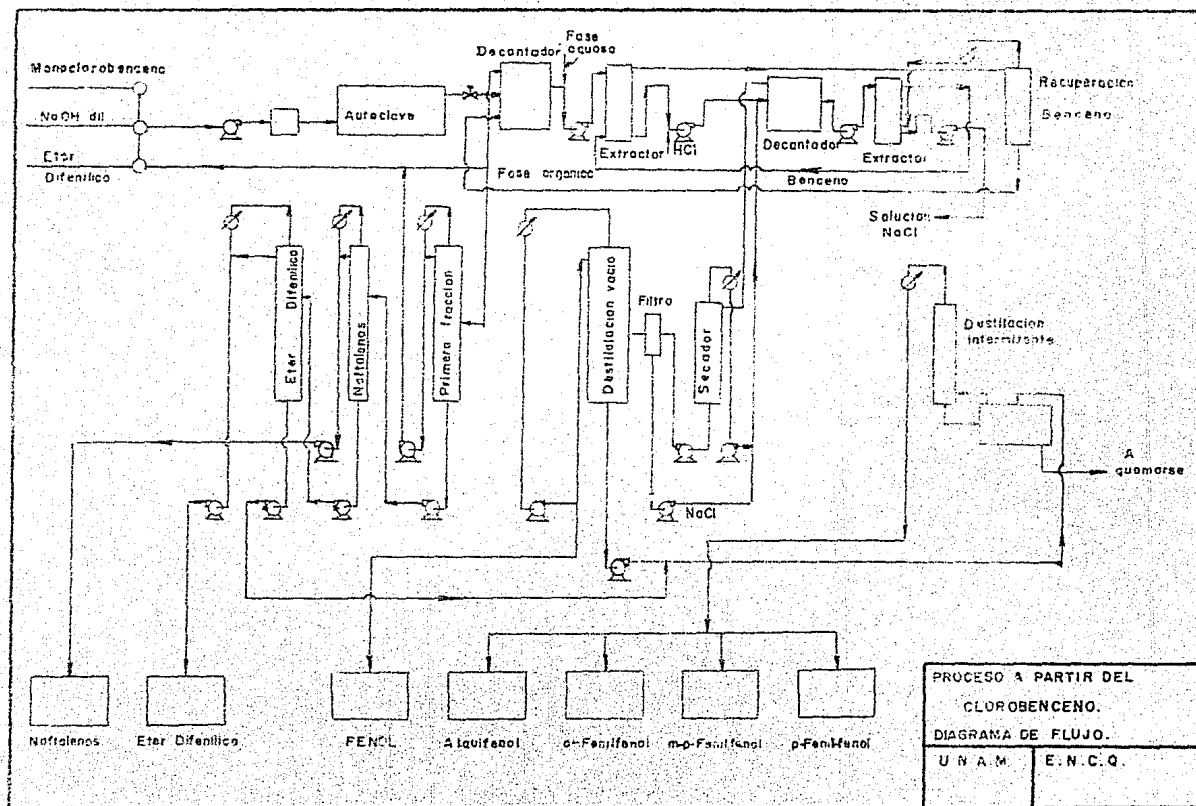
La fase acuosa se trata con una pequeña cantidad de benceno para extraer los orgánicos disueltos y posteriormente se acidula con HCl, obtenido de la primera etapa para obtener el fenol y polifenoles.

(c) RECUPERACION Y PURIFICACION DEL FENOL.- Al acidular se forman nuevamente 2 capas que se decantan. La capa superior contiene fenol y la inferior NaCl disuelto. La capa fenólica se destila para eliminar el azeótropo con agua como ligero, y los pesados obtenidos se filtran para pasarlos a una columna que opera al vacío, (1.5 psia). Se obtiene como ligero fenol puro, que se almacena en tanques de níquel o de acero vidriado.

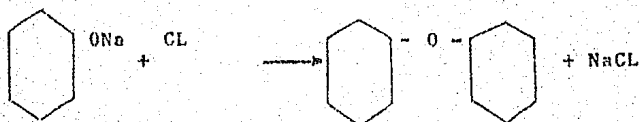
El pesado consiste de 85% de fenil-fenoles que se separan intermitentemente.

(d) REACCION.- Las reacciones químicas que tienen lugar, pueden representarse de la siguiente manera:





y como reacción secundaria se tiene:

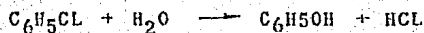
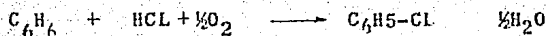


Se llegan a lograr rendimientos del 90-95%.

(e) INSTALACIONES COMERCIALES.- Dow Chemical Co., tiene una planta en Midland, Mich. que sigue éste su propio proceso.

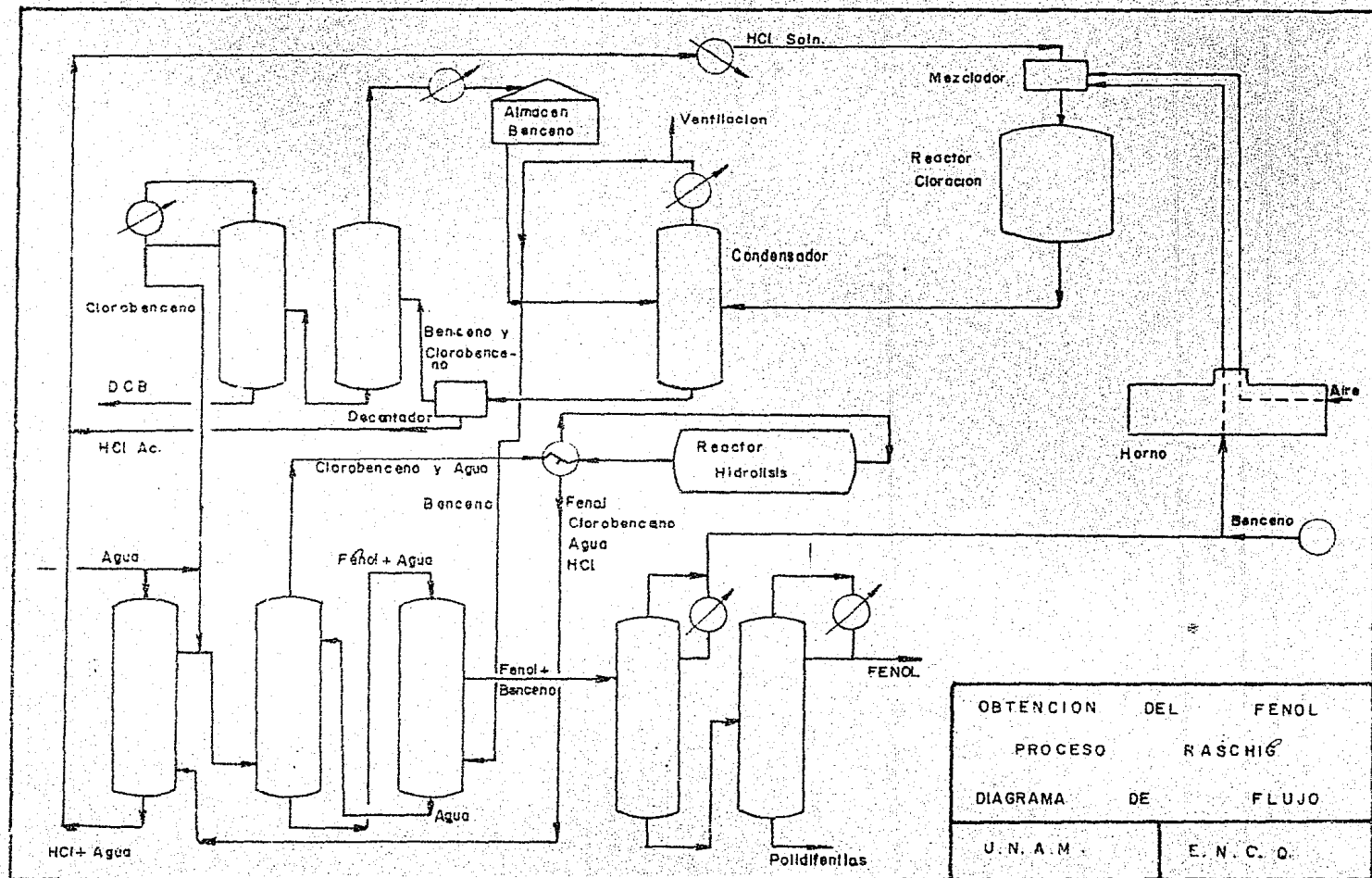
3.- PROCESO RASCHIG. (Proceso Regenerativo).

La obtención de fenol por este proceso regenerativo, comprende 2 pasos químicos principales: la cloración del benceno con ácido clorhídrico en presencia de aire, seguida de una hidrólisis con vapor del monoclorobenceno. El ácido clorhídrico que se forma en la segunda etapa, se recupera y se recircula a la etapa de cloración.



A excepción del ácido clorhídrico que se pierde y se repone con ácido fresco, el benceno es prácticamente la única materia prima requerida.

(a) FORMACION DEL MONOCLOROBENCENO.- El ácido clorhídrico como tal, no es capaz de efectuar la cloración del benceno. Sin embargo, según el proceso Deacon, es posible oxidar el HCl a cloro y agua, a temperaturas superiores de



400°C y en presencia de cloruro cuproso. La contribución importante del proceso Raschig, es el de haber desarrollado un catalizador que promoviera la cloración del benceno, con el ácido clorhídrico y aire, a bajas temperaturas. Este catalizador consiste de óxidos de aluminio, cobre y fierro.

La temperatura de operación más favorable para la cloración del benceno con mezcla de HCl y aire según las consideraciones del equilibrio, es de 270°C; sin embargo, se obtienen conversiones satisfactorias tan solo arriba de 220°C. Siendo la reacción altamente exotérmica requiere de un control automático de temperatura muy estricto.

La relación de reactivos y tiempos de contacto se escogen de manera de obtener un 10-15% de conversión por paso, que significa una conversión del 2% del HCl. Bajo estas condiciones, el producto contiene cerca del 5% de benceno policlorado. Un tiempo de contacto mayor, tiende a aumentar la formación de subproductos.

Los vapores que salen del reactor entran y se condensan en una columna empacada con cerámica, con un reflujo del azeotropo benceno-agua. Al fondo de esta torre se obtiene un sistema de 2 fases: (1) una capa de benceno-clorobenceno y (2) una capa acuosa de HCl.

La capa orgánica se decanta y neutraliza con sosa diluida. Los productos se separan por medio de 2 fraccionamientos sucesivos, el primero de los cuales tiene una recirculación de benceno. Los pesados se alimentan a la segunda columna donde el monoclorobenceno se separa como ligero (98%) -

para emplearse ya en el siguiente paso de la hidrólisis.

(b) HIDROLISIS.- El clorobenceno se hidroliza con vapor a 450-500°C usando un catalizador como el fosfato tri-cálcico o gel de sílice. En estas condiciones la vida del catalizador es corta por lo que se requieren unidades en "stand by" para efectuar cambios frecuentes. La alimentación de clorobenceno y agua se precalienta en un horno antes de entrar al reactor.

Por cada pie cúbico de volumen de catalizador se obtienen alrededor de 8 lb. de fenol por hora, con conversiones del 10-15%.

(c) RECUPERACION.- En vista de las bajas conversiones, los requerimientos de calor del proceso serían excesivos si no es por una condensación selectiva de los vapores producidos. Estos vapores enfriados a 270°C se alimentan al fondo de una torre empacada, añadiéndose agua por arriba. Se separan como azeotropo ligero el clorobenceno y el fenol y al fondo se saca HCl diluido que se recircula.

El monoclорobenceno fresco, de la primera etapa, se junta con estos vapores para una extracción con agua a 90°C en una torre empacada. El fenol disuelto en agua sale como pesado de la torre y se extrae posteriormente a contra-corriente con benceno.

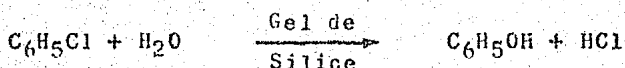
El fenol disuelto en benceno pasa a una columna continua donde los vapores ligeros de benceno, se calientan en un horno a 225°C y se recirculan a la primera etapa de cloración. Finalmente, el fenol se purifica en una columna, obte-

niéndose un residuo del 2% de polifenoles.

(c) REACCION.- La primera etapa, la de cloración - se efectúa de acuerdo con la siguiente reacción; con los catalizadores de cloruro cuproso.



Posteriormente, la hidrólisis:



(d) MATERIALES DE CONSTRUCCION.- En vista de las - elevadas temperaturas y de que se manejan grandes cantidades de HCl húmedo, la corrosión ha presentado severos problemas. Sin embargo, éstos se han resuelto con el uso de materiales - de ladrillos anti-ácido y cerámicos. Además, el uso de alea- ciones de Ni-Mo en algunas partes del equipo, el acero ha da- do buenos resultados en los pasos en donde el HCl está ausen- te.

(e) INSTALACIONES COMERCIALES.- Las plantas de - Hooker Chemical en N. Tonawanda, N.J. y S. Shore Ky. y de -- Unión Carbide en Marietta, O. emplean este proceso en la ela- boración del fenol.

4.- PROCESO A PARTIR DEL CUMENO.

En este proceso petroquímico, el cumeno se oxida a hidroperóxido de cumeno (HFC), que posteriormente se descompo

ne en fenol y acetona. Básicamente consiste de los 2 pasos siguientes:

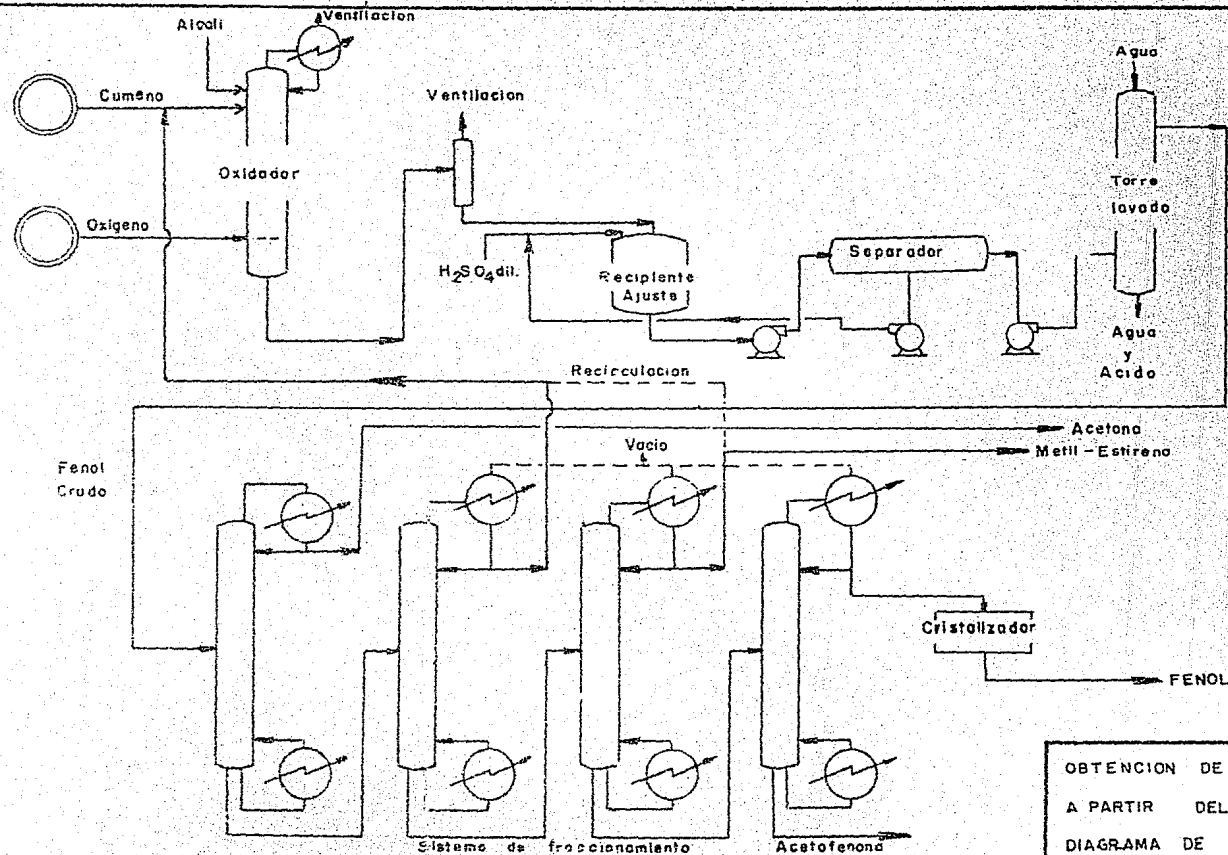
- 1o.- Oxidación catalítica de cumeno con aire, en una emulsión alcalina, para formar el HFC.
- 2o.- Descomposición ácida del HFC para obtener fenol y acetona en cantidades muy cercanas a las equivalentes y una pequeña cantidad de acetofenona y x,metil esticeno.

