

2y: 76



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

**ANTEPROYECTO DE PLANTA PARA LA
PRODUCCION DE GUAYACOL**



**EXAMENES PROFESIONALES
FAC. DE QUIMICA**

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A:
JESUS GUILLERMO ROJAS FAJARDO



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

INDICE POR CAPITULOS

INTRODUCCION.

CAPITULO I.

CAPITULO II.

CAPITULO III.

CAPITULO IV.

CAPITULO V.

CAPITULO VI.

CAPITULO VII.

CAPITULO VIII.

CAPITULO IX.

ANEXO I.

GENERALIDADES

SELECCION DE RUTA QUIMICA

ESTUDIO DE MERCADO

**INGENIERIA BASICA Y ESPECIFICACION
DE EQUIPO**

ESTUDIO ECONOMICO

ESTUDIO DE DISTRIBUCION DE PLANTA

MANUAL DE OPERACION

DISCUSION

CONCLUSIONES GENERALES

BIBLIOGRAFIA

**PROPIEDADES FISICAS DE LOS REACTIVOS
POR ORDEN DE APARICION EN LAS RUTAS
QUIMICAS (CAP. II)**

ESPECIFICACIONES DEL PRODUCTO.

INDICE GENERAL

	<u>PAG.</u>
<u>INTRODUCCION</u>	I
I GENERALIDADES	1
1.- Propiedades físicas y químicas del o-Metoxifenol (Guayacol)	2
2.- Utilización farmacéutica y farmoquímica del Guayacol	4
3.- Utilización en la Industria de los Polímeros	7
3.1 Como agente de transferencia de cadena	7
3.2 Como estabilizador de degradación	9
3.3 Como antioxidante	11
4.- Consideraciones finales	13
II SELECCION DE RUTA QUIMICA	15
1.- Presentación	16
2.- Desglose de cada ruta química	19
2.1.1 Métodos de obtención de Guayacol por hidroxilación catalítica del anisol	19
a) Hidroxilación catalizada por Fe, Cr o Ni.	20
b) Hidroxilación catalizada por ácido monocloroacético y ácido fosfórico.	21

	PAG.
c) Hidroxilación catalizada por perborato de sodio y ácido bórico.	22
d) Hidroxilación catalizada por cloruro de aluminio	23
2.1.2 Método de obtención de Guayacol por hidroxilación con ácido trifluoro peroxiacético del -- Anisol.	25
2.1.3 Método de obtención de Guayacol por diazoación de o-Anisidina	28
2.1.4 Método de obtención de Guayacol por oxidación de Lignina con Óxido mercurico.	31
2.1.5 Método de obtención de Guayacol por reducción de acetovainillina	34
2.1.6 Método de obtención de Guayacol por esterificación de Catecol.	37
3.- Análisis técnico de las rutas químicas para la Síntesis de Guayacol. (procedimiento heurístico).	40
4.- Análisis económico de las rutas químicas para la Síntesis de Guayacol (análisis de Peters)	41
5.- Desglose de las rutas químicas para la Síntesis de Anisol	50
5.1 Método de obtención de anisol por metilación de fenol con sulfato de dimetilo.	50
5.2 Método de obtención del anisol por "Síntesis de -- Williamson"	53
5.3 Método de obtención de anisol por esterificación de fenol.	56
6.- Análisis técnico de las rutas químicas para la síntesis de anisol (procedimiento heurístico)	61
7.- Análisis económico de las rutas químicas para la síntesis de anisol (análisis de Peters)	62

	PAG
8.- Selección de la ruta química. Conclusiones del capítulo	64
III. ESTUDIO DE MERCADO	66
1. Presentación	67
2. Mercado farmacéutico	67
2.1 Determinación de los Centros de Consumo y Producción de Guayacol. Mercado Potencial	67
2.1.1 Mercado farmacéutico.- Estudio de la demanda	68
2.1.2 Mercado farmoquímico.- Estudio de la demanda	71
2.2 Distribución y comercialización del Guayacol. Estudio de la oferta	75
2.3 Análisis de consumo aparente. Determinación de la capacidad económica de la planta en función de la proyección de la demanda.	80
2.4 Estudio de disponibilidad de materias primas	85
3.- Mercado Sucedáneo	89
3.1 Determinación y alcance del mercado sucedáneo. Mercado potencial (BHT)	89
3.2 Distribución y comercialización del BHT	91
3.3 Análisis de consumo aparente	93
4.- Localización de Planta	101
4.1 Localización de mercados de consumo	101
4.2 Localización de los centros de abastecimiento de materia prima	103
4.3 Elección de la ubicación	103

	PAG
IV. INGENIERIA BASICA Y ESPECIFICACION DE EQUIPO	108
1. Bases de diseño	109
2. Elaboración del balance de materia	114
2.1 Escalamiento	115
2.2 Balance de materia por etapa de operación	117
Reacción 1.- Obtención de anisol	
Reacción 2.- Obtención de guayacol	
2.3 Especificación de corrientes	120
3. Elaboración del diagrama de flujo	122
4. Cálculo y selección del equipo	124
4.1 Diseño de tanques de almacenamiento y mezclado	124
4.1.1 Tanques de almacenamiento horizontales	124
4.1.2 Tanques de almacenamientos verticales	129
4.1.3 Tanques mezcladores verticales	133
4.2 Diseño de reactores	136
4.2.1 Reactor enchaquetado R-201	136
4.2.2 Reactor enchaquetado R-202	146
4.3 Cálculo del equipo de transferencia de calor	151
4.3.1 Cálculo del serpentín del tanque TAC-101	151
4.3.2 Cálculo de la línea trazada. Intercambiador de doble tubo	157
4.3.3 Cálculo del intercambiador de reflujo E-201	162
4.3.4 Cálculo del intercambiador de desobrecalentamiento E-202	170

	PAG	
4.4	Cálculo del equipo de bombeo	183
4.4.1	Cálculo de las bombas (método simplificado)	183
4.4.2	Cálculo de la bomba BO-301. Balance de -- Bernoulli	186
4.5	Cálculo de la Torre de Destilación	191
4.5.1	Cálculo de la sección empacada	192
	a) Cálculo de la altura de la unidad de transferencia	195
	b) Cálculo del número de unidades de trans- ferencia	197
4.5.2	Cálculo del diámetro de la torre	199
4.6	Cálculo de los servicios auxiliares	202
4.6.1	Cálculo de la caldera	202
4.6.2	Cálculo de la desmineralizadora	204
5.	Lista general de equipo de proceso	206
	Sección 1.- Zona de almacenamiento de disolventes	206
	Sección 2.- Zona de producción	207
	Sección 3.- Zona de servicios auxiliares	212
5.1	Hojas de especificación del equipo de proceso	214
6.	Válvulas	228
6.1	Especificaciones de ingeniería	228
	a) Diseño	
	b) Normas de construcción	
	c) Pruebas	
6.2	Principales tipos de válvulas y funcionamiento	231
6.3	Hojas de especificación de válvulas	231

7.	Lista general de equipo de instrumentación	233
7.1	Hojas de especificación de instrumentación	235
V.	ESTUDIO ECONOMICO	239
1.	Presentación	240
2.	Gastos preoperativos y de arranque.	241
2.1	Estimación global de los gastos preoperativos y de arranque.	243
3.	Inversión Fija.	244
3.1	Estimación del costo del equipo primordial de proceso.	246
3.2	Estimación de inversión fija mediante el uso de factores.	248
4.	Capital de Trabajo.	249
4.1	Estimación del capital de trabajo.	253
5.	Inversión Total	254
6.	Estimación de costos y presupuestos de operación.	255
6.1	Presupuesto de ingresos	256
6.2	Presupuesto de egresos	257
6.2.1.	Costos de operación	257
6.2.2.	Cargos fijos de inversión.	267
6.2.3.	Cargos fijos de operación.	269
6.2.4.	Gastos Generales.	270
7.	Punto de Equilibrio.	272
8.	Estudio de alternativas de financiamiento.	276
8.1.	Presentación de las opciones de financiamiento.	277
8.2.	Desglose y descripción de cada alternativa.	277
8.3.	Estudio de financiamiento del proyecto.	285

	PAG.
9. Estados financieros proforma.	286
10. Balances generales proforma.	287
10.1 Activos de la empresa.	287
10.2 Pasivos de la empresa.	288
10.3 Capital contable.	289
11. Evaluación Económica	289
VI. ESTUDIO DE DISTRIBUCION DE PLANTA	294
1. Concepto de distribución de planta	295
2. Objetivos del estudio de distribución de planta	295
3. Etapas en la planeación de la distribución de planta	296
4. Buenas prácticas de manufactura a observar en el diseño y operación de las áreas productivas	298
5. Cálculo de las áreas requeridas por departamento e insumo. (información básica necesaria).	303
5.1 Cálculo de áreas de almacén	308
5.2 Cálculo del área de laboratorios	309
5.3 Area de fabricación	310
5.4 Area de acondicionamiento	310
5.5 Area de almacenamiento de disolventes	310
5.6 Area de talleres y servicios auxiliares	311
5.7 Areas administrativas y de servicios especial	
5.8 Areas conexas	312
6. Presentación general de las áreas de la planta	314
Resumen y planos	

	PAG.
VII. MANUAL DE OPERACION	318
1. Objetivos del manual de operación	319
2. Operación técnica. Orden maestra	320
2.1 Presentación	320
2.2 Discusión general del proceso	320
2.3 Orden maestra	323
1ra. etapa de proceso. obtención de anisol.	
2da. etapa de proceso. obtención de O-Metoxifenol	
2.4 Disposiciones de seguridad e higiene a ser observadas en el diseño y operación de las áreas productivas	339
2.4.1 La seguridad industrial. Programa de seguridad de la empresa	339
2.4.2 Medidas generales de prevención de accidentes	340
3. Operación Administrativa	346
3.1 Definición del organigrama	346
3.2 Definición de responsabilidades por puesto y área	346
3.3 Lineamientos de operación general	346