(a) OXIDACION.- El cumeno se dispersa en un medio alcalino acuoso (pH 8.5-10.5); generalmente carbonato de sodio y se emulsifica con estearato sódico. Se añaden también catalizadores y aceleradores en un 0.2-0.5% del total. Como los catalizadores se tienen sales de metales pesados de ácidos grasos, tales como de Mn, Co, Cu; y como aceleradores se emplean formiato de aminas y ácido tereftálico.

Generalmente se usa aire libre de CO_2 como agente oxidante, aunque se practica también un enriquecimiento con oxígeno para aumentar la velocidad de la oxidación y disminuir el arrastre de cumeno. La mezcla se agita para favorecer el contacto entre las fases.

La presión es aproximadamente 1 atmósfera, a veces ligeramente superior.

El calor de reacción, 300 BTU/lb, es suficiente para mantener la temperatura en el rango de 140-200°F. Para mantener la temperatura máxima dentro de este límite, se requiere de una chumeta de enfriamiento en el reactor, ya que sirve en parte la descomposición térmica del HFC.



OBTENCION DEL FENOL
A PARTIR DEL CUMENO.
DIAGRAMA DE FLUJO

U. N. A. M.

E. N. C. Q.

Una pequeña cantidad de HFC al principio ayuda a iniciar la reacción, pero no obstante el cumeno debe estar libre de impurezas especialmente fenol, compuesto de azufre y estireno. La velocidad de conversión es de un 7-8% por hora, y el grado de conversión esté entre el 25-35%.

Cuando se alcanza la conversión deseada, la emulsión se saca del reactor y el HFC se concentra por destilación al vacío o con vapor, eliminándose como ligero el cumeno. Este se purifica y se recircula al reactor.

(b) DESCOMPOSICION.- El HFC crudo, concentrado a un 90%, se disocia con ácido, generalmente sulfúrico. Varios parámetros, incluyendo la concentración del ácido determinan la conversión de la reacción. La operación es exotérmica por lo que debe proveerse de un enfriamiento adecuado para evitar la descomposición térmica del HFC y reacciones laterales. Las temperaturas recomendadas oscilan entre los 120-145°F.

La mejor práctica en la descomposición se ha tenido con ácido diluido de 5-10%, operación de la que se obtienen 2 capas. Aunque los productos son solubles en ambas capas, la separación de los mismos por fraccionamiento no es nada fácil. Para evitar este problema, los fabricantes han investigado un medio de descomposición homogéneo.

Por ejemplo, la Hercules Powder, describe una técnica de disolver el ácido sulfúrico en acetona en condiciones anhidras. Esta técnica tiene la ventaja de que la vaporización de la acetona ayuda en el control de la temperatura de la reacción. La Rhone Poulenc describe el uso de fenol como

medio homogeneizante. En ambos casos, el HPC puede añadirse a la solución ácida, o ambas alimentarse juntas para dar una reacción rápida.

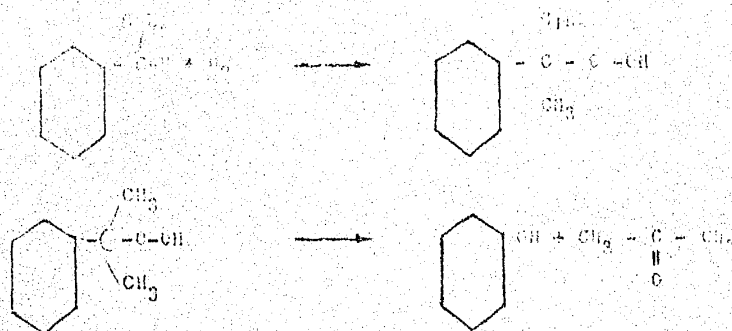
(c) SEPARACION.- Las técnicas de separación del producto son muy variadas, dependiendo de que se tengan 1 ó 2 fases después de la descomposición. En un sistema simple de 1 fase, los componentes pueden separarse por fraccionamiento fácilmente. En el caso de que se tengan 2 fases, la separación puede efectuarse igualmente por fraccionamiento, pero más a menudo se sigue un método combinado de fraccionamiento y extracción.

- 1) Una fase.- El producto de la disociación se neutraliza previamente, precipitando algo de sulfato de sodio. Los productos se fraccionan, según el diagrama de flujo.
- 2) Dos fases.- Las 2 capas se separan por decantación y se fraccionan separadamente.

Una vez que la acetona se separa de la capa orgánica por precipitamiento, los pesados se extraen con agua caliente (70-80°C) para separar el fenol y parte de la acetofenona. La capa acuosa se extrae con acetato de butilo, permitiendo separarse cerca del 99% del fenol.

Para recuperar el fenol, el acetato de butilo se recoge como ligero y el fenol se fracciona en una última columna. En esta operación se obtiene la acetofenona como pesado.

(d) REACCION.- La reacción que se efectúa en este proceso puede describirse como sigue:



(c) INSTALACIONES COMERCIALES.- Monsanto Chemical, en Chocolate Bayou, Tex.; Allied Chemical, en Frankford, Pa.; California Chemical, en Richmond, Calif.; Shell Chemical, en Houston, Texas; Hercules Chemical, en Gibbstown, N.J.; British American-Solvay, Ltd. en Montreal East, Canadá.

5.- PROCESO DE CLORACION (Monoclorobenceno-carbonato):

En este proceso, el benceno es clorado de manera semejante a la descrita en el de cloración caústica. Este clorobenceno es mezclado posteriormente con una solución al 10% de carbonato de sodio en relación de 1:1.25; y con 10% de óxido de difenilo. Este último se añade con el fin de evitar su formación en la reacción.

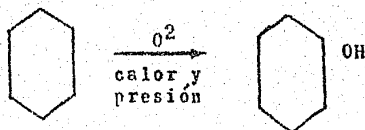
La mezcla reaccionante se pasa a través de tubos de cobre a 320°C para obtener el fenol. Después de una separación preliminar por decantación, una destilación por arrastre con vapor separa el fenol restante de la solución de bicarbonato. Este bicarbonato se convierte a carbonato y se recircula. El fenol se purifica por destilación y el óxido de dife-

nilo que se recupera, se recircula al reactor.

Aunque es un proceso sencillo, como el de cloración de Dow, no se emplea ya comercialmente. Las materias primas son caras y por lo mismo el costo total de manufactura resulta antieconómico. El proceso caústico lo ha reemplazado por completo.

6.- PROCESO DE OXIDACION DEL BENCENO.

De acuerdo con la reacción



el benceno se mezcla con aire en la relación 1:1 y se calienta la mezcla a 300°C a una presión de 500-1000 psi. Como catalizadores se usan ácido fluorhídrico, yodo u óxido de boro, y se obtienen fenol y óxido de difenilo en la relación de -- 4:1. Una destilación primaria elimina los gases residuales -- del fenol crudo. Una destilación intermedia separa el óxido de difenilo y una destilación extractiva, usando nafta como -- extractor, purifica el fenol. El solvente se recupera tam-- bién por destilación.

Actualmente este proceso no ha encontrado mucho éxi to operacional en vista de que se tienen rendimientos muy ba- jos, entre el 30-60%. Sin embargo la Scientific Design Co. -- ha anunciado un proceso nuevo que ofrece ventajas notables so bre los otros procesos, consistente en la oxidación del bence

no con aire. Nada se ha publicado aún acerca de esto, quedando por el momento considerado este proceso como poco atractivo técnica y económicamente.

7.- PROCESO A PARTIR DEL TOLUENO.

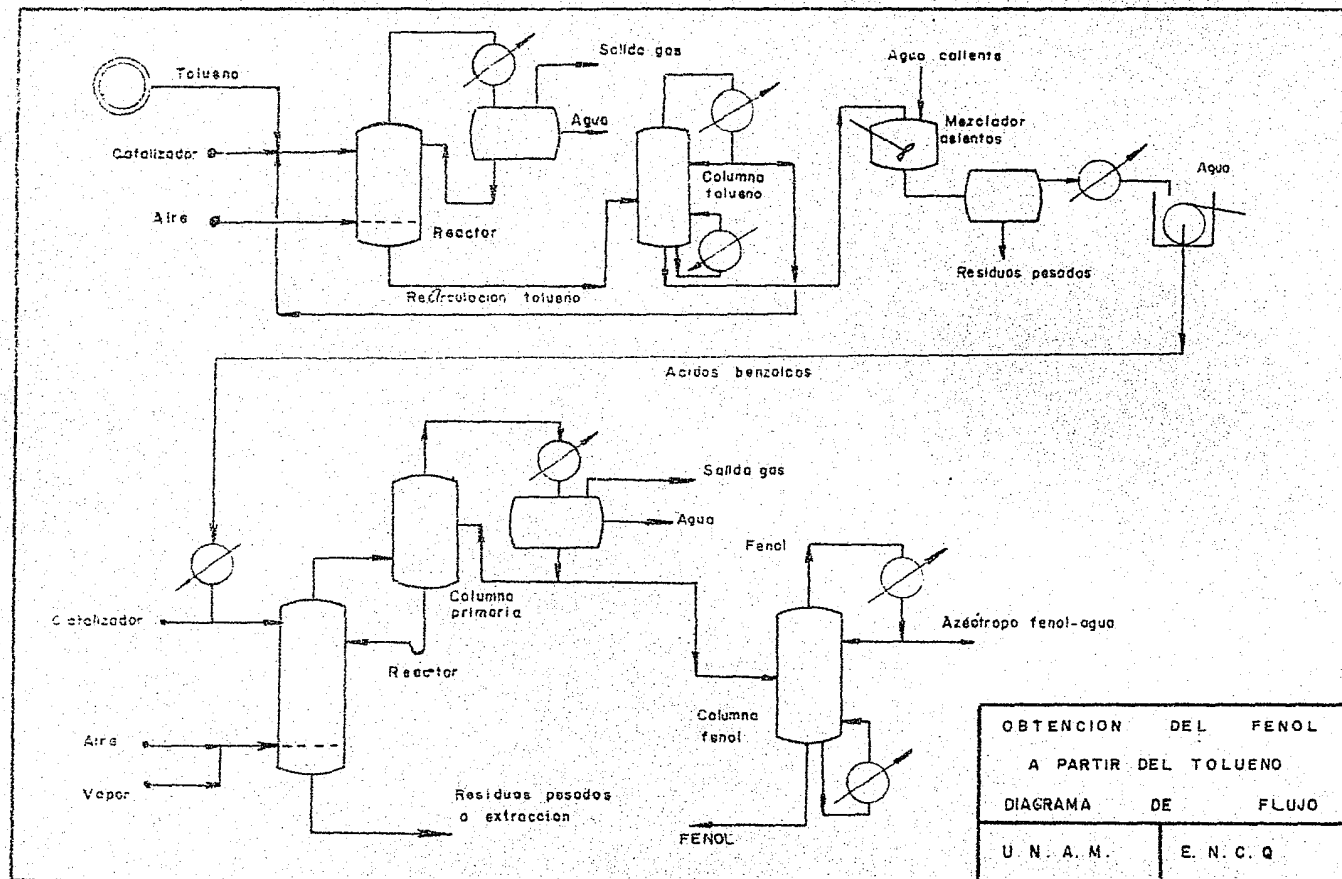
Este proceso está basado en la oxidación doble en fase líquida del tolueno. El agente oxidante es el aire y el ácido benzoico se produce en la primera oxidación. En la segunda etapa de la oxidación, este ácido benzoico se oxida a fenol.

Inicialmente, tolueno fresco y de recirculación se mezclan con una pequeña cantidad de catalizador naftenato de cobalto y se alimentan al reactor. El reactor es una torre llena siempre de líquido, en la cual se burbujea el aire; está provista de enfriamiento para eliminar el calor de la reacción exotérmica.

La reacción se mantiene a 300°F y 25-35 psig, y se emplea un exceso de aire. La conversión del tolueno está limitada a 40%. El rendimiento de ácido benzoico está por el orden del 90%, obteniéndose algunos subproductos como el alcohol y aldehído bencílicos y benzoato de bencilo. Se producen igualmente pequeñas cantidades de CO y CO₂.

Los gases del reactor se enfrían en un condensador y de ahí se pasan a un sistema de recuperación, colectándose en ambos pasos tolueno y agua. El tolueno se separa y se recircula.

El líquido del reactor pasa a una columna de desti-



OBTENCION DEL FENOL
A PARTIR DEL TOLUENO
DIAGRAMA DE FLUJO

U. N. A. M.

E. N. C. Q.

lación donde el tolueno se separa como ligero (con algo de benzaldehído) y se recircula. Los pesados de la columna se extraen lavándolos con agua caliente. La capa acuosa se separa y se enfría para precipitar el ácido benzoico, que se filtra y se lava antes de emplearse en la segunda oxidación. Este ácido puede purificarse para llenar las especificaciones USP.

En la segunda etapa de oxidación, el ácido benzoico se funde, se mezcla el catalizador, benzoato cuprico y se carga al reactor. Se añaden también a la carga aceleradores tales como benzoato de magnesio. El reactor es también una torre llena siempre de líquido con tubos de enfriamiento y agitación, al cual se le burbujan por la base una mezcla de aire y vapor.

La reacción se mantiene a 450°F y a 5-10 psig., empleándose igualmente exceso de aire. Se logra una conversión del 70-80% de ácido benzoico y el rendimiento de fenol es del orden del 90%.

El fenol y el ácido benzoico se vaporizan continuamente y salen por arriba del reactor para entrar a una columna de destilación donde se separa el ácido benzoico y se regresa al reactor. Como ligero condensan fenol y agua formando 2 capas. Los no condensables (O_2 , N_2 , CO_2) se enfrían y se tiran a la atmósfera.

El fenol se separa de la capa rica en fenol de la primera destilación. De una columna azeotrópica se separa como pesado y se purifica posteriormente para alcanzar el grado

lación donde el tolueno se separa como ligero (con algo de benzaldehído) y se recircula. Los pesados de la columna se extraen lavándolos con agua caliente. La capa acuosa se separa y se enfría para precipitar el ácido benzoico, que se filtra y se lava antes de emplearse en la segunda oxidación. Este ácido puede purificarse para llenar las especificaciones USP.

En la segunda etapa de oxidación, el ácido benzoico se funde, se mezcla el catalizador, benzoato cuprico y se carga al reactor. Se añaden también a la carga aceleradores tales como benzoato de magnesio. El reactor es también una torre llena siempre de líquido con tubos de enfriamiento y agitación, al cual se le burbujea por la base una mezcla de aire y vapor.

La reacción se mantiene a 450°F y a 5-10 psig., empleándose igualmente exceso de aire. Se logra una conversión del 70-80% de ácido benzoico y el rendimiento de fenol es del orden del 90%.

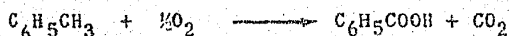
El fenol y el ácido benzoico se vaporizan continuamente y salen por arriba del reactor para entrar a una columna de destilación donde se separa el ácido benzoico y se regresa al reactor. Como ligero condensan fenol y agua formando 2 capas. Los no condensables (O_2 , N_2 , CO_2) se enfrían y se tiran a la atmósfera.

El fenol se separa de la capa rica en fenol de la primera destilación. De una columna azeotrópica se separa como pesado y se purifica posteriormente para alcanzar el grado

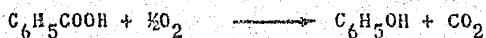
U.S.P. Igualmente, se recupera fenol de la primera columna y de la azeotrópica por un fraccionamiento posterior.

Los lodos del segundo reactor se extraen con agua - para recuperar su contenido de ácido benzoico y fenol. Posteriormente éstos se recirculan al reactor.

(a) REACCION.- En la primera oxidación la reacción que tiene lugar es:



La segunda etapa puede representarse:



(b) INSTALACIONES COMERCIALES.- Plantas con este proceso se están instalando actualmente por Dow Chemical Co. en Kalama, Wash. y en Vancouver B.C. En Rotterdam, Holanda, se monta otra planta de este tipo conjuntamente por Staatsmijnen in Limburg y Dow Chemie A.G.

IV

SELECCION DEL PROCESO ADECUADO.

MATERIAS PRIMAS NECESARIAS.

De la anterior descripción de los procesos de fabricación, puede observarse que como materias primas básicas están: el cumeno, el tolueno y el benceno. Así, para cada proceso, las materias primas requeridas son:

PROCESO	CUMENO	SULFONACION	CLOROBENCENO (Caústico)	RASCHIG	TOLUENO
MAT.PRIM.	Cumeno	Benceno	Benceno	Benceno	Tolueno
	Aire	H ₂ SO ₄	Cl ₂	HCl	Aire
		NaOH	NaOH	Aire	
			HCl		

PROVEEDORES DE LAS MATERIAS PRIMAS.

Todas las materias primas, a excepción del cumeno, son de producción local. En el siguiente cuadro se mencionan los posibles proveedores de las mismas, bien sea de producción local o de importación.

PRODUCTO

PROVEEDOR

Benceno

Petróleos Mexicanos, en su planta de: Minatitlán.

Tolueno

Petróleos Mexicanos en su planta de: Minatitlán.

Cumeno

De importación:
Allied Chemical International

Drogas y Productos Químicos, -
S.A.

Esso Mexicana, S.A. de C.V.

Acido Sulfúrico

Comreno, S.A.

Industrias Químicas de México,
S.A.

DuPont, S.A. de C.V.

La Viga, Fca. de Prod. Químicos

Monsanto Mexicana, S.A.

Pigmentos y Productos Químicos,
S.A. de C.V.

Alkamex, S.A.

Proveedores Químicos Industriales, S.A.

Hidróxido de Sodio

Industrias Químicas Pennsalt,
S.A.

Allied Chemical International

Casa Molina Font, S.A.

Comreno, S.A.

Dow Química Mexicana, S.A. de -
C.V.

Sosa Texcoco, S.A.

Dunlop y Cía., S. A.

Dr. José Polak, S.A.

Cloro

Productos Químicos Mexicanos.

Casa Molina Font, S.A.

Cloromex.

Acido Clorhídrico

Dow Química Mexicana, S.A. de C.V.

Industrial Química Iannsalt, S.A. de C.V.

Casa Molina Font, S.A.

Comreno, S.A.

Química Hoescht de México, S.A.

La Vier, Fca. Prod. Químicos.

Técnica Química, S.A.

Montrose Mexicana, S.A.

Hard Chemical Works, S.A.

ESPECIFICACIONES DE LAS MATERIAS PRIMAS.

En la Tabla IV se encuentran dadas las especificaciones de las materias primas empleadas en los diferentes procesos.

SUBPRODUCTOS.

El único proceso que deja subproductos, es el que - parte de cumeno. Dicho subproducto es la acetona y se forman 550 kg. de ésta por ton. de fenol. Según esto, se tendrían - al año 1100 ton. de acetona, cantidad que cubriría aproximadamente un 25% del mercado actual: 4000 ton./año.

COMPARACION DE LOS PROCESOS DE FABRICACION.

Una evaluación económica preliminar de los 5 procesos principales:

A.- Proceso a partir del cumeno.

B.- Proceso de sulfonación.

C.- Proceso Clorobenceno (caústico).

D.- Proceso Raschig.

E.- Proceso a partir de Tolueno.

se presenta a continuación, para la capacidad fijada de 2000 Ton./año, habiendo tomado como base los valores publicados - hasta la fecha sobre estos procesos. (Ver Tabla V).

TABLA V

	A	B	C	D	E
Inversión \$/Ton. anual (Capital fijo)	6,000	5,7	10,000 ⁽¹⁾	(2)	(3)
Servicios, por Ton.Fenol			(1)		
Vapor lb.	11,000	18,800	38,000	36,500	10,000
Electricidad KWH	121	254	82	352	1,680
Combustible (Oil) M ³	-	-	-	0.336	1.32
Combustible (Gas) M ³	-	-	-	16.2	-
Agua, Enfriamiento, M ³	39	83	36	15	100
Agua, Proceso M ²	-	11	4	3	-

(1) Incluye facilidades para la elaboración del clorobenceno.

(2), (3) Los valores de inversión requerida para estos procesos, fueron estimados - por el método de las "seis décimas" de - Williams", usando un factor de 0.8. Pa ra el (D) Capital Fijo \$18,000.000 y pa

TABLA IV

ESPECIFICACIONES DE LAS MATERIAS PRIMAS.

NOMBRE	BENCENO	TOLUENO	CUMENO	AC.SULFURICO	HIDROXIDO SODIO	CLORO	AC.CLORHIDRICO
FORMULA	C_6H_6	$C_6H_5-CH_3$	$C_6H_5CH(CH_3)_2$	H_2SO_4	NaOH	Cl_2	HCl
PESO MOLECULAR	78.11	92.13	120.19	98	40.1	70.91	36.5
PUNTO FUSION °C	5.5	-95.1	-96.9	10.5	318.4	-101.6	
PUNTO EBULLICION °C	80.1	110.8	152.4	328	1390	-34.6	++
GRAVEDAD ESPECIFICA							+++
Sólido					2.13		
Líquido	0.879	0.866	0.862	1.844+		1.59	
lb/gal	7.32	7.21		15.37			
Gas (aire=1)	2.77	3.14				2.49	1.268
PUNTO INFLAMACION °C	-11.0	4.4					
SOLUBILIDAD							
Agua g/100g.	0.082	no	no		347 ¹⁰⁰	sol.	
Alcohol "	∞	sol.	sol.		sol.		
Eter "	∞	sol.	sol.		sol.		
GRADOS	Ind. 90% USP	Ind. 95-98% Nitración 1°C		98%+		Tec. 99%	36% sol.

+ Grados Baumé

% H_2SO_4

Sp.gr.

++ Mezcla de PP.E constante 20% HCl:110°C

+++ Grados Baumé

% HCl

Sp.gr.

10

10.97

1.0741

20

22.25

1.1600

30

34.63

1.2609

40

48.10

1.38

60

77.67

1.7059

66

93.19

1.835

16

24.5

1.124

18

28.0

1.142

20

32.6

1.160

22

36.0

1.179

ra el (E) Capital Fijo \$17,000.000.

De acuerdo con estos valores, puede efectuarse una evaluación preliminar de cada proceso para encontrar cual tiene mejores posibilidades.

La Tabla VI muestra comparativamente los costos de producción, de venta y las utilidades de cada proceso. Los costos están dados en \$ (pesos) por tonelada de fenol.

De dicha tabla puede observarse que el factor determinante en el costo de producción es el de materias primas. Así, por concepto de materias primas se tienen los siguientes valores, como porcentaje del costo total de producción:

PROCESO	MATERIAS PRIMAS, \$/TON. FENOL.	% DEL COSTO TOTAL DE PRODUCCION
A.- Cumeno.	3,060	71.2
B.- Sulfonación.	3,835	74.0
C.- Clorobenceno.	4,136	69.5
D.- Raschig.	1,323	42.7
E.- Tolueno.	1,447	43.5

De acuerdo con esto, tan solo los procesos Raschig y el de tolueno presentan posibilidades económicas, aunque no muy atractivas, en vista de la baja rentabilidad que se tiene para una inversión tan alta.

Esto es debido a dos razones principales: primero - que la capacidad de la planta es aún un poco baja para los gastos relativamente altos que tiene; y segundo, el precio - del fenol está disminuyendo cada vez más en vista de que está

TABLA VI

PROCESO	A.- CUMENO	B.-SULFONACION	C.-CLOROBENCENO	D.- RASCHIG	E.-TOLUENO
1.- PRODUCTO	Fenol 2000	Fenol 2000	Fenol 2000	Fenol 2000	Fenol 2000
2.- CAPACIDAD, TON/AÑO.	No determinada	No determinada	No determinada	No determ.	No determ.
3.- LOCALIZACION					
4.- CAPITAL FIJO INV.	\$ 12,000,000	\$ 11,500,000	\$ 20,000,000	\$18,000,000	\$17,000,000
COSTO DE PRODUCCION	\$/TON.	\$/TON	\$/TON.	\$/TON.	\$/TON.
5.- MATERIAS PRIMAS					
Cumeno \$3.20/Kg.	4,950				
Benceno \$1.28/Kg.		1,165	1,268	1,280	
Toluceno \$0.98/Kg.					1,299
H ₂ SO ₄ \$0.372/Kg.		590			
HCl \$0.060/Kg.			52	43	
Cl ₂ \$1.20 /Kg.			1,080		
NaOH \$1.35/Kg.		2,080	1,736		
Otros					148
Crédito Subproductos	(- 1,090)				
TOTAL MATERIAS PRIMAS	3,060	3,835	4,136	1,323	1,447
6.- COSTOS DIRECTOS					
Servicios					
a) Vapor	88	150	304	292	80
b) Electricidad	12	26	8	35	168
c) Combustible (oil)				51	190
d) Combustible (gas)				2	
e) Agua enfriamiento	39	83	36	15	100
f) Agua proceso		11	4	3	
Mano de Obra y Supervisión	138	138	128	138	138
Mano de Obra. Mantenimiento					
Taller					
Material de Mantenimiento	60	58	100	90	05
Servicio por Contratistas					
Materiales y Accesorios	14	14	14	14	14
Laboratorio	36	36	36	36	36
7.- COSTOS INDIRECTOS					
Gastos de fábrica	55	55	55	55	55
Servicios obreros					
Seguros e Impuestos	78	75	120	116	111
Depreciación	420	400	700	630	502
8.- COSTO TOTAL, SIN EMPAQUE	4,000	4,881	5,651	2,800	3,025
9.- Empaque	300	300	300	300	300
10.- COSTO TOTAL PRODUCCION	4,300	5,181	5,951	3,100	3,325
11.- Gastos de Ventas y Admón.	735	735	735	735	735
12.- COSTO TOTAL DE VENTA	5,035	5,916	6,686	3,835	4,060
13.- VENTAS	4,900	4,900	4,900	4,900	4,900
14.- UTILIDAD BRUTA				1,065	840
15.- IMPUESTOS (50% de 14)				533	420
16.- UTILIDAD NETA				532	420
17.- UTILIDAD COMO % CAP. FIJO					
Antes Impuestos				11.8	10.0
Después Impuestos				5.9	5.0
18.- AÑOS RECUPERACION CAP. FIJO				7.8	7.4

ya a precio de "dumping". Esto, sin embargo, no es de importancia, ya que al establecerse la producción de fenol local, la frontera se cerraría y el precio del mismo podría fijarse un poco más alto que el actual.

Sin embargo, en el capítulo siguiente se presenta - una estimación un poco más precisa de estos 2 procesos para - definirles sus condiciones económicas. Para este fin, se presenta como resultado final, un nomograma para cada proceso, - mostrando sus posibilidades económicas, teniendo como variables fundamentales, la capacidad de producción y el precio de venta; ya que este último deberá fijarse en un valor tal que no perjudique la economía del consumidor ni del productor.

VI

ESTUDIO ECONOMICO GENERAL.

Se ha encontrado que los procesos Raschig y el de Tolueno tienen posibilidades económicas, aunque no muy atractivas. Con el fin de presentar una conclusión definitiva para cada proceso, se efectúa a continuación una estimación poco más detallada del Capital Fijo de inversión.

Para ésto, se presenta un Balance de Materiales y un cálculo aproximado del equipo requerido en cada proceso. Los cuadros 1 y 2 presentan esquemáticamente el balance de materia y el equipo empleado.

El cálculo estimado del equipo se encuentra en el Apéndice, al final de este trabajo.

PROCESO RASCHIG.

BASES.-

PROCESO CONTINUO

PRODUCCION: = 2,000 TON/AÑO.
 = 167 TON/MES.
 = 200 Kg/hr.

MATERIAS PRIMAS, por ton. de fenol.

Benceno	1,000 Kg.
HCl (100%)	78 Kg.
Aire	985 Kg.

De acuerdo con el Diagrama de flujo presentado, se tiene la siguiente lista de equipo, con su costo estimado:

EQUIPO	COSTO, \$ PESOS
T-1 Tanque almacén benceno	\$ 192.000
T-2 Tanque almacén HCl	136.000
R-1 Reactor de cloración	136.000
D-1 Decantador (B-MCB)- soln. HCl	50.000
TD-1 Torre destilación Benceno-MCB	240.000
H-1 Hervidor de torre TD-1	14.200
C-1 Condensador de torre TD-1	4.000
H-2 Precalentador para TD-1	27.300
TD-2 Torre destilación MCB-DCB	250.000
H-3 Hervidor de torre TD-2	18.500
C-2 Condensador de torre TD-2	3.900
H-4 Precalentador para TD-2	14.000
A-1 Absorbedor de HCl	45.000
R-2 Reactor de hidrólisis	150.000
CH-1 Cambiador de color, para R-2	54.000
TD-3 Torre destilación MCB-(agua-fenol)	850.000
H-5 Hervidor de torre TD-3	108.000
C-3 Condensador de torre TD-3	27.800
TA-1 Torre absorción agua-fenol-benceno	532.000
TD-4 Torre destilación benceno-fenol	284.000
H-6 Hervidor para TD-4	31.000
C-4 Condensador de TD-4	10.000
H-7 Precalentador para TD-4	31.000

TD-5	Torre destilación Fenol-Eter difenílico	80.000
H-8	Hervidor de TD-5	20.000
C-8	Condensador de TD-5	<u>5.000</u>
	COSTO EQUIPO	\$ 3.313.700

ESTIMACION DEL CAPITAL FIJO.