	PAG.
VIII DISCUSION	364
IX CONCLUSIONES GENERALES	370
Bibliografía	372
Anexo 1.- Especificaciones del producto	385

"INTRODUCCION"

INTRODUCCION

La Industria Farmacéutica y la Química-Farmacéutica son de las más dinámicas del país y por desgracia, también de las más dependientes del exterior para su operación. Basta mencionar que el 57% de los principios activos que requiere la industria farmacéutica son de importación, causando una erogación de aproximadamente 250 millones de dólares anuales, que tienen un fuerte impacto a nivel empresarial y social en nuestro país. (*)

Por otra parte, la industria farmoquímica sufre también esta dependencia al manejar tecnologías cuyo grado de integración nacional es apenas del orden del 45% en promedio. (*)

La fuerte escalada inflacionaria que vivimos, aunada al deslizamiento de la paridad cambiaria con respecto al dólar, ha generado la imperiosa necesidad de incrementar y diversificar la producción nacional de farmoquímicos y productos químicos intermedios. Resultado de esta necesidad ha surgido una joven y pujante industria -- farmoquímica compuesta por 82 empresas que en sus 15 a 20 años de presencia en el mercado han logrado cubrir el 60% de los requerimientos. (*)

En este marco toman especial significación los proyectos encaminados a la sustitución de importaciones que contemplen el desarrollo ó adaptación de tecnologías basadas en materias primas nacionales para la producción de fármacos y productos químicos intermedios.

El presente trabajo contempla los anteriores lineamientos como un objetivo primordial, tratando de establecer la factibilidad técnico-económica de la producción de un fármaco tan versátil como el guayacol, el cual es a la vez principio activo e intermediario químico en la síntesis de otros productos.

En la elaboración de este estudio se pretende reproducir todos los pasos de planeación e ingeniería de un proyecto real, llegando hasta la proposición del manual de operación de la planta y la distribución funcional de sus áreas.

(*) Diario Oficial . Jueves 23 de Febrero de 1964.

En él se explican los fundamentos del tratamiento realizado a los datos de producción de quayacol y se resume información de manuales, libros y reclamos esperando con ello que sea didáctico y pueda servir en un momento dado como manual en la realización de otros proyectos.

Espero que el estudio que se presenta a continuación sea de utilidad para determinar la factibilidad de la producción de quayacol y - para hacer palpable la necesidad de fortalecer y apoyar a la industria farmacéutica y farmoquímica nacional.

Jesús Guillermo Rojas Fajardo

Noviembre 1986

CAPITULO I.

GENERALIDADES.

CAPITULO I
GENERALIDADES

Dentro de la gran cantidad de insumos que la industria nacional requiere en el área de materias primas y productos químicos intermedios, encontramos uno de particular interés para la industria farmacéutica y de potencial utilidad para la industria de los polímeros, el o-metoxifenol.

Mejor conocido como Guayacol, el o-metoxifenol (junto con algunos derivados) entra en la formulación de múltiples preparaciones farmacéuticas líquidas, como son los jarabes indicados para enfermedades del tracto respiratorio.

Por otra parte, el isómero para, en mayor medida que el isómero orto, puede ser agregado a las cargas de polimerización aprovechando sus propiedades como inhibidor de polimerización, antioxidante y antidegradante.

Su uso como producto químico intermedio para la síntesis química de saborizantes no se ha estudiado, sin embargo, este campo representa una de sus aplicaciones potenciales más amplias.

1.- PROPIEDADES QUIMICAS Y FISICAS.-

El o-metoxifenol también llamado Guayacol, metilcatecol u o-hidroxi anisol, es una masa cristalina de color blanco, que sin embargo, se presenta comúnmente como un líquido transparente de sabor amargo, -olor característico balsámico y capacidad de refracción alta. Se oxida con facilidad en presencia de luz y aire, razón por la cual toma una coloración amarillenta.

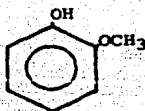
La densidad de los cristales es de 1.129 g/cm^3 en tanto que la del líquido es de 1.112 g/ml .

Su punto de fusión es de 24°C , sin embargo, es común encontrarlo en estado líquido aún a temperaturas mucho menores debido a que es altamente higroscópico.

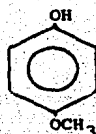
Su punto de ebullición es de 204 a 206°C a 1 atm de presión.

Un gramo del compuesto se disuelve en 60 a 90 ml de agua, 1 ml de éter y es totalmente miscible con alcohol, cloroformo, éter, ácido acético glacial y diversos aceites, lo mismo que en soluciones de NaOH y KOH . (1)

La molécula del Guayacol presenta grupos funcionales que identifican a dos familias químicas orgánicas: los fenoles y los éteres. Es por ello que el compuesto conserva algunas propiedades generales de éstas como lo son la formación de puentes de hidrógeno con la consiguiente elevación del punto de ebullición y una solubilidad en agua comparable a la de los alcoholes. (2.)



o-Metoxifenol



p-Metoxifenol

Formula condensada: $\text{C}_7\text{H}_8\text{O}_2$
 Peso molecular: 124.13
 Composición porcentual: C 67.73% ; H 6.49% ; O 25.78%

Se le puede obtener por extracción natural o síntesis química.

En forma natural se extrae de la creosota que a su vez se obtiene del alquitrán vegetal producto de la destilación de la madera de la haya (Fagus Selvática). (3)

Por vía sintética se le puede obtener mediante procesos generales de hidroxilación, reducción, diazoación y eterificación a partir de diferentes materias primas entre las que se tiene al anisol, la o-anisidina, el pirocatecol, etc.

2.- UTILIZACION FARMACEUTICA Y FARMOQUIMICA DEL GUAYACOL.-

Desde el punto de vista farmacéutico el Guayacol es una droga que actúa sobre el tracto respiratorio modificando el ritmo de las secreciones y coadyuvando a su eliminación. Se le administra en el tratamiento de la tos y del asma bronquial.

Las drogas que poseen la propiedad de calmar la tos reciben el nombre de antitusivos, los cuales actúan sobre el reflejo tusígeno por acción periférica sobre las mucosas o bien en forma directa sobre el centro de la tos.

Entre los antitusivos de acción periférica se encuentran los expectorantes, clasificación en la que se considera al Guayacol.

Los expectorantes son drogas que aumentan las secreciones bronquiales, de manera que se reduce la viscosidad de las mismas favoreciendo su eliminación (expectoración) y protegiendo al mismo tiempo a la faringe donde se genera el reflejo tusígeno. Los expectorantes pueden actuar por acción refleja irritando la mucosa gástrica, lo que provoca aumento de la secreción bronquial, o bien, por estimulación directa de las glándulas de la mucosa del aparato respiratorio.

El Guayacol actúa a nivel de la membrana estimulando en forma directa las glándulas que producen el mucus en tanto que sus derivados -

tienen acción refleja. (3)

Los derivados del Guayacol con acción expectorante se reducen a una sola sustancia conocida como Guafenesina, Guayacolato de Glicerilo o Éter Glicérico de Guayacol que es una sustancia irritante con potente acción refleja. Este es el expectorante más utilizado, se le obtiene por eterificación del Guayacol al hacerlo reaccionar con -- 3-cloro propanodiol (clorodiol) en medio acuoso.(4) Se le dosifica en 100 mg cada 4 horas siendo las mejores formas farmacéuticas, los jarabes dado que estas soluciones azucaradas y espesas protegen la mucosa faríngea.

En general, la Guafenesina y el Guayacol se administran por vía bucal y pueden causar trastornos gástricos en forma de náuseas y vómitos, que cesan rápidamente al suprimir la administración.

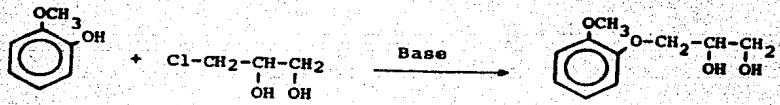
Desde el punto de vista farmacológico el Guayacol sirve como materia prima en la síntesis de Metocarbamol y Guacetisal (acetil salicilato de guayacol) además de la Guafenesina a la que ya nos referimos.

El Metocarbamol es un fármaco de gran demanda debido a sus propiedades como relajante muscular post-traumático.

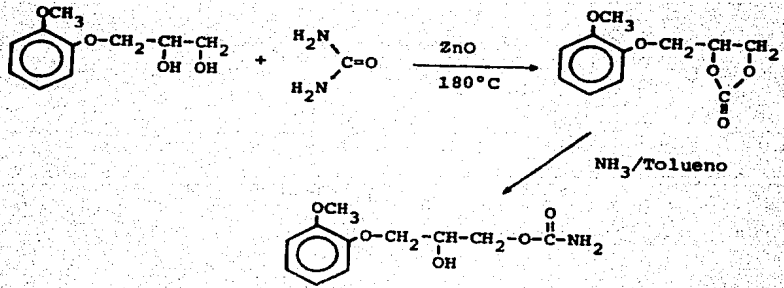
Se le sintetiza a partir de Guafenesina haciéndola reaccionar con urea en presencia de ZnO a 180°C y posterior tratamiento con amoníaco gas disuelto en tolueno. En México lo producen dos de las principales empresas farmacológicas Quimsi, S. A. de C. V., y Signa, -- S. A., las cuáles importan todo el Guayacol que consumen. (5)

Por otra parte, el Guacetisal es un excelente analgésico, presentando además propiedades antipiréticas y antiinflamatorias. Se le sintetiza haciendo reaccionar Guayacol con ácido salicílico en presencia de oxícloruro de fósforo y posterior tratamiento con anhídrido acético y ácido sulfúrico concentrado. Es un producto sustituto de la aspirina que no se produce en México. (6)

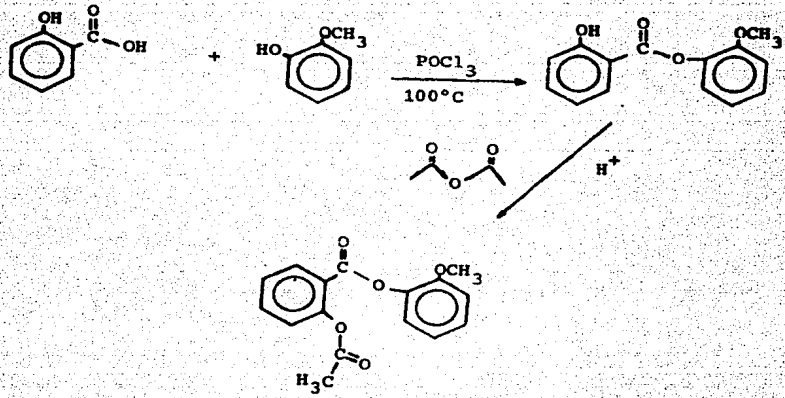
SINTESIS DE GUAFENESINA

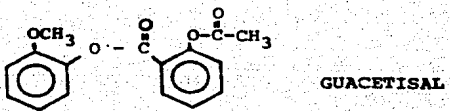
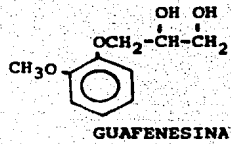
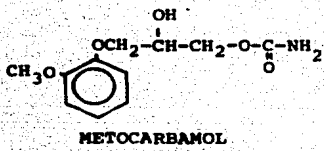


SINTESIS DE METOCARBAMOL



SINTESIS DE GUACETISAL





Es en función del gran consumo de estos 3 farmoquímicos que se puede inferir un mercado promisorio para el Guayacol como materia prima para la industria farmoquímica, sin olvidar su aplicación directa como expectorante.

3.- UTILIZACION EN LA INDUSTRIA DE LOS POLIMEROS.-

En cuanto a la industria de los polimeros, el Guayacol es un producto interesante ya que puede actuar como antioxidante y como inhibidor de polimerización a través del fenómeno de transferencia de cadena.

3.1. COMO AGENTE DE TRANSFERENCIA DE CADENA.-

El Guayacol actúa en polimerización tomando en cuenta principalmente el esquema cinético.

Al iniciarse la conversión de monómero a polímero, se pueden seguir 2 esquemas cinéticos generales: la polimerización de progresión geométrica, en la que cada polímero formado puede reaccionar con más monómeros o con otros polímeros siendo los polímeros resultantes tan reactivos como sus antecesores y la polimerización en cadena, en la

cual cada cadena de polímero crece rápidamente, adiciona monómero y muere. En ella un monómero no puede adicionarse a una cadena muerta ni puede unirse a otro monómero, sino solamente a una cadena en crecimiento. (7)

La polimerización en cadena se lleva a cabo en 3 pasos esenciales:

- Iniciación** Paso en que se crea un centro activo como un radical libre, un ión carbonio o un carbanión.
- Propagación:** Paso en que se adiciona más monómero a la cadena en crecimiento, lo cual se lleva a cabo muy rápidamente
- Terminación:** Desaparición del centro activo a través de copulación de 2 cadenas en crecimiento o por estabilización de una de ellas. (Desproporción).

Un agente de transferencia de cadena entra en polimerización en cadena en el paso de propagación proporcionando un protón a una cadena en crecimiento, terminándola e iniciando al mismo tiempo otra nueva cadena. Productos de esta naturaleza son muy usados para reducir el peso molecular de las cadenas de polímero, especialmente en aquellos cuyo mecanismo comprende radicales libres. Estos agentes son adicionados en proporción de 1 contra 200 partes de monómero lo cual es suficiente para hacer su trabajo.



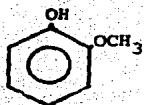
Cuando la velocidad de consumo de monómero es prácticamente igual a la velocidad de formación de radicales libres, la velocidad total de polimerización disminuye debido a transferencia de cadena, considerándose como "Transferencia de Cadena Degradativa", ya que inhibe el crecimiento y el agente recibe el nombre de inhibidor. (7)

Casi todos los monómeros que contienen dobles ligaduras, se les -- agregan estos agentes para evitar que se polimericen durante su embarque y almacenamiento.

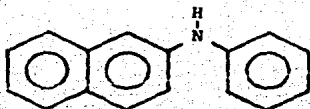
Desde el punto de vista más general, cualquier molécula de la cual un átomo de hidrógeno pueda ser sustraído para terminar una cadena y convertirse en un radical que adicione monómero, puede considerarse como un agente de transferencia de cadena. (7)

Los principales agentes de transferencia de cadena, son fenoles, quinonas o difenilaminas.

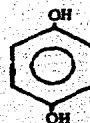
El Guayacol es un fenol con un hidrógeno ácido, razón por la cual actúa como agente de transferencia y precursor, sin embargo, su uso no es muy extenso frente a otros productos ya que sus radicales resultantes no reaccionan fácilmente con monómero.



Guayacol



Fenil-B-Naftil Amina (PBNA)



Hidroquinona

3.2. COMO ESTABILIZADOR DE DEGRADACION.-

La degradación es cualquier cambio indeseable en las propiedades del polímero una vez que se le ha puesto en servicio. Algunos ejemplos clásicos de ella son el agrietamiento en la cara exterior de las llantas y la resequedad que termina por romper las superficies plásticas.

Puede ser causada por agentes químicos y físicos entre los que podemos mencionar el calor, la luz ultravioleta, esfuerzos mecánicos y disolventes.

Para evitar los efectos degradatorios se acostumbra agregar a las formulaciones ciertos estabilizadores que interfieren con reacciones específicas.

Características deseables en estos estabilizadores son compatibilidad con el sustrato, ser incoloro, baja presión de vapor y baja toxicidad.

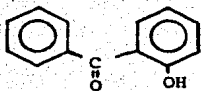
Algunas de las principales especies utilizadas como estabilizadores son fenoles, compuestos epóxicos, fosfitos, compuestos organometálicos de estaño y en los casos en que no se maneja color en los productos finales, carbón activado.

Contra los efectos de la luz ultravioleta se utilizan estabilizadores que la absorben y la irradian posteriormente en forma de calor. Su estructura generalmente comprende una insaturación adyacente a un grupo arilo estable. (7)

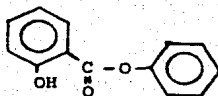
El Guayacol es un fenol cuya molécula es parecida a la de los estabilizadores ultravioleta, se oxida con facilidad en presencia de luz solar, razón por la cual una pequeña cantidad en la formulación evita o retarda la degradación del polímero. Su acción es particularmente efectiva para estabilizar polímeros que se degradan por el mecanismo de escisión de cadena en los que la luz ultravioleta es el principal agente degradativo, un ejemplo son los polímeros a base de etileno.

Sus propiedades no manchantes permiten su libre utilización en formulaciones que incluyan color.

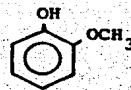
ESTABILIZADORES FENOLICOS



2-Hidroxibenzofenona



Salicilato de Fenilo



Guayacol

3.3. COMO ANTIOXIDANTE.-

Los antioxidantes son sustancias que retardan la oxidación causada por el oxígeno atmosférico a temperaturas moderadas. Se les utiliza extensamente en la fabricación de polímeros, productos de petróleo y alimenticios. Las especies antioxidantes más extensamente usadas son los fenoles y las diarilaminas.

Los antioxidantes tipo amina son generalmente más efectivos en el hule y se les utiliza en grandes volúmenes, sin embargo, la mayoría son coloridos y producen manchas por lo que su uso se reduce al caso en que el color no importa.

Los antioxidantes fenólicos son menos coloridos que las aminas y se usan en aplicaciones donde el color es necesario. Su importancia comercial va en aumento ya que la gran mayoría de los antioxidantes comerciales nuevos son de este tipo. En aplicaciones a alta temperatura, los fenoles polinucleares son generalmente preferidos sobre los monofenoles en función de su baja velocidad de sublimación. (8)

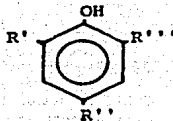
El Guayacol es un antioxidante fenólico que no produce manchas, de ahí que se recomienda en formulaciones que consideren color y cuyo uso final no represente la exposición a altas temperaturas.

Los antioxidantes cumplen su misión al interferir dentro del proceso de autooxidación en cadena por radicales libres.

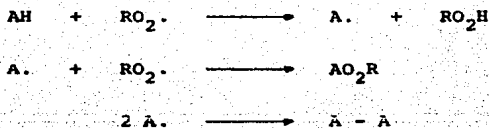
El proceso de autooxidación puede ser inhibido en los pasos de ini-

ciación y propagación.

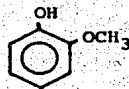
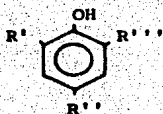
Los agentes que interrumpen el paso de propagación reducen marcadamente la velocidad de oxidación. Los antioxidantes comerciales más importantes que funcionan en esta forma son los fenoles de estructura:



El mecanismo de acción de los antioxidantes de propagación es actuar sobre los radicales $RO_2\cdot$ cediendo un hidrógeno y formando radicales libres, los cuales pueden desactivar un 2° radical $RO_2\cdot$. En general, podemos resumir el mecanismo de acción de los antioxidantes en el proceso conocido como transferencia de Cadena Degradativa. (7)

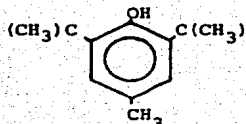


El Guayacol como ya vimos es un agente de transferencia de cadena que por sus características inhibe el paso de propagación del proceso de oxidación evitando con ello la destrucción del sistema polimérico. Su estructura por otra parte es similar al modelo de los fenoles antioxidantes más eficientes.