		\$, PESOS
Costo del equipo.	(x)	3.313.700
Instalación del equipo.	(0.5x)	1.745.000
Tuberías y accesorios.	(0.86x)	2.800.000
Instrumentación.	(0.3x)	1.000.000
Aislamientos.	(0.1x)	330.000
Eléctricos.	(0.15x)	497.000
Edificios.	(0.3x)	1.000.000
Terreno y acondicionamiento.	(0.1x)	330.000
Instalación Servicios.	(0.5x)	<u>1.640.000</u>
COSTO FISICO DE LA PLANTA (y)		12.655.700
Ingeniería y construcción.	(0.25y)	<u>3.164.000</u>
COSTO DIRECTO DE LA PLANTA	(z)	15.819.700
Cuota por contratistas	(0.05z)	791.000
Contingencias	(0.15z)	<u>2.373.000</u>
CAPITAL FIJO DE INVERSION		\$18.983.700

De esta segunda estimación de inversión requerida, puede observarse que el proceso no es atractivo para la capacidad fijada. Existe para cada proceso, una capacidad mínima de operación, para la cual puede ser económicamente realizable. En este caso particular puede decirse que el mercado actual de fenol está más o menos en esa capacidad mínima.

El nomograma adjunto, define completamente este proceso desde el punto de vista de capacidades de operación y de precios de venta del producto, que es el segundo factor decisivo en este caso, ya que éste tiene también sus limitaciones. Un precio bajo como el actual, no es posible para el volumen de ventas actuales y como límite superior está el hecho de que un precio demasiado alto, no sería autorizado por el gobierno, ni aceptado por el consumidor.

Para los nomogramas y los cálculos que se anotan, - se tiene la siguiente nomenclatura:

- X: Capacidad de la planta: ton/año.
- C: Inversión, Capital Fijo: pesos.
- P: Costo de producción: pesos/año.
- V: Precio de venta del producto: pesos/ton.
- Z: Costo total de Venta del producto: pesos/ton.
- U_1 : Utilidad Bruta: pesos/año.
- U: Utilidad Neta: pesos/año.
- r: Rentabilidad: Utilidad neta como % del capital fijo.

Para el proceso Raschig, el exponente "n" de la Ecuación de Williams:

$$\frac{C_1}{C_2} = \left(\frac{X_1}{X_2} \right)^n$$

puede definirse de una manera más precisa:

$$\frac{37,600.000}{10.093.000} = \left(\frac{5900}{2000} \right)^n$$

de donde $n = 0.635$

o de otra manera:

$$C = 151,500 \times 0.635$$

COSTO DE PRODUCCION.-

En la siguiente tabla se muestran las ecuaciones -
para el costo de producción.

TABLA VII
COSTO DE PRODUCCION
PROCESO RASCHIG

	\$/AÑO	\$/TON.
5.-Materias Primas.	1,323 X	1,323
6.-Costos Directos.		
Servicios:		
a) Vapor	286 X	286
b) Electricidad	36 X	35
c) Combustible (oil)	126 X	126
e) Agua enfriamiento	15 X	15
f) Agua proceso	X	1
Mano de Obra y Superv.	275,000	275,000/X
Mano de Obra Mant.	0.01 C	0.01 C/X
Taller		
Material Mant.		
Servicio Contratistas		
Materiales y Accesorios	27,500	27,500/X
Laboratorio	72,000	72,000/X
7.-Costos Indirectos.		
Gastos de Fábrica	110,000	110,000/X
Servicios Obreros		

Seguros e Impuestos	0.013 C	0.013 C/X
Depreciación.	0.07 C	0.07 C/X
9.-Empaque	300 X	300 X
10.-COSTO TOTAL DE PRODUCCIÓN.	$484.500 + 2086 X$ $+ 0.93 C = P$	$2086 + 484.500/X$ $+ 0.093 C/X$
11.- Gastos Ventas y Admón.	0.15 VX	0.15 V
12.-COSTO TOTAL DE VENTAS.	$P + 0.15 VX = Z$	$P/Z + 0.15V = Z/X$

TABLA VIII

RESUMEN ECONOMICO

Capacidad: X TON/AÑO

Inversión: Cap. Fijo: $C = 151.500 X^{0.635}$ Costo de Producción al año: $P = 484.500 + 2086 X + 0.093 C$ Costo total de Venta: $Z = P + 0.15 VX$

- 0 -

\$ Pesos

Ventas Anuales:

V X

Costo total de Venta:

Z

Utilidad bruta:

$$U_1 = VX - Z = 0.85 VX - P$$

Utilidad neta:

$$U = 0.5U_1 = 0.425 VX - 0.5 P$$

Rentabilidad:

$$r = \frac{100 U}{C} = \frac{100(0.425VX - 0.5P)}{C}$$

VER NOMOGRAMA GENERAL No. I.

Seguros e Impuestos	0.013 C	0.013 C/X
Depreciación.	0.07 C	0.07 C/X
9.-Empaque	300 X	300 X
10.-COSTO TOTAL DE PRODUCCIÓN.	$484.500 + 2086 X$ $+ 0.93 C = P$	$2086 + 484.500/X$ $+ 0.093 C/X$
11.- Gastos Ventas y Admón.	0.15 VX	0.15 V
12.-COSTO TOTAL DE VENTAS.	$P + 0.15 VX = Z$	$P/Z + 0.15V = Z/X$

TABLA VIII

RESUMEN ECONOMICO

Capacidad: X TON/AÑO

Inversión: Cap. Fijo: $C = 151.500 X^{0.635}$ Costo de Producción al año: $P = 484.500 + 2086 X + 0.093 C$ Costo total de Venta: $Z = P + 0.15 VX$

- 0 -

\$ Pesos

Ventas Anuales:

V X

Costo total de Venta:

Z

Utilidad bruta:

$$U_1 = VX - Z = 0.85 VX - P$$

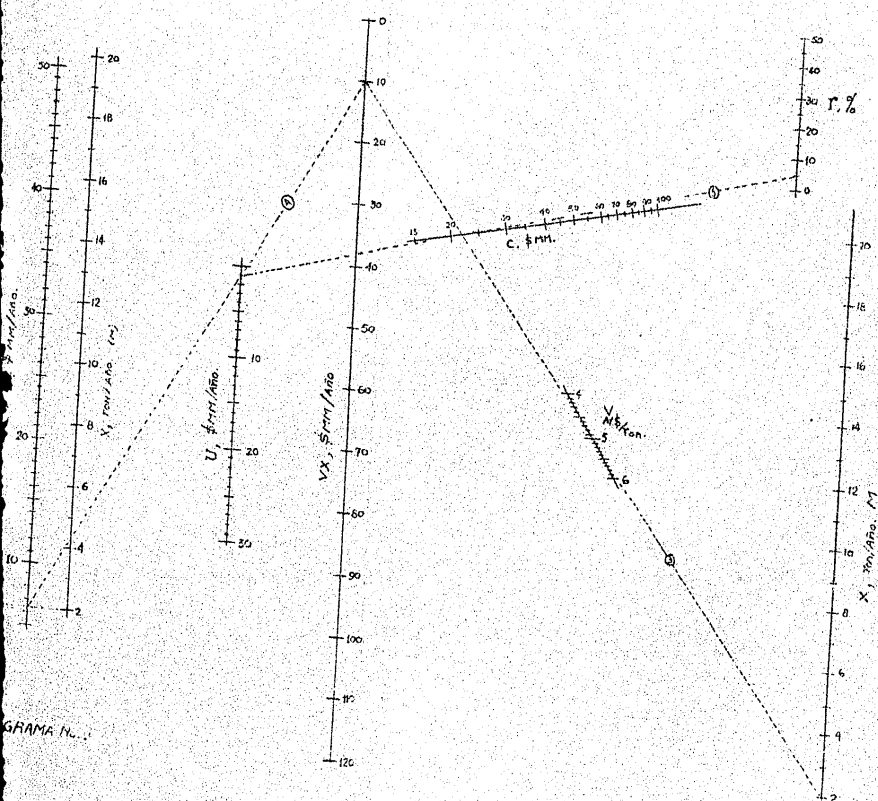
Utilidad neta:

$$U = 0.5U_1 = 0.425 VX - 0.5 P$$

Rentabilidad:

$$r = \frac{100 U}{C} = \frac{100(0.425VX - 0.5P)}{C}$$

VER NOMOGRAMA GENERAL No. I.



GRAMA No. 1

D-2	Asentador solución Ac. Benzoico	150.000
K-1	Cristalizador continuo	900.000
F-1	Filtro continuo	120.000
H-3	Calentador, fusión Ac. Benzoico	60.000
R-2	Reactor de Fenol	180.000
TD-2	Torre destilación primaria Ac. Benzoico- (agua-fenol)	330.000
H-4	Hervidor para torre TD-2	60.000
C-3	Condensador para torre TD-2	16.000
H-5	Enfriador azeotropo agua-fenol	70.000
D-3	Decantador	70.000
TD-3	Torre azeotropo agua-fenol	60.000
H-6	Hervidor de torre TD-3	9.000
C-4	Condensador para torre TD-3	16.000
TD-4	Torre azeotropo agua-fenol	2.400.000
TD-5	Torre azeotropo agua-fenol	80.000
H-7	Hervidor de torre TD-5	20.000
C-5	Condensador de torres TD-4 y TD-5	16.000
H-8	Enfriador azeotropo agua-fenol	75.000
COSTO EQUIPO INSTALADO.-		\$ 5.609.500

ESTIMACION DEL CAPITAL FIJO.

		\$, PESOS
Costo del equipo instalado	(x)	5.684.500
Tubería y accesorios	(0.5x)	2.842.250
Instrumentación	(0.15x)	850.000
Aislamientos	(0.06x)	342.000
Eléctricos	(0.1x)	568.450
Edificios	(0.2x)	1.140.000
Terreno y acondicionamiento	(0.1x)	568.450
Instalación servicios	(0.4x)	<u>2.300.000</u>
COSTO FISICO DE LA PLANTA, (y)		14.295.650
Ingeniería y construcción	(0.25y)	<u>3.500.000</u>
COSTO DIRECTO DE LA PLANTA (z)		17.795.650
Cuota por contratistas	(0.05z)	885.000
Contingencias	(0.15x)	<u>2.650.000</u>
CAPITAL FIJO DE INVERSION.		\$ 21.330.650

El proceso no es, pues, económicamente atractivo - para la demanda actual del fenol.

De una manera semejante al proceso Raschig, se presenta un nomograma que define las posibilidades económicas - que define las posibilidades económicas de este proceso vía - Tolueno.

Con la misma nomenclatura, y cálculos similares se tiene, para este proceso:

El exponente de la ecuación de Williams:

$$\frac{C_1}{C_2} = \left(\frac{X_1}{X_2} \right)^n$$

$$\frac{63,500,000}{21,230,650} = \left(\frac{10,900}{2000} \right)^n$$

$$n = 0.645$$

y se tiene:

$$C = 158,200 X^{0.645}$$

TABLA IX

COSTO DE PRODUCCION.

PROCESO VIA TOLUENO.

	\$/AÑO	\$, TON.
5.-Materias Primas	1,447 X	1,447
6.-Costos Directos		
Servicios:		
a) Vapor	80 X	80
b) Electricidad	168 X	168
c) Combustible	198 X	198
e) Agua enfriamiento	100 X	100
f) Agua proceso		
Mano de Obra y Superv. }	275,000	275.000/X
Mano de Obra Mant. }		
Taller }		
Material Mant. }	0.01 C	0.01C/X
Materiales y accesorios }	27,500	27.500/X
Laboratorio	72,000	72.000/X
7.-Costos Indirectos.		
Gastos de Fábrica }	110,000	110.000/X
Servicios Obreros }		
Seguros e Impuestos	0.013 C	0.013 C/X
Depreciación	0.07 C	0.07 C/X
9.-Empaque	300 X	300

10.-COSTO TOTAL DE PRODUC.	$484.500 + 2293X$ $+ 0.093 C = P$	$2293 + 484.500/X$ $+ 0.093C/X$
11.-Gastos Ventas y Admón.	$0.15VX$	$0.15V$
12.-COSTO TOTAL DE VENTAS.	$P + 0.15VX$	$P/X + 0.15V$

TABLA X

RESUMEN ECONOMICO.

Capacidad: X ton./año.
 Inversión; Cap. Fijo: $C = 158.200 X^{0.645}$
 Costo de Producción al año: $P = 484.500 + 2293X + 0.093 C$
 Costo total de Venta: $Z = P + 0.15VX$

- 0 -

\$ Pesos

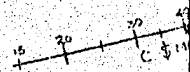
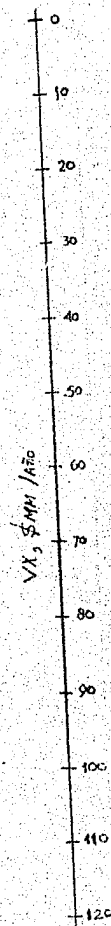
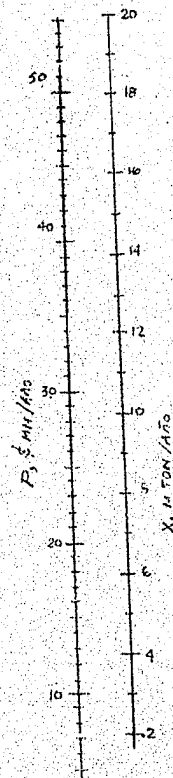
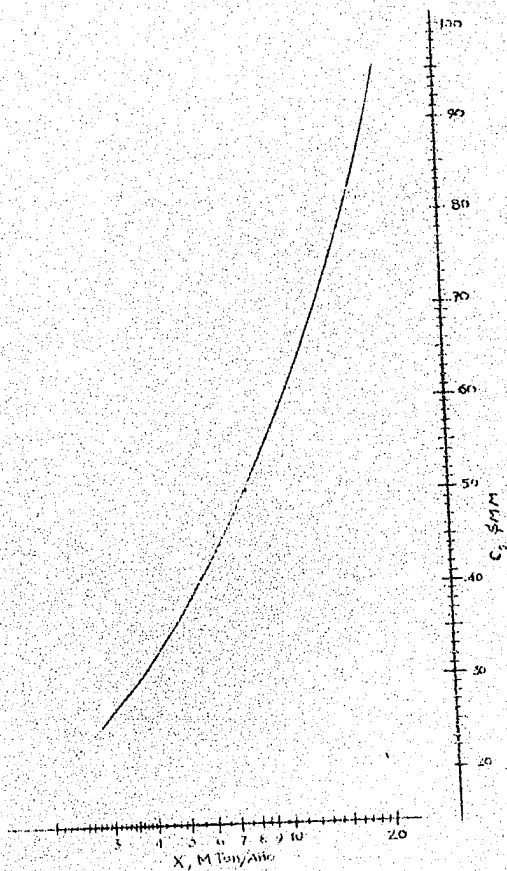
Ventas Anuales: $V X$

Costo total de Venta: Z

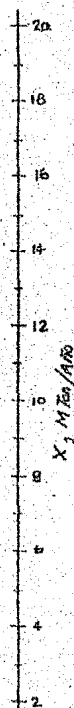
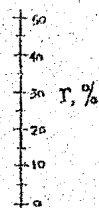
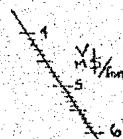
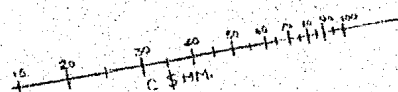
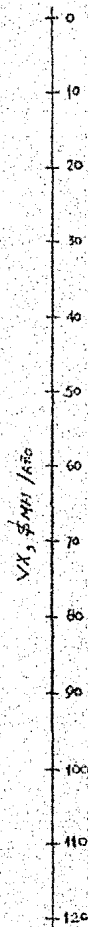
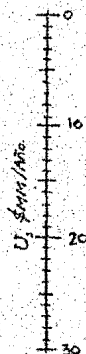
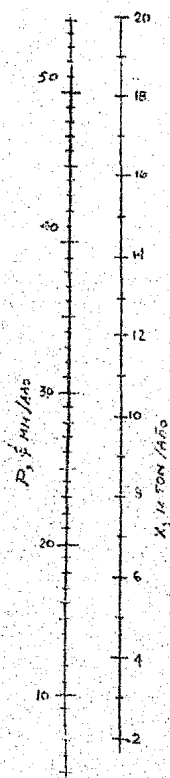
Utilidad bruta: $U_1 = VX - Z = 0.85VX - P$