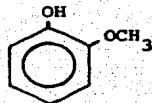


Uno de los antioxidantes más usados es el BHT (Butil Hidroxitolueno) el cual es agregado a productos alimenticios como preservador del sabor, así como a cargas de hule butilo y otros monómeros para evitar su polimerización durante el almacenamiento. Se le agrega en cantidades del 0.25 al 1% suficiente para proteger el polímero aún en condiciones altamente oxidantes. (7)

En términos generales el Guayacol funciona como un antioxidante -- efectivo en condiciones oxidantes moderadas, siendo un importante producto: sucedáneo del BHT.



Butil Hidroxitolueno (BHT)



Guayacol

4.- CONSIDERACIONES FINALES (RESUMEN)

De todas las anteriores disertaciones podemos observar que el Guayacol es un producto muy versátil cuyas propiedades le permiten tener diversas aplicaciones. Entre las principales encontramos:

- Antitusivo de acción periférica.
- Expectorante de estimulación directa. (Sus derivados son potentes expectorantes reflejos).
- Materia prima de la industria farmoquímica en la producción de Metocarbamol, Acetil Salicilato de Guayacol y Guafenesina.
- Regulador del peso molecular en polimerización por radicales libres, como agente de transferencia de cadena degradativa.

- **Estabilizador de degradación no manchante para polímeros coloridos de origen eténico.**
- **Antioxidante inhibidor de propagación no manchante sucedáneo del BHT.**

Su incidencia dentro de 2 diferentes industrias hace que su mercado y posibilidades de comercialización se diversifiquen haciendo interesante su producción industrial.

CAPITULO II.**SELECCION DE LA RUTA QUIMICA.**

CAPITULO II

SELECCION DE RUTA QUIMICA

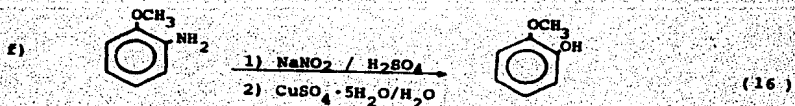
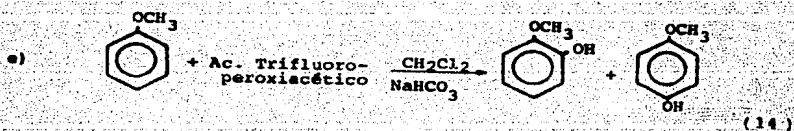
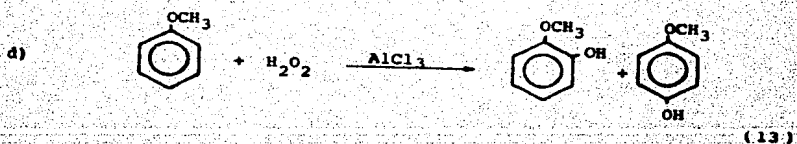
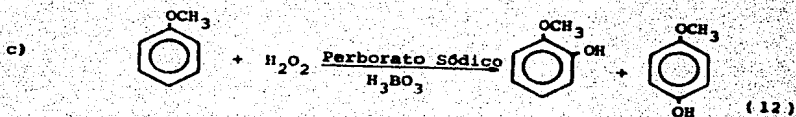
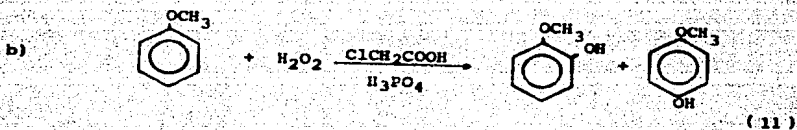
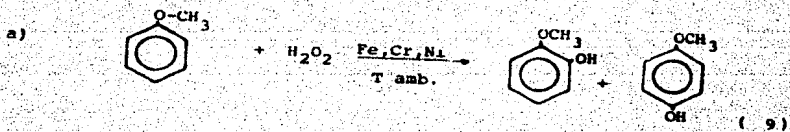
Análisis Técnico - Económico de Alternativas

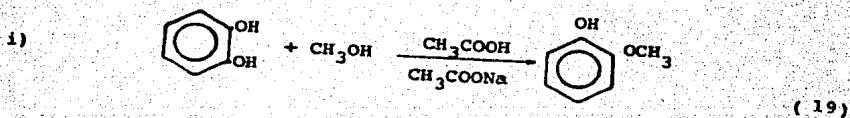
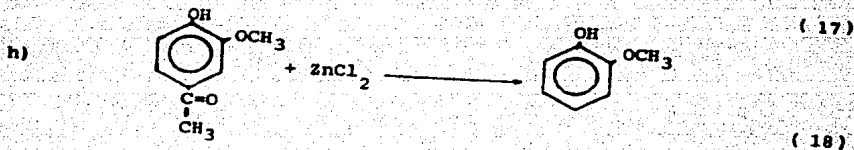
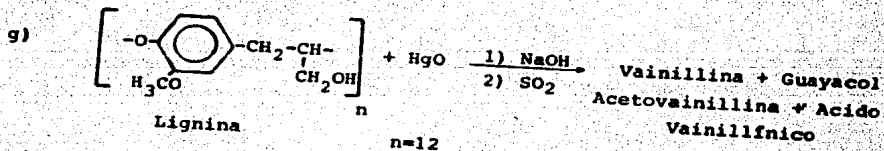
I PRESENTACION

En la síntesis de cualquier producto químico es decisivo el planteamiento de los diferentes métodos o secuencia de reacciones por los cuales puede ser obtenido. Estos métodos a los que llamamos "Rutas Químicas", deben contener la mayor cantidad de información posible, lo cual implica estudios bibliográficos y de laboratorio, así como estudios de disponibilidad de materias primas y cotizaciones.

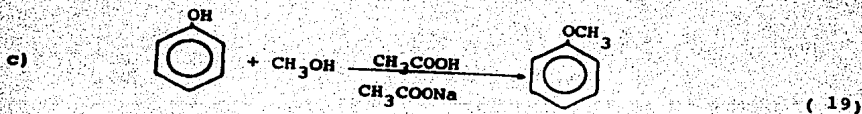
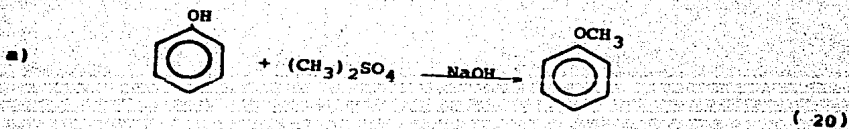
Del adecuado manejo de esta información dependerá la elección de la ruta química y por ende, toda la ingeniería y trabajos posteriores, de ahí la importancia de hacer una buena selección.

La revisión bibliográfica para el caso del o-metoxifenol, realizada en el Chemical Abstract y bancos de información por computadora, dió como resultado la recopilación de 9 rutas químicas para su obtención, 5 de las cuales parten de anisol. De ahí que se realizó una segunda búsqueda para el caso del anisol recopilándose 3 rutas químicas. Las susodichas reacciones son las siguientes:





Rutas Químicas para la Síntesis de Anisol.



2.- Desgloce de cada ruta química

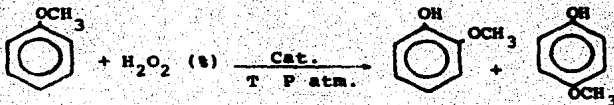
Para poder evaluar una ruta química y establecer su conveniencia sobre alguna otra, es preciso contar con una serie de datos técnicos y económicos. A continuación presentaremos la información recopilada para cada ruta química, puntualizando las condiciones de reacción, la técnica de laboratorio (cuando se cuente con ella), la integración nacional de los reactivos, la lista de equipo básico necesario y el diagrama de flujo tentativo, en cuya elaboración seguiremos un diseño heurístico.

La evaluación final será hecha en función de reglas heurísticas de proceso y del análisis de Peters.

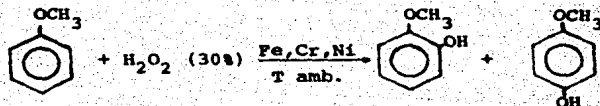
2.1. Rutas Químicas para la Síntesis de Guayacol

2.1.1 Métodos de obtención de guayacol por hidroxilación catalítica de anisol.

Las rutas químicas para sintetizar guayacol - por hidroxilación de anisol se pueden resumir en la siguiente reacción general, la cual, al variar los catalizadores y la concentración - del agua oxigenada da diversos rendimientos.



a) Hidroxilación catalítica con catalizador de: Fe, Cr, Ni o Acero.



t = 30 min.

P = Atmosférica

T = Ambiente

R = 65%

C.A. 77: 61547v (9)

Procedimiento de laboratorio :

En un matraz de 2 bocas se coloca una pastilla magnética y 0.5 g de limadura de acero. Se agregan 100 ml de anisol y se prepara un embudo de separación conteniendo 15 ml de H₂O₂ al 30%. Se coloca un aparato de destilación y se enciende la agitación. Se agita lentamente y se agrega gota a gota el agua oxigenada durante 30 min. al término de los cuales se destila el producto, obteniéndose un 65% de rendimiento en base al anisol. (9)

Análisis de Materias Primas:

Nacionales (10)

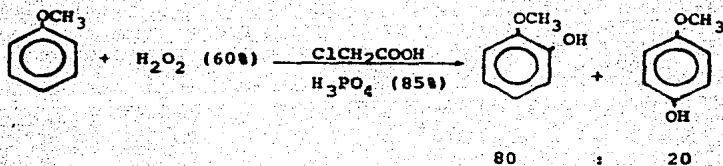
Agua oxigenada

Importadas

Anisol

% de Integración : 50%

b) Hidroxilación catalizada con ácido monocloroacético y fosfórico



t= 4 horas

P= atmosférica

T= 70°C

R_{total} = 57%

RELACION MOLAR

C.A. 80:145769 u (11)

Procedimiento de laboratorio:

En un matraz bola de 3 bocas provisto de agitación magnética, embudo de separación, refrigerante en posición de reflujo y mantilla de calentamiento, se colocan 100 g de anisol, 0.1 moles de ácido monocloroacético y 1 g de ácido fosfórico. La mezcla se agita y calienta a 70°C y se añaden 0.1 moles de agua oxigenada al 60%.

La mezcla de reacción se agita a esta temperatura por 4 horas al término de las cuales se destila el producto de reacción. Se obtiene un 57% de rendimiento. (11)

Análisis de Materias Primas:

Nacionales (10)

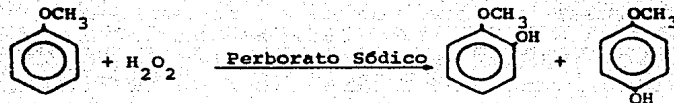
Ácido Monocloroacético
 Agua oxigenada
 Ácido Fosfórico

Importados

anisol

% de Integración: 75%

c) Hidroxilación catalizada con Perborato de sodio y ácido bórico.



datos:

t = 2 horas

P = atmosférica

T = 100°C

R_{Total} = 5%

C.A. 90: 167685x (12)

Procedimiento de Laboratorio:

En un matraz bola de 3 bocas se adapta un refrigerante en posición de reflujo y un embudo de separación conteniendo 15 ml de H₂O₂.

Se adicionan 100 ml de anisol y 2 g de perborato de sodio. Se calienta gradualmente hasta 100°C y se establece una agitación lenta. Se adiciona el H₂O₂ gota a gota y se deja a 2 horas, después de lo cual se destila el producto. Se obtiene un rendimiento del 5%. (12)

Análisis de Materias Primas:

Nacionales (10)

Agua oxigenada

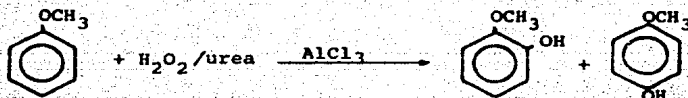
Importadas

anisol

perborato de sodio

Por ciento de integración: 33%

d) Hidroxilación catalizada por cloruro de aluminio:



t = 2 hrs.

P = Atmosférica

T = -20°C

R_{Tot} = 85%

2 : 1 RELACION MOLAR

C.A. 80: 120535 b (13)

Procedimiento de laboratorio:

Las reacciones de hidroxilación se llevarán a cabo con H₂O₂ en presencia de catalizadores del tipo de Friedel-Crafts (AlCl₃). Se fue adicionando lentamente AlCl₃ a una mezcla agitada de anisol y H₂O₂ - urea a -20°C para darnos un 85% de rendimiento de o y p-metoxifenol (2:1) después de 2 hrs. (13)

Análisis de Materias Primas:

Nacionales

Agua oxigenada

Urea

Tricloruro de Aluminio

Importados

Anisol

% de integración: 75%

Lista de equipo básico (general para los 4 procesos de hidroxilación)

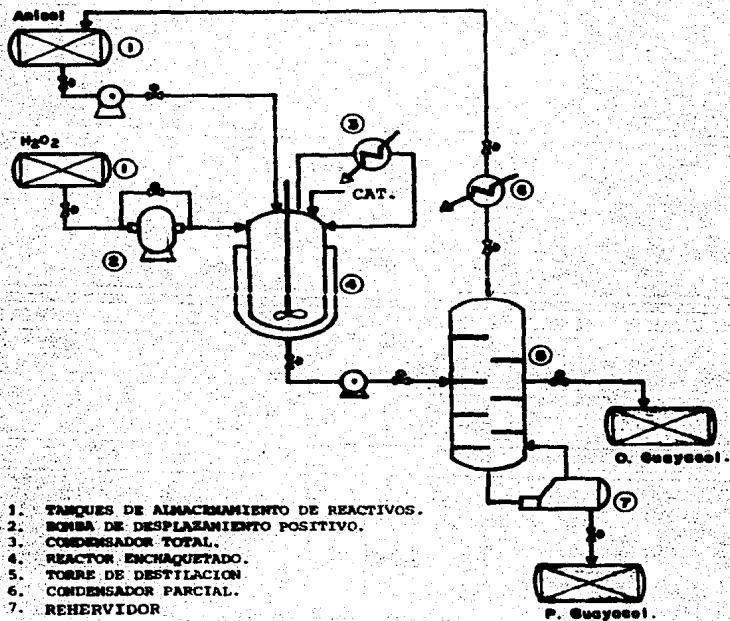
- 1 Reactor enchaguetado de acero inoxidable
- 1 Columna de destilación
- 1 Condensador total



TESIS PROFESIONAL
FACULTAD DE QUIMICA

No. de Hoja: 2.1
PROYECTO: POR-06/1
RUTA: 2. 1. 1.
SECCION: II - 2

PROCESO PARA LA OBTENCION DE GUAYACOL
POR HIDROXILACION CATALITICA DE ANISOL.



1. TANQUES DE ALMACENAMIENTO DE REACTIVOS.
2. BOMBA DE DESPLAZAMIENTO POSITIVO.
3. CONDENSADOR TOTAL.
4. REACTOR ENCHAQUETADO.
5. TORRE DE DESTILACION
6. CONDENSADOR PARCIAL.
7. REHIVIDOR

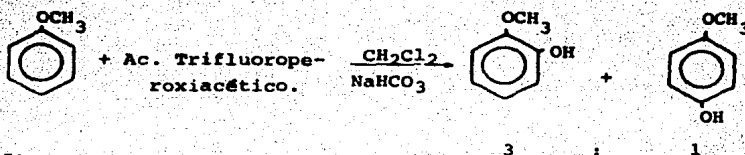
- 1 Condensador parcial
- 1 Agitador fijo
- 1 Bomba de desplazamiento positivo (engranes)
- Equipo de almacenamiento y bombeo (diagrama anexo). Hoja 2.1

Comentarios:

Los procesos de hidroxilación son relativamente comunes en la industria. Sus problemas operativos estriban en la agresividad del agua oxigenada y de los catalizadores empleados, los cuales se minimizan al utilizar equipos de acero inoxidable o vidriado y un sistema de seguridad eficiente.

A excepción de la ruta C, todas las demás representan una alternativa viable si se toma en cuenta el rendimiento, pero para tener una buena integración en cuanto a reactivos se necesita producir el anisol. Las condiciones no son drásticas y son factibles de escalarse industrialmente.

2.1.2 Método de obtención de Guayacol, por hidroxilación con ac. trifluoro peroxiacético del anisol.



Datos:

- t = 30 min.
- P = atmosférica
- T = 25°C
- R = 16%

RELACION MOLAR

Procedimiento de Laboratorio:

A una solución agitada de anisol (21.6 g, 0.2 mol) en 100 ml de cloruro de metileno, se le agrega gota a gota, una solución de ac. trifluoro peroxiacético (110 ml, 2.1 M) en cloruro de metileno - durante un periodo de 2 hrs. manteniendo la temperatura entre 15 y 20 °C.

Se continua agitando durante 30 min. ó el tiempo en el que el 95% del ac. peroxiacético haya sido consumido, manteniendo la temperatura en 25°C.

La mezcla se diluye en cloruro de metileno y se neutraliza con una solución de NaHCO_3 al 10%. Se desecha la fase acuosa y se seca la orgánica. El disolvente se separa por destilación.

El líquido residual se destila al vacío para darnos 12 g de anisol (p. eb. 51-53°C , 20 mmHg) y una fracción II de 4g (p. eb.55-90°C, 3 mmHg).

El análisis de la fracción II por cromatografía gas-líquida a 190°C sobre una columna empacada con DC 710 indica la presencia de 3 componentes. Comparando el cromatograma con cromatogramas de anisol, o y p-metoxifenoles, se demuestra que la mezcla está constituida por anisol (4%), o-metoxifenol (73-77%) y p-metoxifenol (18-23%).

La destilación fraccionada de la fracción II (a 4 mmHg) nos separa o-metoxifenol (p. eb. 53-55°C) y p-metoxifenol (p. eb.85-87°C). El anterior isómero fué recristalizado a partir de cloruro de metileno y hexano para dar cristales blancos de punto de fusión de 53-54°C. (14).