Utilidad neta: $U = 0.5U_1 = 0.425VX - 0.5 P$

Rentabilidad $r = 100 \frac{U}{C} = \frac{(0.425VX - 0.5P)}{C}$



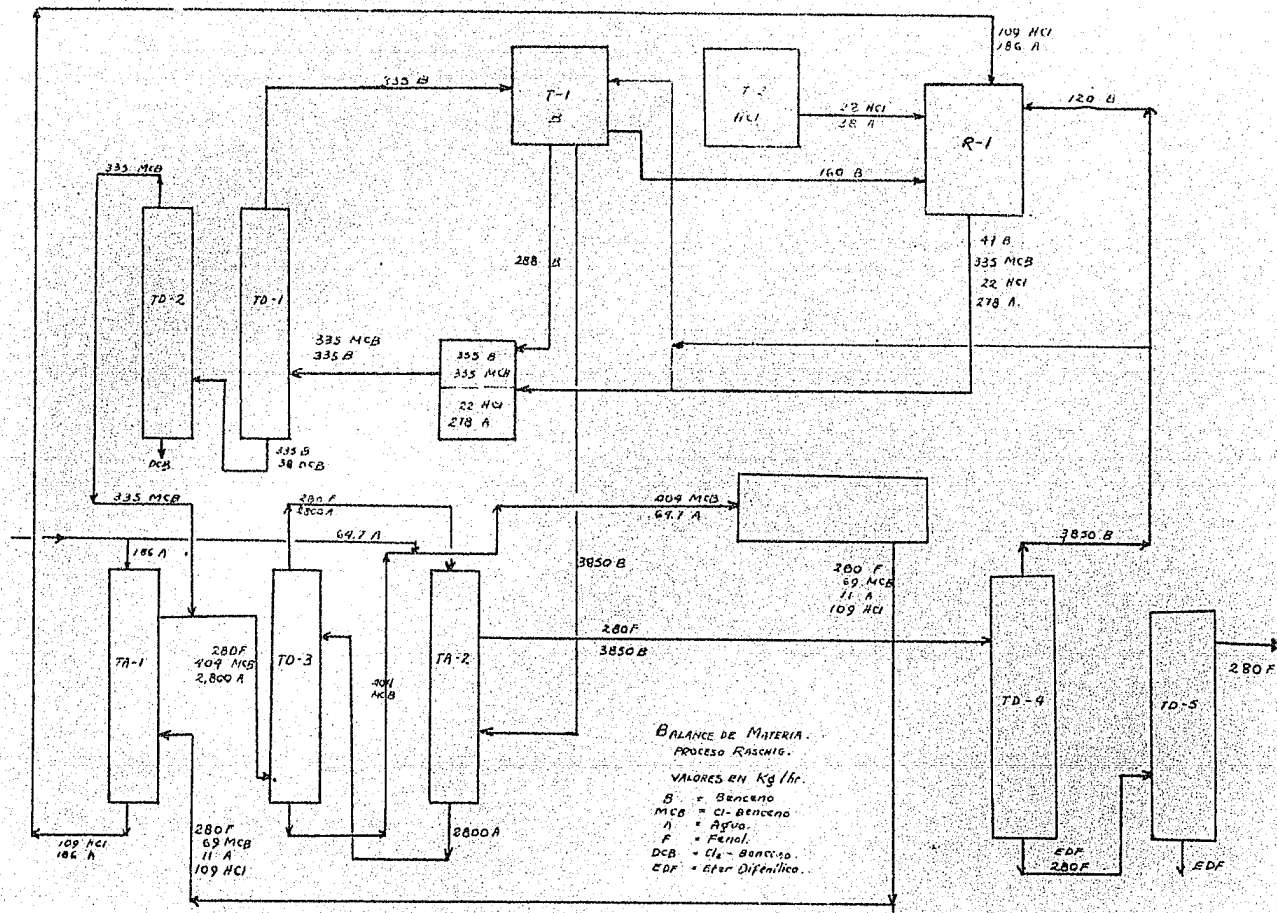
NOMOGRAMA No. 2.

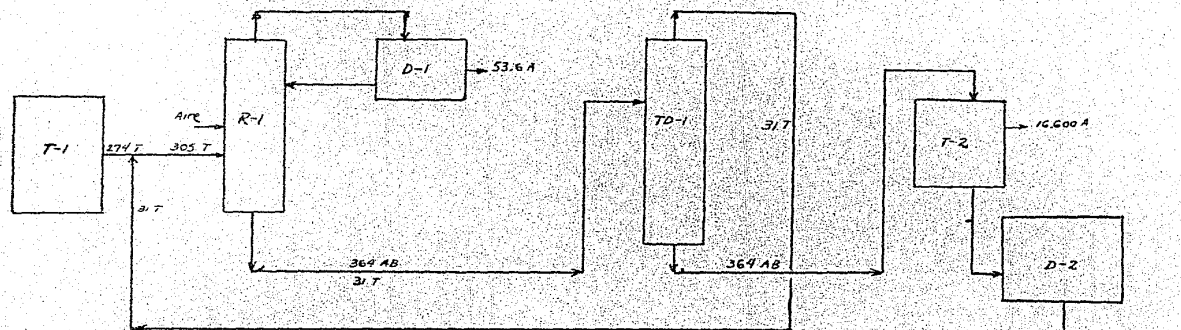


VII

CONCLUSIONES.

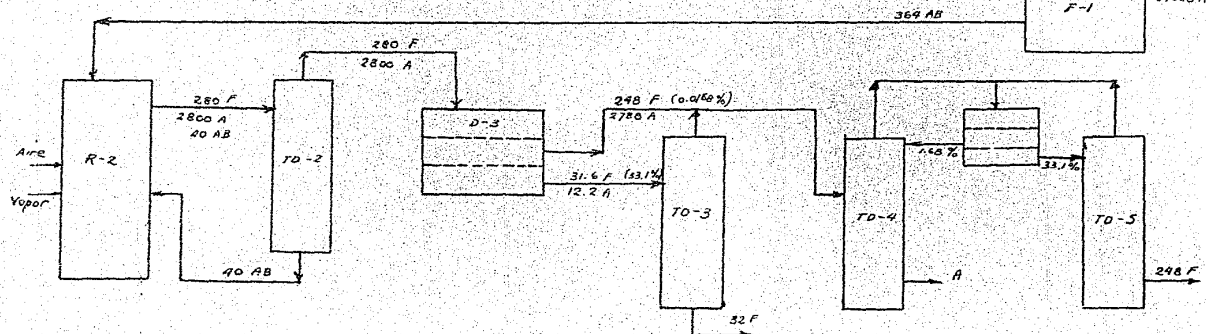
- 1.- Existe actualmente en México mercado para el fenol y para muchos de sus derivados. Toda esta demanda está cubierta por importación del producto; su producción local, cerraría entonces la frontera, evitando fugas de capital y creando una fuente de trabajo.
- 2.- De los siete procesos de manufactura, tan solo 2 presentan posibilidades económicas: el Proceso Raschig y el Proceso Vía-Tolueno.
- 3.- No obstante, estos procesos dejan utilidades bajas, para las inversiones relativamente altas que requieren. Según se observa, la capacidad actual de 2000 ton/año parece ser la mínima y con la que empiezan a tenerse utilidades.
- 4.- En un futuro cercano, teniendo en cuenta el creciente desarrollo y demanda de productos que requieren del fenol como materia prima, la instalación de una planta para producirlo localmente será obligada y económicamente atractiva.
- 5.- La situación económica de cada uno de estos dos procesos, para cualquier momento dado, se encuentra definida en los nomogramas I y II adjuntos en el Cap. VI.





BALANCE DE MATERIA
PROCESO VIA TOLUENO
VALORES kg/hr

T: Tolueno
AB: Acido Benzico
A: Agua



- APENDICE -

CALCULOS Y DATOS GENERALES

PROCESO WASCHIG.- Equipo Requerido.

T-1 Tanque almacén benceno.

Capacidad: para un mes de producción.

Se requieren: 167 ton. benceno al mes.

= 301,000 lt.

55,000 gal.

Tanque de 60,000 gal.

Material de construcción: Fierro.

T-2 Tanque almacén Acido Clorhídrico.

Capacidad: para un mes de producción.

Se requieren: 12,000 kg. de HCl al mes.

= 33,000 kg. de Acido 36%

= 33,000 lt.

9,000 gal.

Tanque de 10,000 gal.

Material de construcción: Fierro, forrado de hule.

R-1 Reactor de cloración.

Capacidad: base 1 hora

Entrada

319 lt. Benceno

301 lt. Acido

620 lt. Mezcla

Salida

385 lt. MCB

53 lt. Benceno

300 lt. HCl(8%).

738 lt

= 200 gal. + 50% = 400 gal.

Reactor: Cila de 400 gal.

Material de construcción: Acero vidriado.

D-1 Decantador, mezcla de reacción.

Para 1 hora:

385 lt. benceno.

385 lt. M.C.B.

300 lt. HCl(8%).

1070 lt. = 285 gal 300 gal.

Tomando como base 2 horas = 600 gal.

Recipiente de decantación, de 600 gal.

Material de construcción: Fierro, ahulado.

TD-1 Torre Destilación Benceno-Monoclorobenceno.

Alimentación: Benceno 335 kg. = 50%

Monoclorobenceno 335 kg. = 50%

1b - Moles benceno = $335 \times 2.2 / 78 = 9.45$ 1b - Moles MCB = $334 \times 2.2 / 112.5 = 6.60$

10.05 lb mol.

A-3

$$X_a = 0.59$$

$$X_p = 0.99$$

$$X_R = 0.01$$

$$\left(\frac{L}{V}\right)_{\min} = 0.39$$

$$\left(\frac{L}{V}\right) = \frac{4}{3} (0.39) = 0.52$$

Método Gráfico McCabe-Thiele: 10 platos teóricos.

Suponiendo eficiencia 50%: 20 platos.

$$P/V = 1 = L/V = 0.48$$

$$P = X_a - X_R / X_p - X_R = 0.5$$

$$V = 0.5 / 0.48 = 1.04$$

$$\text{Volumen Vapor} = 1.04 \times 16.05 \times \frac{359}{3600} \times \frac{760}{586} \times \frac{369}{273} = 3.06 \text{ ft}^3/\text{seg.}$$

(temp. dest. = 96°C)

Velocidad sup. 1 ft/seg.

$$\text{Sección} = 3.06 \text{ ft}^2$$

$$D = \sqrt{3.06 / 0.785} = 1.97 \text{ ft.}$$

$$= 24 \text{ pulgadas.}$$

Torre de 20 platos

con diámetro 24 pulgadas.

Altura 20 x 18" = 360" = 30 ft.

Material de Construcción: Acero inoxidable 316.

H-1 Hervido. de torre TD-1

$$Q = A \times V \times = 1.04 \times 16.05 \times 13,300 = 230,000 \text{ BTU/hr.}$$

$$P.E. = 96^{\circ}\text{C} = 205^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Vapor } 150 \text{ psi: } 327^{\circ}\text{F}$$

$$V = 50 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2/^{\circ}\text{F}}$$

$$A = 230,000/50 \times (327-205)$$

$$= 42 \text{ ft}^2$$

$$+ 20\% = 50 \text{ ft}^2$$

Calentador de tubos con 50 ft² area de transmisión.

Material de construcción: Acero inoxidable.

C-1 Condensador de torre TD-1

$$Q = W$$

$$\text{Benceno evaporado} = 335 \text{ kg/hr} = 737 \text{ lb/hr.}$$

$$Q = 737 \times 170 = 125,000 \text{ lb/hr.}$$

$$\text{Aqua enfriamiento} = 125,000 / 95-75$$

$$= 6,250 \text{ lb/hr.}$$

$$= 13 \text{ GPM.}$$

$$\Delta T_M = \frac{(205-75) - (205-95)}{130/110}$$

$$U = 45 \text{ BTU/hr} = \text{ft}^2/^{\circ}\text{K}$$

$$A = 125,000/45 \times 120 = 21 \text{ ft}^2$$

$$+ 20\% = 25 \text{ ft}^2$$

Condensador, con area de 25 ft²; y gasto de agua de 13 GPM.

H-2 Recalentador para torre T2-1

Calentamiento al $-1.0^{\circ}\text{C} = 205^{\circ}\text{F}$

$$= 1990 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \times 0.41 \times (205-104) = 90,000 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

Con vapor de 327°F

$$\Delta T_M = 164$$

$$U = 50$$

$$A = 90,000/164 \times 50 = 10 \text{ ft}^2$$

$$+ 20\% = 12 \text{ ft}^2$$

Calentador de 12 ft^2 area de calentamiento.

Material de construcción. Acero inoxidable.

T2-2 Torre Destilación ECB - DCB

Alimentación: Mono-clorobenceno 335 kg.

Di-clorobenceno 38 kg.

$$\text{lb - mol ECB: } 335 \times 2.2/112.5 = 6.60$$

$$\text{lb - mol DCB: } 38 \times 2.2/147 = \underline{0.57}$$

$$7.17$$

$$X_a = 0.92$$

$$X_p = 0.985$$

$$X_R = 0.026$$

$$\left(\frac{L}{V}\right)_{\min.} = 0.185$$

$$\left(\frac{L}{V}\right) = 4/3 (0.185) = 0.245$$

Método Gráfico Mc Cabe - Thiele: 11 platos.

Suponiendo eficiencia 50%: 22 platos.

$$V = 1.24$$

$$\text{Volumen Vapor: } 1.24 \times 7.17 \times \frac{359}{3600} \times \frac{760}{596} \times \frac{457}{273} = 1.96 \text{ ft}^3/\text{seg.}$$

$$(\text{temp. Dest.} = 140^\circ\text{C} = 283^\circ\text{F})$$

Velocidad: Sup. 1 ft/seg.

$$\text{Sección: } 1.96 \text{ ft}^2$$

$$D = \sqrt{1.96/0.785} = 1.58 \text{ ft.}$$

$$= 20 \text{ pulgadas.}$$

Torre de 22 platos.

Con diámetro 20 pulgadas.

$$\text{Altura } 22 \times 18 = 396" = 33 \text{ ft.}$$

Material de construcción: Acero inoxidable 316

H-3 Hervidor de torre TD-2

$$Q = A \times V \times \rho = 1.24 \times 7.17 \times 15,400 = 137,000 \text{ BTU/hr.}$$

$$\rho.e. = 140^\circ\text{C} = 283^\circ\text{F}$$

$$TM = (372 - 283)$$

$$U = 50$$

$$A = 137,000/50 \times (327-283) = 62 \text{ ft}^2$$

$$+ 20\% = 75 \text{ ft}^2$$

Calentador de 75 ft² área;

Material de construcción: Acero inoxidable.

C-2 Condensador de torre TD-2

MCB evaporado: 335 kg/hr = 1b/hr.

$$Q = 737 \times 137 = 101.000 \text{ BTU/hr.}$$

$$\Delta T_M = 190$$

$$U = 50$$

$$A = 101,000 / 190 \times 50 = 10.5 \text{ ft}^2$$

$$+ 20\% = 14 \text{ ft}^2$$

$$\text{Agua} = 101,000 / (95-75) = 5050 \text{ lb/hr}$$

$$= 11 \text{ GPM.}$$

Condensador de 14 ft² área calentamiento.

Material de construcción: Acero inoxidable.

H-4 Precalentador para TD-2

Calentar al punto de ebullición de

205°F a 283°F.

Vapor de 327°F.

$$\Delta T_M = 77$$

$$U = 50$$

$$Q = 373 \times 2.2 \times 0.4 \times (283-205) = 26,000 \text{ BTU/hr.}$$

$$A = 26,000 / 77 \times 50 = 8 \text{ ft}^2$$

$$+ 20\% = 10 \text{ ft}^2$$

Calentador de 10 ft² área calentamiento.

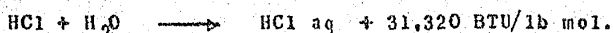
Material de construcción: Acero inoxidable.

A-1 Absorbedor de Acido Clorhídrico.

Basándose únicamente en el calor de absorción producido al absorberse el HCl (g) en agua, y según:

1º) La absorción es rápida.

2º) Altamente exotérmica y representa el grado - de absorción.



$$Q = 31,320 \times 109 \times 2.2 / 36.5 = 209,000 \text{ BTU/hr.}$$

Según datos publicados, la absorción óptima se tiene a 50-80 GPM de agua de enfriamiento.

Usando 75 GPM:

$$75 \text{ GPM} = 37,500 \text{ lb/min. (a } 15^\circ\text{C} - 59^\circ\text{F)}$$

$$209,000 = 37,500 (t_s - 59)$$

$$t_s = 64.6^\circ\text{F}$$

$$\text{Para el ácido: } T_1 = 80^\circ\text{C} = 176^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 43^\circ\text{C} = 110^\circ\text{F}$$

$$\text{DTM} = \frac{(176 - 64.6) - (110 - 59)}{\ln \frac{111}{51}} = 76$$

Existen en el mercado absorbedores del tipo deseado, contruidos de tubos de "Karbate" y de "Impervite", - por la National Carbon Company, y la Falls Industries Inc.

$$\text{Para Karbate } U = 300 \text{ BTU/hr} - \text{ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$A = 209,000 / 300 \times 76 = 9.5 \text{ ft}^2$$

$$+ 20\% = 12 \text{ ft}^2.$$

Absorbedor de Karbate, con 12 ft² de área de transmi-

sión.

R-2 Reactor de hidrólisis.

404 lt. MCB

65 lt. agua

469 lt.

125 gal.; en un hora.

Tomando 2 horas, como factor de seguridad.

Reactor de 200 GAL. de capacidad.

Material de construcción: Acero vidriado.

CH-1 Cambiador de calor para R-2; reactivos productos.

Reactivos

Productos

$$T_1 = 100^{\circ}\text{C} (212^{\circ}\text{F})$$

$$t_1 = 500^{\circ}\text{C} (932^{\circ}\text{F})$$

$$T_2 = 330^{\circ}\text{C} (627^{\circ}\text{F})$$

$$t_2 = 270^{\circ}\text{C} (517^{\circ}\text{F})$$

$$Q = 1040 \times 0.4 \times (932-517) = 173,000 \text{ BTU/hr.}$$

$$\begin{aligned} TM &= (932-627) - (517-212)/\ln^{415/305} \\ &= 325^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

$$U = 50 \text{ BTU/hr} - \text{ft}^2/^{\circ}\text{F}$$

$$A = 173,000/50 \times 325 = 107 \text{ ft}^2$$

$$+ 20\% = 130 \text{ ft}^2$$

Cambiador; tubo y carcasa, de acero inoxidable.

con 130°ft^2 de área de transmisión.

TD-3 Torre Destilación MCB-fenol-agua.

$$\text{MCB} = 890 \text{ lb} = 7.91 \text{ lb. mol.}$$

$$\text{Fenol} = 615 \text{ lb} = 6.55 \text{ lb. mol.}$$

$$\text{Agua} = 6150 \text{ lb} = 342.00 \text{ lb. mol.}$$

Asumiendo una mezcla de MCB y agua.

$$x_a = 0.965$$

$$x_p = 0.995$$

$$x_R = 0.067$$

$$\left(\frac{L}{V}\right) = 4/3 (0.182) = 0.243$$

Método Gráfico Mc Cabe Thiele: 10 platos.

Suponiendo eficiencia 40%: 25 platos.

$$V = 1.28$$

$$\text{Volumen Vapor} = 1.28 \times 356.46 \times \frac{359}{3600} \times \frac{760}{596} \times \frac{373}{273} = 81.2 \text{ ft}^3/\text{seg}$$

Velocidad: 3 ft/seg.

Sección: 27.1 ft²

$$D = \sqrt{27.1/0.785} = 5.88 \text{ ft}$$

= 70 pulgadas.

Torre de 25 platos.

Diámetro 70 pulgadas.

Altura 25 x 18 = 450" = 37 ft.

Material de construcción: Acero inoxidable.

H-5 Hervidor de torre TD-3

$$Q = A \times V \times = 1.28 \times 356.46 \times 974 \times 1.8 = 8,000,000 \text{ BTU/hr.}$$

$$n.e. = 2.2^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Vapor de} = 327^{\circ}\text{F}$$

$$A = 8000,000 / 115 \times 50 = 1400 \text{ ft}^2$$

Calentador de 1400 ft²

Material de construcción: Acero inoxidable.

C-3 Condensador de torre TD-3

Agua evaporada = 6765 lb/hr.

$$Q = 6765 \times 974 = 6,550,000 \text{ BTU/hr.}$$

Agua enfriamiento: 6,550,000/95-75

$$= 327,500 \text{ lb/hr.}$$

$$= 666 \text{ GPM.}$$

Condensador, con flujo de agua de enfriamiento

de 666 GPM.

Material de construcción: Acero, o acero inoxidable.

TA-1 Torre absorción Agua-Fenol-Benceno

Fase dispersa: Agua-fenol

Solvente: Benceno

Fase continua: Benceno-fenol

Solubilidad fenol en Benceno:

$$1 \text{ gr. en } 12 \text{ ml.}$$

Se requieren: 3050 kg. Benceno/hr.

Alimentación: 230 kg. fenol/hr.

2300 kg. agua/hr.

A falta de información de datos de equilibrio, se tomará la columna que se cita en el Chem. Eng. Handbook, de J.H. Perry.

Es una torre de platos Sieve

46' alto

4.92' diámetro.

Material de construcción: Acero, o acero inoxidable.

TD-4 Torre destilación Benceno-Fenol.

Alimentación:

Benceno: 3850 kg/hr. = 49.3 lb. mol.

Fenol: 280 kg/hr. = 6.55 lb. mol.

55.58 lb. mol.

$y_a = 0.88$

$x_p = 0.995$

$x_R = 0.012$

$\left(\frac{L}{V}\right)_{\min.} = 0.0$

$\left(\frac{L}{V}\right)_{\text{real}} = 0.0 + 1 - 0.0/4 = 0.25$

Método Mc Cabe Thiele: 5 platos.

Suponiendo eficiencia 40%: 13 platos.

$V = 1.18$

Volumen Vapor = $1.18 \times 55.58 \times \frac{359}{3600} \times \frac{760}{586} \times \frac{350}{273} = 11.3 \text{ ft}^3/\text{seg.}$

Velocidad = 1 ft/seg.

$D = \sqrt{11.3/0.785} = 3.78 \text{ ft.}$

= 45 pulgadas.

Torre de 13 platos.

Diámetro: 45 pulgadas.

Altura: $13 \times 1.5 = 20 \text{ ft.}$

Material de construcción: Acero, o acero inoxidable.

H-6 Hervider para TD-4

$$Q = A \times V \times = 1.13 \times 55.35 \times 13,300 = 880,000 \text{ BTU/hr.}$$

$$p.e. = 90^\circ\text{C} = 194^\circ\text{F.}$$

$$A = 880,000/50 \times (227-194) = 133 \text{ ft}^2$$

$$+ 20\% = 160 \text{ ft}^2$$

Calentador de 160 ft^2 área calentamiento.

Material de Construcción: Acero, o acero inoxidable.

C-4 Condensador para TD-4

Benceno evaporado - 49.3 lb. mol/hr.

$$Q = 49.3 \times 13,300 = 652,000 \text{ BTU/hr.}$$

$$\text{Agua enfriamiento: } 652,000/95-75 = 32,600 \text{ lb/hr.}$$

$$= 65 \text{ GPM.}$$

$$\Delta T_M = 110$$

$$A = 652,000/110 \times 50 = 119 \text{ ft}^2$$

$$+ 20\% = 142 \text{ ft}^2$$

Condensador de 142 ft^2 área transmisión.

Material de construcción: Acero inoxidable.

H-7 Precalentador para TD-4

Al punto de ebullición: 194°F

$$Q = 9120 \times 0.4 \times (194-77) = 426.000 \text{ BTU/hr.}$$

Vapor de 327°F

$$ATM = 185$$

$$U = 50$$

$$A = \frac{426.000}{185 \times 50} = 46 \text{ ft}^2$$

$$+ 20\% = 55 \text{ ft}^2$$

Calentador de 55 ft² área calentamiento.

Tubo-carcasa, de acero inoxidable.

TD-5 Torre destilación Fenol-Eter difenilico.

Alimentación:

$$\text{Fenol: } 280 \text{ kg/hr.} = 6.55 \text{ lb. mol.}$$

$$\text{EDF: } 24 \text{ kg/hr.} = 0.35 \text{ lb. mol.}$$

$$X_a = 0.955$$

$$X_p = 0.995$$

$$X_r = 0.0365$$

$$\left(\frac{L}{V} \right) = 0.1$$

Método Mc Cabe-Thiele: 5 platos.

Suponiendo 40% eficiencia: 13 platos.

$$V = 0.964$$

$$\text{Volumen Vapor} = 0.964 \times 6.9 \times 359 \times 760 \times 531.5 = 1.62 \text{ ft}^3/\text{seg.}$$

$$\text{Velocidad} = 1 \text{ ft}^3/\text{seg.}$$

$$\text{Sección} = 1.62 \text{ ft}^2$$

$$D = \sqrt{1.62/0.735} = 1.43 \text{ ft}$$

$$= 18 \text{ pulgadas}$$

Torre de 13 platos.

Diámetro: 18 pulgadas.

Altura: $13 \times 1.5' = 20 \text{ ft.}$

Material de construcción: Acero inoxidable.

C-8 Condensador para TD-5

Fenol evaporado = 280 kg. = 615 lb./hr.

$Q = 65 \times 205 = 127,000 \text{ BTU/lb.}$

Agua enfriamiento: $\frac{127,000}{95-75} = 6350 \text{ lb/hr.}$

$$= 13 \text{ GPM.}$$

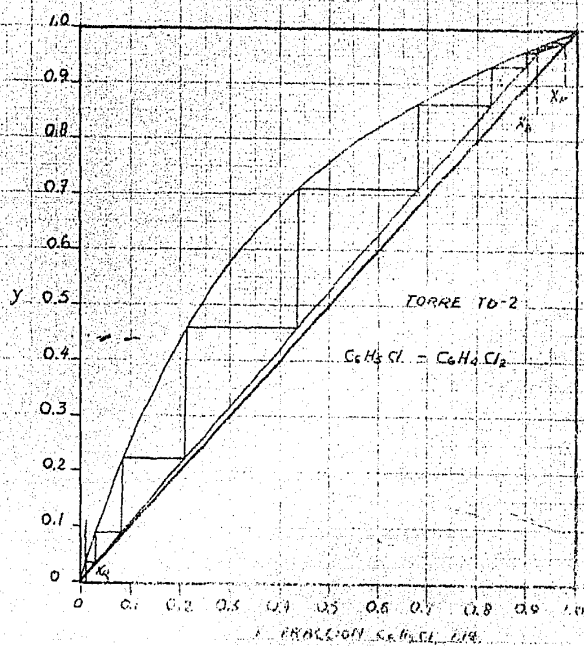
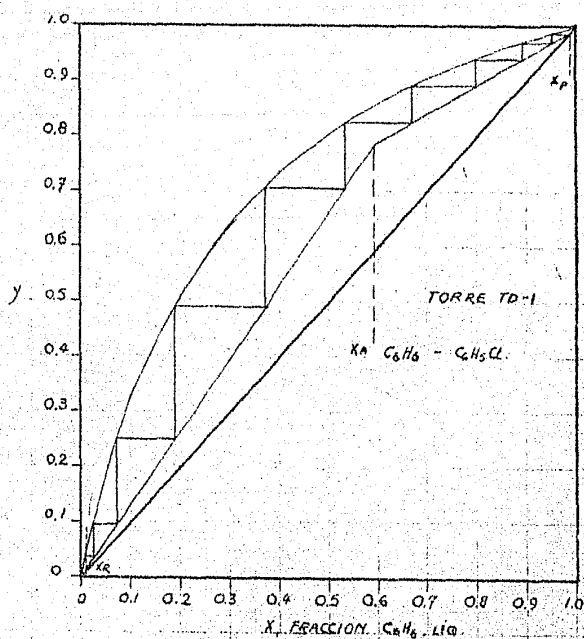
$\Delta T_M = 200$

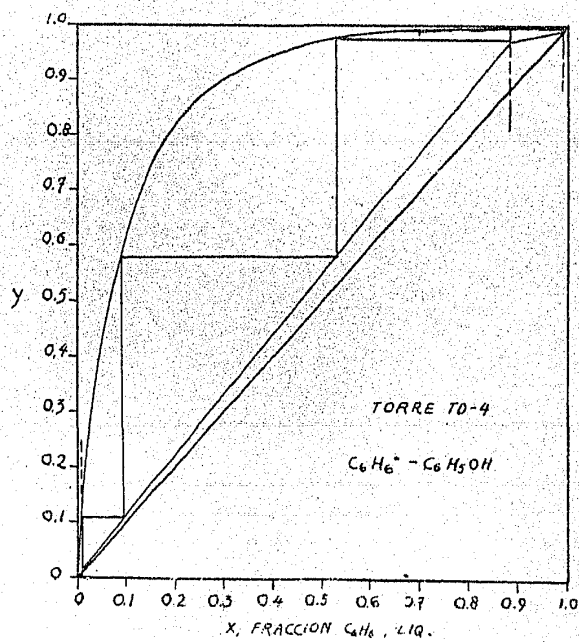
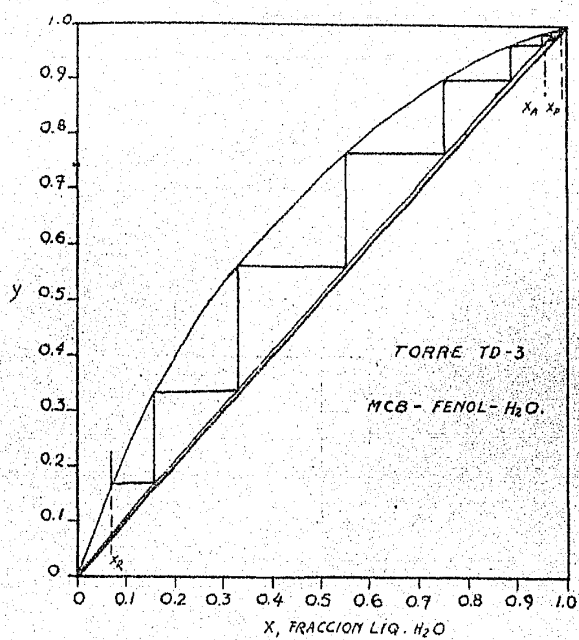
$$A = 127,000/200 \times 50 = 13 \text{ ft}^2$$

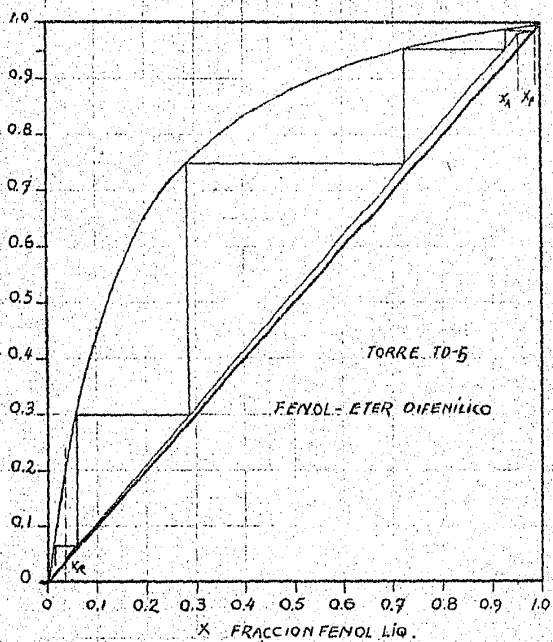
$$+ 20\% = 16 \text{ ft}^2$$

Condensador con 16 ft² de área.