Análisis de materias primas:

NacionalesImportadas

Anisol

Ac. Trifluoro peroxiacético

Cloruro de Metileno

% integración: ----

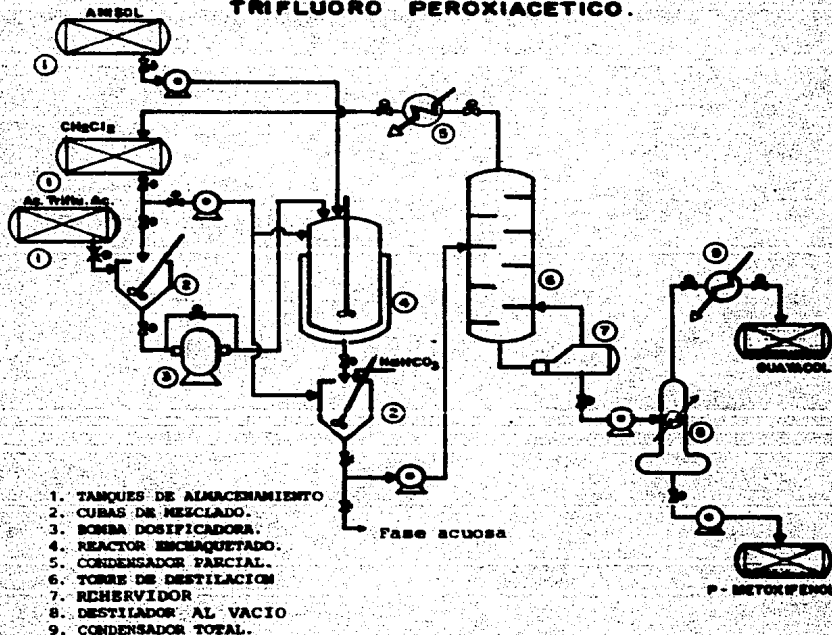


U. N. A. M.

TESIS PROFESIONAL FACULTAD DE QUIMICA

No. de Hoja: 2. 2
PROYECTO: PQR-88/1
RUTA: 2. 1. 2.
SECCION: II - 2

PROCESO PARA LA OBTENCION DE GUAYACOL POR HIDROGLICACION DE ANISOL CON ACIDO TRIFLUORO PEROXIACETICO.



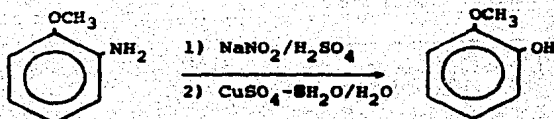
Lista de equipo básico: (15)

- 1 reactor enchaquetado de acero inoxidable
- 1 columna de destilación
- 1 destilador al vacío.
- 2 cubas de acero inoxidable
- 1 agitador portátil
- 1 condensador parcial
- 1 condensador total
- 1 bomba dosificadora
- 1 reservóior
- equipo de almacenamiento y bombeo
(diagrama anexo) Hoja 2.2

Comentarios:

El presente método no presenta problemas técnicos importantes y las condiciones que se requiere pueden ser alcanzadas fácilmente, sin embargo, el rendimiento es pobre desde el punto de vista industrial y los reactivos no son de fabricación nacional, además de que el incluir al CH_2Cl_2 como disolvente incrementa los equipos de separación y recuperación.

2.1.3. Método de Obtención de guayacol ; diazoación de o-anisidina.



Datos:

t = 3 hrs.

P = 1 atm

T₁ = 0-5°C T₂ = 95°C

R = 50=55%

- Herbst. Ger.Pat. 1,148236
(1963 a Hoechst)

- Productos Químicos y Farmacéuticos. Vol 2 Aromáticos Giral-Rojahn. pág. 816-817

Procedimiento de Laboratorio:

Una solución de sal de diazonio preparada de 20.7 ml de o-anisidina en 47 ml de ácido sulfúrico al 50%, 156 g de hielo y 11.5 g de nitrito de sodio en 33.3 ml de agua, mantenida en un baño entre 0-5°C, se hidrolizó con una solución de 106.33 g de sulfato cúprico pentahidratado en 166.5 ml de agua a 95°C. Se montó un sistema de extracción continua líquido-líquido con tolueno y después de evaporar el disolvente se obtuvieron 10 ml de guayacol, lo cual representa aproximadamente un 50% de rendimiento. La preparación de la sal de diazonio de be prolongarse durante 1 hr. cuando menos. (16)

Análisis de materias primas:Nacionales

Ac. Sulfúrico
 Nitrito de sodio
 Sulfato de cobre pentahidratado

Importadas

--o-Anisidina

% de integración: 75%

Lista de equipo básico:

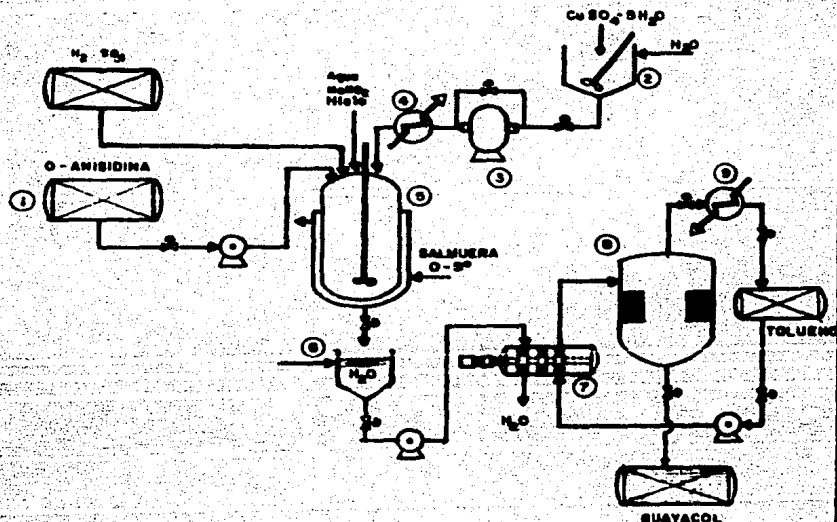
- 1 condensador parcial
- 1 reactor de acero inoxidable enchaquetado
- 1 evaporador de simple efecto
- 2 cubas de mezclado
- 1 cuba de lavado
- 1 agitador portátil
- 1 sistema de extracción continua líquido-líquido



TESIS PROFESIONAL
FACULTAD DE QUIMICA

No. de Hojas: 3
PROYECTO: PQR-88/1.
RUTA: 2.1.3.
SECCION: II-2

PROCESO PARA LA OBTENCION DE GUAYACOL
POR DIAZOACION DE O-ANISIDINA.



1. TANQUES DE ALMACENAMIENTO DE REACTIVOS.
2. CUBAS DE MEZCLADO.
3. BOMBAS DOSIFICADORAS.
4. INTERCAMBIADOR DE CALOR.
5. REACTOR ENCHAQUETADO.
6. CUBA DE LAVADO.
7. SISTEMA DE EXTRACCION CONTINUA.
8. EVAPORADOR DE SIMPLE EFECTO.
9. CONDENSADOR PARCIAL.

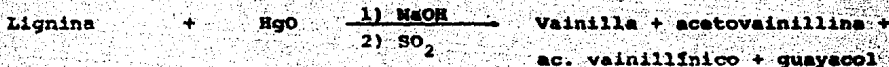
- 1 intercambiador de calor
 - 2 bombas dosificadoras
 - equipo de bombeo y almacenamiento.
- (Diagrama anexo) Hoja 2.3

Comentarios.

La presente reacción es específica para la producción de o-metoxifenol de ahí que no presente problemas serios en cuanto a la separación del producto final, sin embargo, tiene otra clase de problemas técnicos - como lo son la inclusión de un sistema de enfriamiento, equipos de extracción continua y de evaporación.

Los reactivos usados en la síntesis son en su mayoría de producción nacional, sin embargo, la o-anisidina tiene un alto precio y su producción está monopolizada por Hoechst. Las condiciones de reacción -- moderadas y el rendimiento aceptable la hacen factible de escalar a nivel industrial.

2.1.4 Método de obtención de guayacol por oxidación de lignina con óxido mercurico.



Datos:

t = 12 hrs.
 T = 100°C
 P = atm
 R = 7%

U.S. Pat. 2 433 227
 Lewis Peeri

Procedimiento de laboratorio:

La lignina se oxida con HgO en solución acuosa de NaOH y se acidificó con SO_2 dando compuestos libres de Hg tales como la vainillina acetovainillina y guayacol.

Una solución 1,500 partes de acetato de Hg en 5000 partes de H_2O , se trató en frío con una solución de 400 partes de NaOH en 20,000 partes de H_2O . El precipitado amarillo de HgO se filtró, se lavó con agua y se le suspendió en una solución de 800 partes de NaOH en 8000 partes de agua y se le agitó aumentándosele gradualmente 250 - partes de lignosulfonato de calcio (que contiene 150 partes de lignina). La mezcla se calentó a reflujo y agitación durante 12 horas y se enfrió. La mezcla se acidificó con SO_2 dando un precipitado gris y Hg libre. Se filtra el precipitado y el filtrado se acidifica con H_2SO_4 y se pone a ebullición para remover el SO_2 disuelto.

La solución ácida se extrae con EtOH, el extracto se le trata sucesivamente con bisulfito de sodio al 20%, bicarbonato de sodio al 8% y sosa al 5%. Las fracciones se obtuvieron en la siguiente proporción: 19% de compuestos solubles en NaHSO_3 , 39% de compuestos solubles en NaHCO_3 y 7% de compuestos solubles en sosa. Las fracciones contienen respectivamente vainillina y acetovainillina, ácido vainilínicoy finalmente guayacol. (17)

Análisis de materias primas:

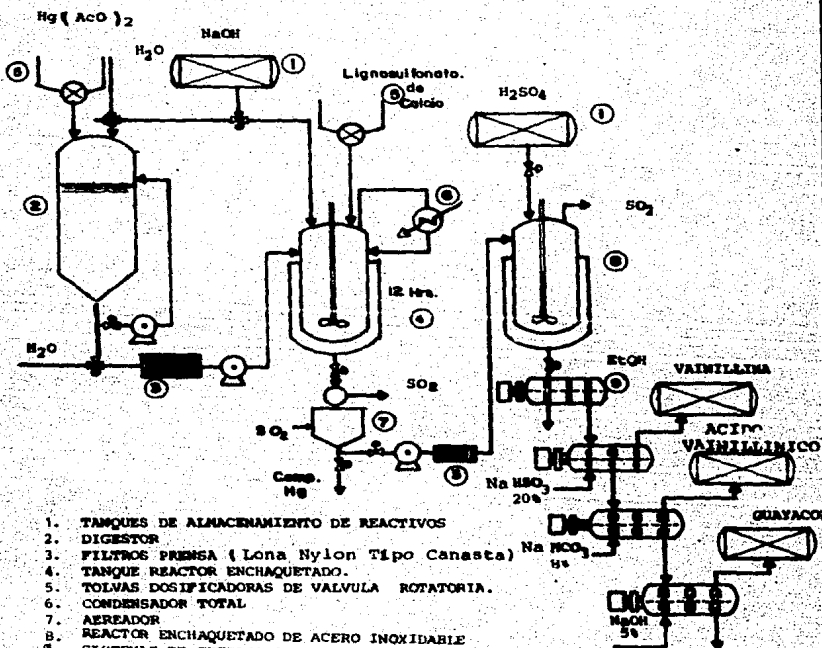
<u>Nacionales</u>	<u>Importadas</u>
Lignina (Lignosulfonato de calcio)	
Sosa cáustica	Acetato Mercurico
Etanol	
Dioxido de azufre	
Bisulfito de sodio	
Bicarbonato de sodio	



TESIS PROFESIONAL
FACULTAD DE QUIMICA

No. de Hoja. 2. 4
PROYECTO PQR-88/1
RUTA: 2.1.4.
SECCION: II - 2

PROCESO PARA LA OBTENCION DE
GUAYACOL POR OXIDACION DE LIGNINA CON
OXIDO MERCURICO.



Lista de equipo básico:

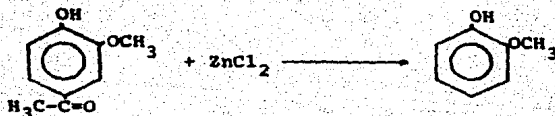
- 1 reactor enchaquetado de acero al carbón
 - 1 reactor enchaquetado de acero inoxidable
 - 1 digestor de acero al carbón
 - 2 filtros prensa con medio filtrante capaz de filtrar 20 μ.
 - 1 aereador de lecho fluidizado.
 - 1 condensador total
 - 2 tolvas dosificadoras
 - 4 sistemas de extracción liq-liq continuos en cascada
 - equipo de bombeo y almacenamiento
- (Diagrama anexo) Hoja 2.4

Comentarios:

Esta técnica representa el procedimiento de extracción natural de vainillina, en el cual se obtiene como producto secundario el guayacol. El proceso implica una gran cantidad de equipo y de disolventes, lo cual causa fuertes problemas en las separaciones. Por otra parte, la presencia de compuestos mercuriales hace que se requiera una mayor supervisión para evitar la contaminación de los productos finales cuyo principal aplicación está en las industrias farmacéutica y alimentaria.

Las materias primas que requiere este proceso en su mayoría son nacionales, pero el rendimiento es muy pobre y el tiempo de --- reacción es muy largo, por lo que no es muy recomendable como - proceso para obtener guayacol.

2.1.5. Método para la obtención de guayacol por reducción de acetovainillina.

**Datos:**

t = 30 min.
 T = 165-170°C
 P = atmosférica
 R = 40%

U.S. Pat. 3.057 927
 C.A. 1963 10123 f

Procedimiento de laboratorio:

El guayacol puede ser producido por calentamiento de acetovainillina en presencia de uno o más catalizadores del grupo $ZnCl_2$, $ZnBr_2$, H_3PO_4 , P_2O_5 y ácido polifosfórico.

Una mezcla de acetovainillina y $ZnCl_2$ (10-1 partes) es calentada en un baño de aceite a 165-170° durante 0.5 horas y la temperatura se incrementa gradualmente durante 15 min. hasta 260°. La mayor parte del destilado se obtiene durante los primeros 15 a 20 minutos -- después del aumento de temperatura. El rendimiento del guayacol puro es de 40%. (18)

Análisis de materias primas:

Nacionales
 Cloruro de Zinc

Importadas.
 Acetovainillina

% de integración : 50 %

Lista de equipo básico:

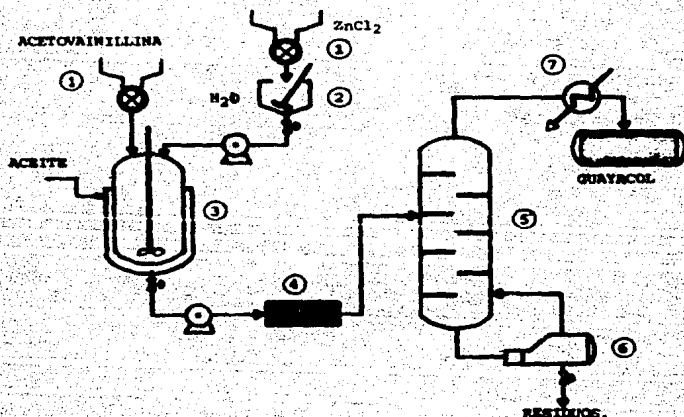
- 2 tolvas dosificadoras
- 1 cuba de mezclado
- 1 agitador portátil



TESIS PROFESIONAL
FACULTAD DE QUIMICA

No. de Hoja 2.5
PROYECTO: PQR-66/1
RUTA: 2-1-5
SECCION: II - 2

PROCESO PARA LA OBTENCION DE QUAYACOL
POR REDUCCION DE ACETOVAINILLINA.



1. TOLVAS DOSIFICADORAS.
2. CUBA DE MEZCLADO.
3. REACTOR RECHAQUETADO DE ACERO INOXIDABLE.
4. FILTRO PREENSA (Medio: Mallas de Inoxidable 300).
5. TORRE DE DESTILACION
6. REHEVIVIDOR
7. CONDENSADOR TOTAL.

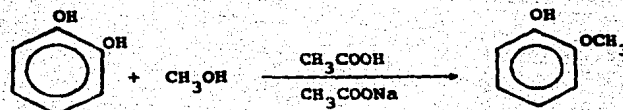
- 1 reactor enchaquetado de acero inoxidable
- 1 filtro prensa con medio de malla inoxidable para 50
- 1 columna de destilación
- 1 condensador total
- equipo de bombeo y almacenamiento
(diagrama anexo) Hoja 2.5

Comentarios:

La presente técnica es un método específico para la producción de o-metoxifenol que a pesar de ello presenta otros problemas. La acetovainillina es un producto natural que se obtiene del rizoma del cáñamo canadiense (*Apocynum cannabinum*) (1) , así como -- del rizoma de otras iridáceas. Esto la hace ser una materia prima cara que no se produce en México.

La operación no presenta problemas técnicos y minimiza el equipo necesario, sin embargo, su rendimiento es pobre (40%) y hace dudar en su escalamiento industrial.

2.1.6. Método de obtención de guayacol por esterificación de catecol.



Datos:

t = 5 hrs.
 T = 250°C
 P = 10 atm
 R = 95%

C.A. 96: 34843z
 Eur. Pat. Appl. Ep 37 353
 Ratton, Serge. (Rhône-Poulenc Ind.)

Procedimiento de laboratorio:

La presente invención pone en juego reactivos poco costosos y que conducen a la eterificación selectiva de una función fenólica de un compuesto.

En un tubo de vidrio resistente a la presión se introducen los reactivos siguientes: 2.3 g de acetato de sodio anhidro, 5 g de ácido acético, 5 ml de agua destilada, 5 ml de metanol y 0.5 g de pirocatecol. El tubo se sella, se calienta a 250°C bajo agitación y se mantiene a esa temperatura durante 5 hrs.

El sistema se enfría y se extrae de la mezcla acuosa el pirocatecol no transformado y el guayacol formado con la ayuda de éster isopropílico. El rendimiento de esta técnica es del 95% de guayacol. (19)

Análisis de materias primas

Nacionales

Metanol
Acido acético
Acetato de sodio

Importadas

Pirocatecol

% de integración: 75%

Lista de equipo básico:

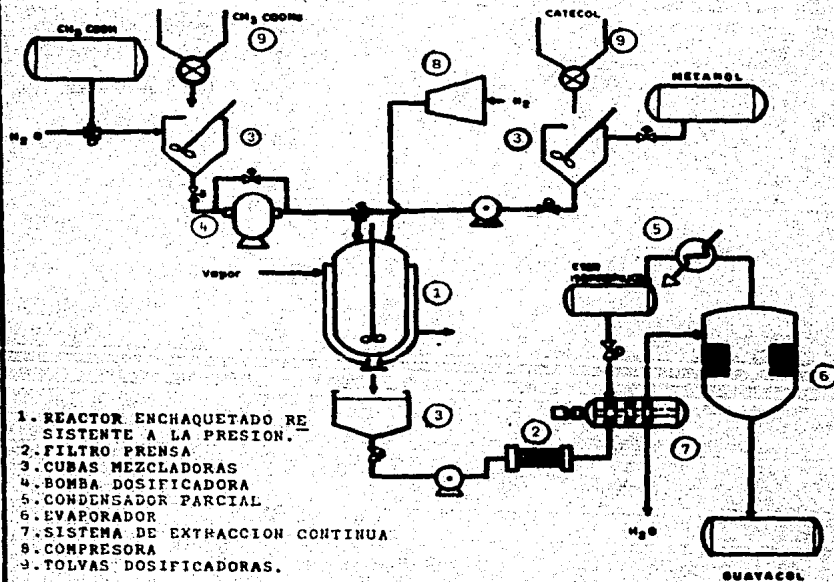
- 1 reactor encaquetado de acero inoxidable resistente a la presión.
- 1 filtro prensa
- 2 cubas mezcladoras
- 1 agitador portátil
- 1 bomba dosificadora
- 1 condensador parcial
- 1 evaporador
- 1 compresora
- 1 sistema de extracción
- equipo de bombeo y almacenamiento.
(diagrama anexo) Hoja 2.6



TESIS PROFESIONAL
FACULTAD DE QUIMICA

no. de Hoja: 2.6
 Proyecto: PGR-86/01
 Autor: J. L. G.
 Fecha: 11 -

**PROCESO PARA LA OBTENCIÓN DE
 QUAYACOL POR ETERIFICACIÓN DE CATECOL.**



Comentarios:

La presente técnica corresponde a una patente europea muy reciente cuya orientación es la eterificación en general de fenoles.