Material de construcción: Acero inoxidable.







PROCESO VIA TOLUENO.- Equipo Requerido.

T-1 Tanque almacén tolueno.

Capacidad para un mes de producción.

Se requiere: 226 ton. tolueno al mes

260,000 lt.

68,700 gal.

Tanque de 70,000 gal.

Material de construcción: Fierro.

R-1 Reactor de Acido Benzoico.

Columna llena de líquido.

Dimensiones estimadas según información obtenida:

42 ft. alto.

2 ft. diámetro.

Material de construcción: Acero inoxidable 316 o 304.

Calor necesario: $305 \text{ kg/hr} \times 2.2 = 670 \text{ lb/hr.}$ Temperatura de: 68°F a 300°F .

$$670 \times 0.4 \times (300-68) = 62,500 \text{ BTU/hr.}$$

Calentamiento con Dowtherm: a 14.7 psi (500°F)

$$1\text{b/hr Dowtherm} = 62,500/133.6 = 470$$

C-1 Condensador de productos reacción.

Eliminar: $62,500 \text{ BTU/hr.}$

$$\text{Agua} = \frac{62500}{20} = 3125 \text{ lb/hr.}$$

7.0 GPM.

Condensador con un flujo de agua de enfriamiento de 7 GPM.

Material de construcción: Acero inoxidable 304.

D-1 Decantador productos reacción.

Por hora: 54 lt. agua

305 lt. tolueno

359 lt. tolueno

Tomando 2 horas: 720 lt. aprox. 200 gal.

Recipiente de decantación: 200 gal.

Material de construcción: Heresite.

D-1 Torre destilación Tolueno-Ac. Benzoico.

Alimentación:

Acido Benzoico: 346 k = 6.55 lb. mol.

Tolueno: 31 k = 0.742 lb. mol.

7.292

$$X_a = 0.102$$

$$x_p = 0.995$$

$$X_R = 0.0142$$

$$\left(\frac{L}{V}\right)_{\min.} = 0.265$$

$$\left(\frac{L}{V}\right) = 0.345$$

Método Gráfico Mc Cabe-Thiele: 6 platos.

Suponiendo eficiencia 40%: 15 platos.

$$V = 0.137$$

$$\text{Volumen Vapor} = 0.137 \times 7.292 \times \frac{359}{3600} \times \frac{760}{586} \times \frac{473}{273} = 0.225$$

$$D \sqrt{0.225/0.785} = 0.55 \text{ ft}$$

$$= 7 \text{ pulgadas}$$

Torre de 15 platos.

Diámetro: 7 pulgadas.

Altura: $15 \times 1.5' = 22.5 \text{ ft.}$

Material de construcción: Acero inoxidable 316.

H-1 Hervidor para torre.

$$Q = V \times A \times U = 14,500 \text{ BTU/hr.}$$

$$p.e. = 200^{\circ}\text{C} = 392^{\circ}\text{F.}$$

Calentamiento con Dowtherm: 14.7 psia (500°F)

$$U = 30$$

(Según Boletín 125-3-59

"Dowtherm"; Dow, Chem. Co.)

$$A = 14,500 / 30 \times (500 - 392) = 5 \text{ ft}^2$$

$$+ 25\% = 7 \text{ ft}^2$$

Calentador de 7 ft^2 área calentamiento.

Material de construcción: Acero inoxidable 316.

- Condensador de Torre TD-1

Tolueno evaporado: 68.2 lb/hr 0.742 moles.

$$Q = 0.742 \times 14,500 = 10,800 \text{ BTU/hr.}$$

$$\text{Agua enfriamiento} = \frac{10,800}{95-75} = 540 \text{ lb/hr.}$$

$$= 1 \text{ GPM.}$$

T-2 Tanque disolución Ac. Benzoico.
 Base 1 hora: 364 kg. Acido Benzoico
 Solubilidad en agua caliente (85°C) = 22 kg/1000 lt.
 Necesítanse: 16,600 lt/agua
 Tanque de 4500 GAL.; agitada.
 De acero inoxidable 316 ó 304.

H-2 Calentador agua de disolución.
 16,600 lt/hr. de 68°F a 185°F
 $Q = 16,600 \times 2.2 \times 1.0 (185-68) = 4,300,000 \text{ BTU/hr.}$

Valor de 100 psi: 327°F

$$\Delta T = 190$$

$$A = 4,300,000 / 190 \times 300 = 75 \text{ ft}^2$$

$$+ 20\% = 90 \text{ ft}^2$$

(U = 300; agua-vapor)

Calentador tubos-carcasa con 90 ft² área calentamiento.

Material de construcción: Carcasa: acero.

Tubos: cobre.

D-2 Asentador Solución Ac. Benzoico.
 Tanque más o menos similar al tanque de disolución, -
 tomando como base una hora: 7000 GAL. Car. Acero -
 inoxidable 316.

K-1 Cristalizador continuo.

Enfriamiento:

$$16.600 \times 2.2 \times 1.0 (185-68) = 4.300.000 \text{ BTU/hr.}$$

$$= 159.000 \text{ lb/hr.}$$

$$\text{Agua } 4.300.000/77-50 = 320 \text{ GPM}$$

Seleccionando un cristalizador, del Chemical Engineers' Handbook" (Perry J.A).

Cristalizador, acero inoxidable 316 ó 304.

Espacio: Largo 100'

Ancho 50'

Alto 10'

F-1 Filtro Continuo.

Un filtro Oliver horizontal, con capacidad filtrante de 200 lb/hr-ft²

Filtro de 3 ft. diám.

Acero inoxidable 316.

Bombas de vacío y de filtrado.

H-3 Calentador, fusión Ac. Benzóico.

Tanque 150 GAL. acero inoxidable 316 ó 304 con serpentín.

Calor requerido.-

$$\text{Calor de fusión: } 61 \text{ BTU/lb.}$$

$$(122^{\circ}\text{C})$$

$$364 \times 2.2 \times 61 = 49.000 \text{ BTU lb.}$$

R-2 Reactor de Fenol.

Columna llena de líquido, con aspersores en el fondo.

Dimensiones estimadas según información obtenida:

30' alto

21' diámetro

Material de construcción: Acero inoxidable 316 ó 304

Temperatura de reacción: 450°F (232°C)

Presión: 25 psia

$$Q = 364 \times 2.2 \times 0.43 (450-250) = 69,000 \text{ BTU/hr.}$$

Vapor: agua para formar azeotropo agua-fenol: (.1% fenol en peso)

$$\text{Agua (vapor 25 psi)} = \frac{280}{0.091} = 3080 \text{ k/hr}$$

280 k/hr. fenol

2800 k/hr. agua

TD-2 Torre destilación primaria Ac. Benzoico, Agua-Fenol.

Alimentación:

Agua: 2800 k/hr = 342 lb. mol.

Fenol: 280 k/hr = 6.55 lb.mol.

Ac. Benzoico: 40 k/hr = 0.72 lb.mol.

349.27 lb.mol.

Considerando una mezcla binaria: ácido benzoico-agua:

Acido Benzoico: 348.55 lb-mol.

Agua: 0.72 lb-mol.

349.27 lb-mol.

$$X_a = 0.995$$

$$X_p = 0.999$$

$$X_R = 0.064$$

$$\left(\frac{L}{V}\right)_{\min} = 0$$

$$\left(\frac{L}{V}\right) = 0.0 + 1-0/4 = 0.25$$

Método Gráfico Mc Cabe Thiele: 3 platos.

Suponiendo eficiencia 40%: 8 platos.

$$V = 1.33$$

$$\text{Volumen vapor} = 1.33 \times 349.27 \times \frac{359}{3600} \times \frac{760}{586} \times \frac{373}{273} = 82.8 \text{ ft}^3/\text{seg}$$

$$\text{Velocidad} = 2-3 \text{ ft/seg.}$$

$$\text{Sección: } 33.1 \text{ ft}^2$$

$$D = \sqrt{33.1/0.785} = 6.5 \text{ ft}$$

$$= 78'' \text{ pulgadas.}$$

Torre de 8 platos.

Diámetro: 78 pulgadas

Altura: $8 \times 1.5' = 12 \text{ ft.}$

Acero inoxidable 304, o níquel.

H-4 Hervidor para torre TD-2

$$Q = A \times V \times \Delta T = 1.335 \times 349.27 \times 974 \times 18 = 820,000 \text{ BTU/hr.}$$

$$T_{eb} = 212^\circ\text{F}$$

$$\text{Vapor } 327^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{820,000}{50 \times 327 - 212} = 143 \text{ ft}^2$$

$$+ 20\% = 171 \text{ ft}^2$$

Calentador con 171 ft^2 área calentamiento.

Acero inoxidable 316, o níquel.

C-3 Condensador para torre TD-2

Azeotropo evaporado: 342 moles/hr.

$$342 \times 974 \times 18 = 615,000 \text{ BTU/hr.}$$

$$\text{Agua enfriamiento} = 615,000 / 95 - 75 = 31,000 \text{ lb/hr.}$$

$$= 62 \text{ GPM.}$$

$$\Delta T_M = 127$$

$$A = 615,000 / 127 \times 50 = 97 \text{ ft}^2$$

$$+ 20\% = 120 \text{ ft}^2$$

H-5 Enfriador azeotropo agua-fenol.

Enfriamiento de 100°C a 20°C

$$Q = 6765 \times 0.96 \times (212 - 68) = 930,000 \text{ BTU/hr.}$$

$$\Delta T_M = (212 - 75) - (68 - 50) / \ln 137/18 = 59$$

$$A = 930,000 / 59 \times 50 = 315 \text{ ft}^2$$

$$+ 20\% = 380 \text{ ft}^2$$

$$\text{Agua enfriamiento} \frac{930,000}{95 - 75} = 37,200 \text{ lb/hr.}$$

$$= 75 \text{ GPM}$$

D-3 Decantador:

Base 1 hora = 3080 lt.

$$= 815 \text{ gal.}$$

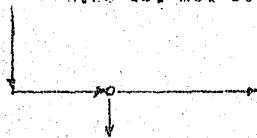
Recipiente de 850 GAL;

Material de construcción: Acero inoxidable 304.

A-24

342 lb. mol agua

6.55 lb. mol fenol



0.0168 Fenol

0.9832 Agua

A 0.331 Fenol

0.669 Agua

$$0.0168B + 0.331A = 6.55$$

$$A + B = 348.55$$

De donde:

$$A = 2.23 \text{ lb. moles}$$

$$B = 346.32 \text{ lb. moles}$$

En A; van 31.6 kg. fenol por hora.

12.2 kg. agua por hora.

Entran A Torre TD-3

En B; van 248.4 k. fenol por hora

2787.8 k. agua por hora

Entran al sistema torres TD-4-5

Td-3 Torre azeotropo agua-fenol.

Alimentación: 33.1 mol % fenol

66.9 mol % agua

$$X_a = 0.669$$

$$X_p = 0.9832$$

$$X_R = 0.005$$

$$V = 0.0306$$

Método Gráfico; (datos del: "Elements of Fractional Distillation", Robinson and Gilliland, Mc Graw Hill).

Columna de: 8 platos.

Suponiendo eficiencia de 40%: 20 platos.

$$\text{Volumen Vapor} = 2.23 \times 0.0306 \times \frac{359}{3600} \times 760 \times 373 = 0.0122 \text{ ft}^3/\text{seg}$$

$$\text{Sección} = 0.0122 \text{ ft}^2$$

$$D = \sqrt{0.0122/0.785} = 0.13 \text{ ft}$$

$$= 2 \text{ pulgadas}$$

Torre de 20 platos.

2 pulgadas de diámetro.

Altura de 20x1.5 = 30 ft.

Material de construcción: Níquel-Acero inoxidable 304.

H-6 Hervidor de torre TD-3

p. eb: 100°C

$$Q = A \times V \times = 2.23 \times 0.0306 \times 970 \times 18 = 1.200 \text{ BTU/hr.}$$

$$\text{Más calor sensible: } 96.5 \times 0.95 (212-68) = 13.200 \text{ BTU/hr.}$$

$$\text{TOTAL} = 14.400 \text{ BTU/hr.}$$

$$ATM = 144 \text{ (Vapor } 327^{\circ}\text{F)}$$

$$A = \frac{14.400}{144 \times 50} = 2 \text{ ft}^2$$

$$+ 30\% = 4 \text{ ft}^2$$

Calentador de 4 ft²

Acero inoxidable 304

C-4 Condensador para torre TD-3

Se evaporan 96.4 lb. agua-fenol, por hora

$$p. e. 100^{\circ}\text{C}$$

$$Q = 96.4 \times 974 = 96.000 \text{ BTU/hr.}$$

$$\text{Agua enfriamiento} = 96.000 / (95 - 75) = 4800 \text{ lb/hr.}$$

$$= 10 \text{ GPM}$$

$$\text{ATM} = 81$$

$$A = 96000 / (50 \times 81) = 24 \text{ ft}^2$$

$$+ 30\% = 31 \text{ ft}^2$$

Condensador de 31 ft² área.

Material de construcción: Acero inoxidable 304.

TD-4 Torre azeotrópica agua-fenol.

Alimentación: Agua 342.0 lb. mol/hr.

Fenol 5.824 lb. mol/hr.

(Datos de "Elements of Fractional Distillation", cita repetida).

$$V = 10.07$$

Método Gráfico = 15 platos.

Suponiendo eficiencia de 50% = 30 platos.

$$\text{Volumen Vapor} = 10.07 \times 347.82 \times \frac{359}{3600} \times \frac{760}{586} \times \frac{373}{273} = 625 \text{ ft}^3/\text{seg.}$$

$$\text{Velocidad} = 3 \text{ ft/seg.}$$

$$\text{Sección} = 200 \text{ ft}^2$$

$$D = \sqrt{200 / 0.785} = 16.1 \text{ ft}$$

$$= 196 \text{ pulgadas}$$

Torre de 30 platos.

Diámetro 196 pulgadas.

Altura $30 \times 1.5' = 45 \text{ ft.}$

Material de construcción: Níquel-Acero inoxidable 304
(Torre muy cara; y de instalación muy complicada, ya que se requiere de una nivelación minuciosa de cada plato al colocarlo, con el fin de que el fraccionamiento sea correcto).

La torre no tiene calentador, en vista de que se puede usar vapor vivo, ya que el residuo es agua.

$$Q = V \Delta h = 10.07 \times 347.8 \times 974 \times 18 = 61.500.000 \text{ BTU/hr.}$$

$$\text{Sensible} = 3040 \times 2.2 \times 0.95 (212-60) = \underline{920.000 \text{ BTU/hr.}}$$

$$\text{TOTAL} \quad 62.420.000 \text{ BTU/hr.}$$

$$\text{Vapor: } \underline{62.420.000} = 64.000 \text{ lb/hr.}$$

74

TD-5 Torre azeotropo fenol-agua.

Alimentación: Fenol 5.824 lb. mol.

Agua 10.776 lb. mol.

16.6 lb. mol.

(Datos del libro citado)

$$V = 0.0306$$

Método Gráfico: 8 platos.

Suponiendo 40% eficiencia: 20 platos.

$$\text{Volumen Vapor} = 0.0306 \times 16.6 \times \frac{359}{3600} \times \frac{760}{586} \times \frac{373}{273} = 0.091 \text{ ft}^3/\text{seg}$$

$$\text{Sección} = 0.091 \text{ ft}^2$$

A-28

$$D = \sqrt{0.091/0.785} = 0.34 \text{ ft.}$$

$$= 5 \text{ pulgadas.}$$

Torre de 20 platos.

Diámetro 5 pulgadas.

Altura de $20 \times 1.5' = 30 \text{ ft.}$

Acero inoxidable 304-Níquel.

H-7 Hervidor de torre TD-5

$$Q = A \times V \times = 16.6 \times 0.0306 \times 974 \times 18 = 9.000 \text{ BTU/hr.}$$

$$Q = 443.4 \times 2.2 \times 0.95 (212-68) = \underline{134.000 \text{ BTU/hr.}}$$

$$143.000 \text{ BTU/hr.}$$

Vapor de 327°F

$$\Delta T M = 144$$

$$A = \frac{143.000}{144 \times 50} = 20 \text{ ft}^2$$

$$+ 30\% = 36 \text{ ft}^2$$

Calentador de 36 ft^2 área.

Material de construcción: Acero inoxidable 304.

C-5 Condensador torres TD-4 y TD-5

$$1a) Q = 340.5 \times 2.2 \times 974 \times 18 = 1.360.000 \text{ BTU/hr.}$$

$$2a) Q = 10.97 \times 2.2 \times 974 \times 18$$

$$A_{\text{agua}} = \frac{1.360.000}{95-75} = 68.000 \text{ lb/hr.}$$

$$= 14 \text{ GPM}$$

$$\Delta T M = 81$$

$$A = 1.360.000/81 \times 50 = 336 \text{ ft}^2$$

$$+ 20\% = 400 \text{ ft}^2$$

Condensador con 400 ft² área; y 14 GPM de agua enfriamiento.

Material de construcción: Acero inoxidable 304.

4-8 Enfriador, azeotrópico de torres TD-4 y TD-5.

Elimina calores sensibles de las mezclas.

1a) Torre 920,000 BTU/hr.

2a) Torre 134,000 BTU/hr.

1,054,000 BTU/hr.

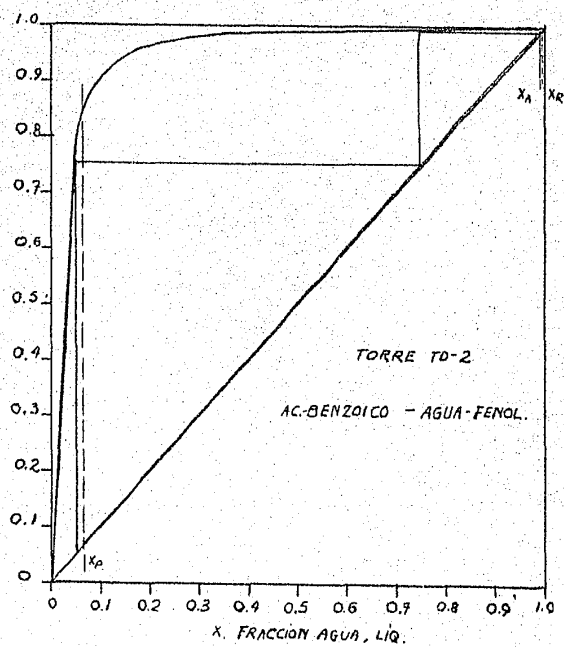
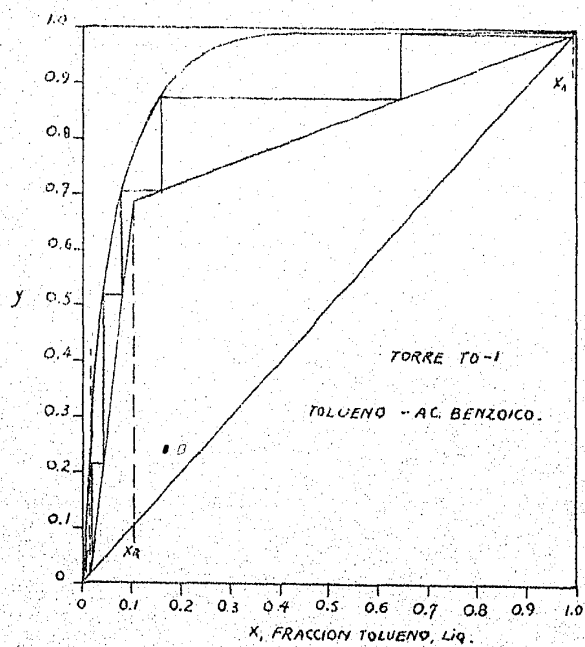
$$\Delta T = 59$$

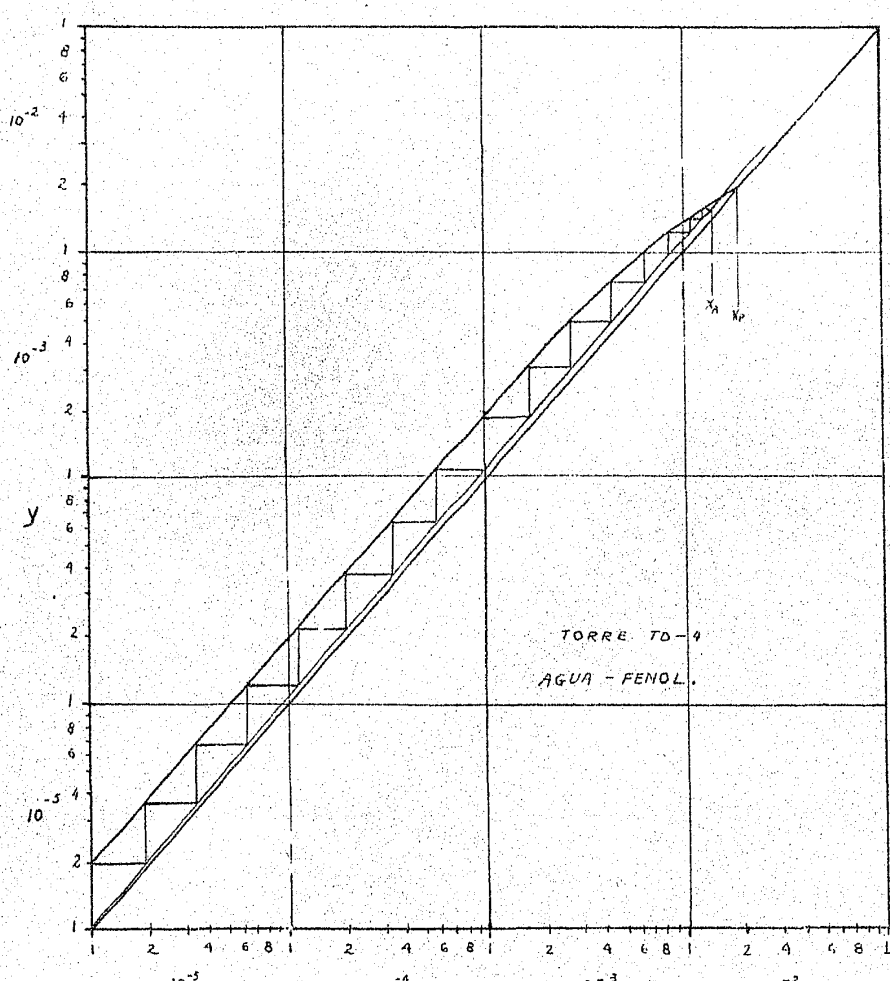
$$A = 1,054,000 / 59 \times 50 = 360 \text{ ft}^2$$

$$+ 20\% = 430 \text{ ft}^2$$

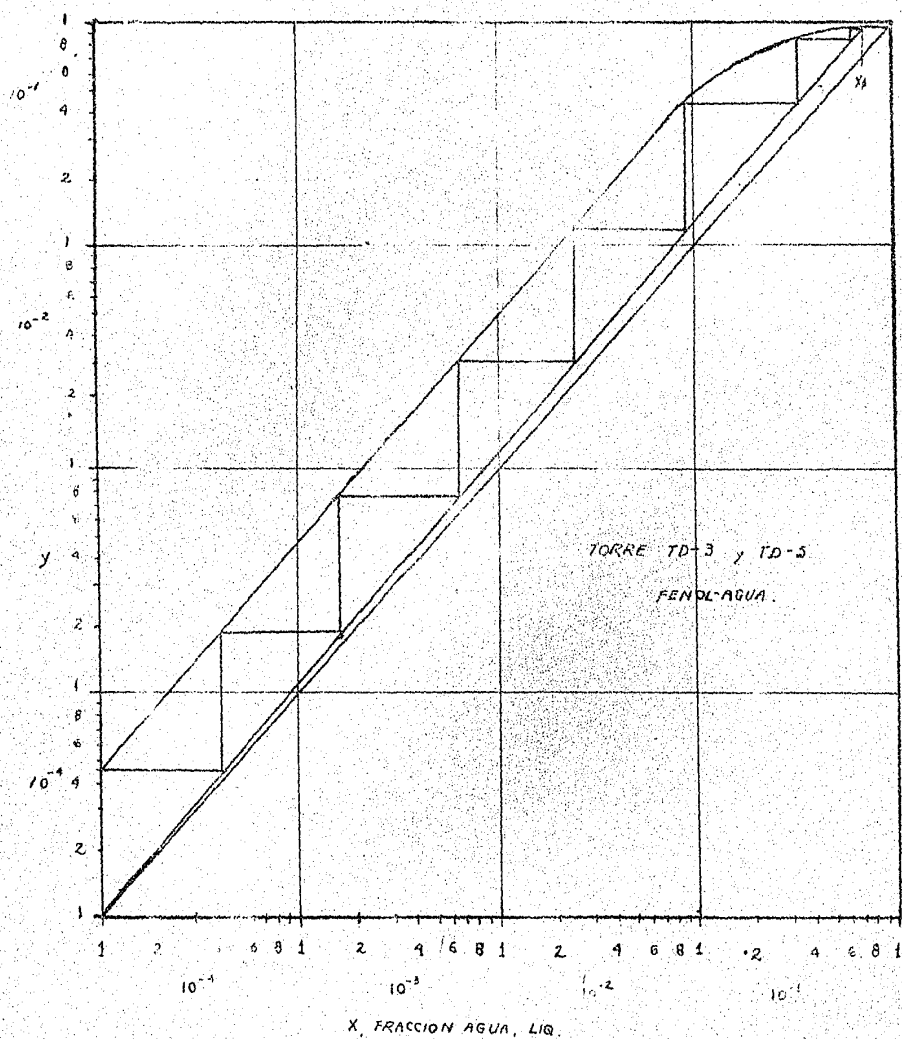
Enfriador de 430 ft² área.

Material de construcción: Acero inoxidable 304.





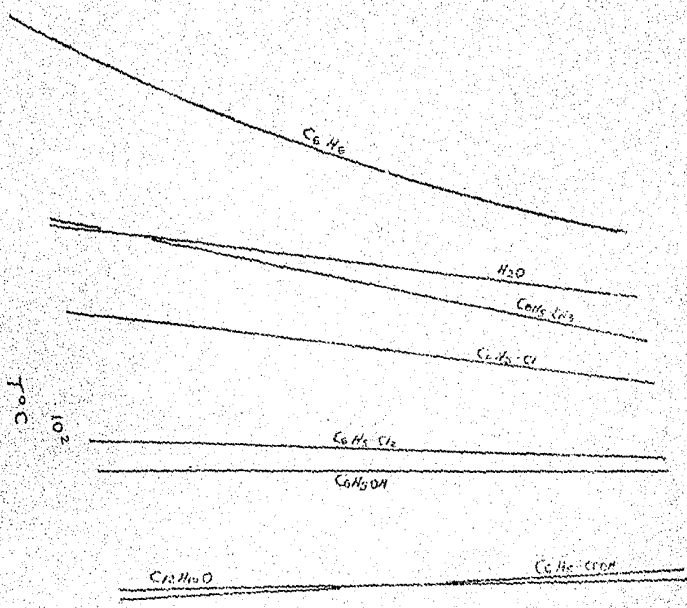
X , FRACCION. FENOL. LIQ.



100
10

mm Hg

PRESIONES DE VAPOR - mm Hg.
T °C



BIBLIOGRAFIA.

- 1.- Anuario Estadístico de Comercio Exterior.- Editado por la Sra. de Industria y Comercio. Años 1952-1961.
- 2.- Aries F.S. and Newton R.O. "Chemical Engineering Cost Estimation". Mc. Graw Hill Book Co. Inc. New York. 1955.
- 3.- Clarke Loyal. "Manual for Process Engineering Calculations". Mc. Graw Hill Book Co. Inc. New York. 1947.
- 4.- Crawford E.M. Chem Eng. Progress. Vol. 46, p.403 (1950).
- 5.- Chemical Rubber Publishing Co. 41st. Edition. (1959-1960) "Handbook of Chemistry and Physics".
- 6.- Chilton Cecil. "Cost Engineering in the Process - Industries". Mc. Graw Hill Book Co. Inc. New York. 1960.
- 7.- Faith W.L. Keyes, D.B. and Clark R.L. "Industrial Chemicals". 2nd. Edition. John Wiley & Sons, Inc. 1957.
- 8.- Groggins I.H. "United Processes in Organic Synthesis". Mc. Graw Hill Book Co. Inc. New York. 1952.
- 9.- Gordon Joseph. "Petroleum Refiner" Vol. 40 No. 6. p. 193-206; June (1961).
- 10.- Guía de la Industria Química, 5a. Edición.- Editorial Cosmos. México, D.F. (1962).
- 11.- Kern Donald Q. "Process Heat Transfer". Mc. Graw Hill Book Co. Inc. New York, 1950.
- 12.- Kirk Othmer, Encyclopedia of Chemical Technology. The Interscience Encyclopedia Inc. New York, 1960.
- 13.- Kenyon R.L. and Boehmer M. "Modern Chemical Processes". Reinhold Publishing Co. New York. 1960.

- 14.- Raeding W.W.; Lindblom R.O. and Temple R.O. Ind. & Eng. Chem. Vol. 53, No. 10 p. 805-808. Oct. 1961.
- 15.- Petrochemical Handbook. Reprint from Pet. Refiner. Nov. 1961.
- 16.- Perry J. H. "Chemical Engineers Handbook". Mc. Graw Hill Book Co. N.Y. 3rd Ed. 1960.
- 17.- Robinson and Gilliland. "Elements of Fractional - Distillation. Mc. Graw Hill Book, Co. Inc. N. Y. 1955.
- 18.- Sherwood. "Synthetic Phenol Manufacture"; Petroleum Processing.
Part. 1 Sept. 1953, p. 1348-1354
Part. 2 Oct. 1953, p. 1543-1945
Part. 3 Nov. 1953, p. 1722-1728.
- 19.- Sittig Marshall. Petroleum Refiner; Vol. 41 No. 8 p. 129-132; Aug. 1962.
- 20.- Tonn William H. Jr. Chem. Eng. p. 157-160. Nov. 1954.
21. Vilbrandt F.C. and Dryden Ch. E. "Chemical Engineering Plant Design". Mc. Graw Hill Book, Co. Inc. 1959.
- 22.- Williams W.H. and Agnello L.A. Ind. and Eng. Chem. Vol. 52, No. 11, p. 896-900. Nov. 1960.