Sus condiciones son un poco drásticas pero susceptibles de llevarse a cabo; los reactivos son nacionales a excepción del pirocatecol y el rendimiento es excelente. Sin embargo, presenta problemas de aumento de equipo de separación y purificación, así como el manejo de un éter como disolvente lo cuál a nivel industrial no es recomendable.

3.- Análisis Técnico de las Rutas Químicas para la síntesis de Guayacol.

El análisis técnico de las rutas químicas se lleva a cabo mediante una evaluación empírica basada en sencillas reglas heurísticas de proceso.

Los factores que se tomen en cuenta en cualquier análisis de esta naturaleza son: presión, temperatura, tiempo, catalizador, número de pasos, entalpía y medio de reacción. De estos los aspectos de contaminación, fase, # de pasos, entalpía y medio de reacción, son muy similares entre las rutas químicas para la síntesis del guayacol, por lo que no consideramos que representen criterios de selección. Por el contrario aspectos tales como la integración nacional de los reactivos y la cantidad de equipo básico si son diferentes en cada una y por ende dignos de tomarse en cuenta.

De los factores escogidos, hay unos que tecnológicamente son más importantes que otros, de ahí que se les tenga que ponderar con una escala de calificación más alta. Así por ejemplo, la presión es más difícil de elevar que la temperatura razón por la cuál aquella deberá tener una escala más grande.

La ponderación de cada variable y el criterio heurístico seguido se presenta a continuación:

Presión	"Favorezca procesos a P atm. ó positiva moderada"	0 - 10
Temperatura	"Evite refrigeración ó temperaturas muy altas"	0 - 6
Tiempo	"Favorezca procesos de corta duración"	0 - 6
Eficiencia	"Favorezca procesos con la mayor eficiencia"	0 - 10
Catalizador	"Favorezca procesos no catalíticos ó bien aquellos que usen catalizadores nacionales"	0 - 4
Subproductos, Efluentes y Contaminantes	"Evite procesos complejos que incluyan muchas separaciones o tengan subproductos contaminantes"	0 - 4
Seguridad	"Evite procesos con disolventes inflamables ó reactivos tóxicos"	0 - 6
Integración	"Evite procesos con insumos de importación"	0 - 10
Equipo Complejidad del Proceso	"Evite procesos que por su complejidad aumenten la cantidad de equipo básico"	0 - 6

Las condiciones y características de cada ruta química se resumen en la tabla 3.1 y su calificación de acuerdo a la escala presentada anteriormente se presenta en la tabla 3.2 (anexo).

4.- Análisis Económico de las Rutas Químicas para la Síntesis de Guayacol.

El análisis de Peters es una técnica económica que conjuga los coeficientes estequiométricos de las rutas químicas a analizar con los precios de los reactivos involucrados.

El procedimiento permite tener un precio proporcional atribuible a la cantidad de reactivo gastada en la reacción con respecto al precio del producto final.

El criterio de selección lo da, al postular que la suma de los precios proporcionales de reactivos utilizados en la síntesis, no debe

ANEXO

Tabla 3.1

RUTA QUÍMICA	Presión	Temp. °C	Tiempo (hr)	Eficiencia (%)	Catalizador	No. Separaciones	Integración	Equipo	Seguridad
1.a	atmosf.	ambiente	0.5 hr	65%	nacional	1	50%	poco	regular
1.b	atmosf.	70°C	4 hr	57%	nacional	1	75%	poco	crítica
1.c	"	100°C	2 hr	5%	Dist.nal.	1	33%	poco	regular
1.D	"	-20°C	2 hr	85%	nacional	1	75%	poco	regular
2	"	ambiente	0.5 hr	16%	import.	2	----	regular	crítica
3	atmosf.	5°C/95°C	3 hr	55%	nacional	2	75%	regular	regular
4	"	100°C	12 hr	7%	Dist.nal.	6	85%	demasiado	regular
5	"	170°C	0.5 hr	40%	Nacional	2	50%	poco	normal
6	10 atm	250°C	5 hr	95%	nacional	3	75%	regular	crítica

ANEXO

Tabla 3.2

Factor de análisis	1a	1b	1c	1d	2	3	4	5	6	Escala Ponderada
Presión	10	10	10	10	10	10	10	10	5	0 - 10
Temperatura	6	4	4	0	6	0	4	2	2	0 - 6
Tiempo	6	2	4	4	6	2	0	6	2	0 - 6
Eficiencia	8	8	0	10	0	8	0	6	10	0 - 10
Catalizador	4	4	2	4	0	4	2	4	4	0 - 4
No. separaciones	4	4	4	4	2	2	0	4	8	0 - 4
Integración	4	8	2	8	0	8	8	4	8	0 - 10
Equipo	6	6	6	6	2	2	0	6	2	0 - 6
Seguridad	4	0	4	4	0	4	4	6	0	0 - 6
	52	46	36	50	26	40	28	46	35	

Los resultados de la tabla 3.2 muestran que las rutas 1a, 1b, 1d y 5, son las más recomendables desde el punto de vista tecnológico.

de rebasar el 35% del precio de venta del producto final, ya que si pasa lo contrario, la ruta química propuesta no será rentable y por ello puede ser desechada.

Para poder efectuar el análisis, sólo es necesario conocer el precio por Kg de los reactivos, el peso molecular de los mismos y la relación estequiométrica de la reacción siguiendo con estos datos el siguiente procedimiento:

$$\frac{\text{Precio de Reactivo}}{\text{Kg de Reactivo}} \cdot \frac{\text{Kg mol Reactivo}}{\text{Kg mol Producto}} \cdot \frac{\text{Kg reactivo/Kg mol reac.}}{\text{Kg producto/Kg mol prod.}} = \frac{\text{Precio Proporcional}}{\text{Kg Producto}}$$

Relación Estequiométrica
Relación de Pesos Moleculares

En la tabla 4.1 se presenta el desarrollo del método anterior para todos los reactivos involucrados en las rutas químicas presentadas. El precio proporcional de los reactivos de cada ruta se sumó para obtener el costo de reactivos/ Kg de producto, mismo que al compararlo con el precio de producto/ Kg, permite completar el análisis y hacer la discriminación. (Tabla 4.2)

ANEXO

Tabla 4.1.

REACTIVO	\$/Kg	P.M.	Kg. mol. reac. Kg. mol. prod.	Kg. react. Kg. prod.	\$/ kg. prod.
Anisol	3 637	108.13	1	0.87	3 164
H ₂ O ₂	700	34.02	0.1	0.27	19
ClCH ₂ COOH	808	94.50	0.1	0.76	61
H ₃ PO ₄	326	98.00	0.01	0.79	3
Borato de Sodio	4 346	61.84	0.03	0.50	65
AlCl ₃	1 266	133.34	0.1	1.07	135
Urea	142	60.06	0.1	0.48	7
Ac. Trifluoro	5 217	114.03	1	0.92	4 799
CH ₂ Cl ₂	469	84.94	7.77	0.68	2 478
o-Anisidina	4 212	123.14	1	0.99	4 169
NaNO ₃	500	69.00	1	0.55	275
H ₂ SO ₄	68	98.00	1.33	0.79	71
CuSO ₄ 5H ₂ O	753	249.68	2.36	2.01	3 572

CONTINUACION Tabla 4.1

REACTIVO	\$/Kg	P.M.	<u>Kg. mol reac.</u> <u>Kg. mol. prod.</u>	<u>Kg. react.</u> <u>Kg. prod.</u>	\$ / Kg. prod.
Acetato de Hg.	55 520	318.70	1	2.57	142 686
NaOH	91	40.00	4.72	0.32	137
EtOH	885	46.07	1	0.37	327
NaHSO ₃	520	174.11	1.22	1.40	888
Vainilla	8 813	166.17	1	1.34	11 809
ZnCl ₂	749	136.29	0.1	1.09	82
Pirocatecol	6 680	110.0	1	0.89	5 945
Metanol	59	32.04	30.75	0.26	472
Ac. Acético	266	60.05	20.75	0.48	2 649
Na(AcO)	628	82.04	7	0.66	2 901
NaHCO ₃	261	84.01	1	0.67	175
Gusyacol	5 840	124.13			

Precios de julio de 1986.

ANEXO TABLA 4.2.

	RUTAS QUIMICAS								
	1a	1b	1c	1d	2	3	4	5	6
Costo reactivo \$/Kg prod.	3 183	3 247	3 248	3 325	10 616	8 087	144 213	11891	11 967
Precio prod. \$/Kg prod.	5 840	5 840	5 840	5 840	5 840	5 840	5 840	5840	5 840
Utilidad Bruta	2 657	2 593	2 592	2 515	--	--	--	--	--
Concepto de Peters	0.54	0.55	0.55	0.57	1.82	1.38	24.7	2.04	2.05

$$\text{Concepto de Peters} = \frac{\text{Costo reactivo / unidad de producto}}{\text{Precio producto / unidad de producto}}$$

Una ruta química será económicamente rentable si el concepto de Peters \leq 0.35

Los precios presentados en la tabla 4.1 fueron obtenidos en su mayoría por cotización directa de productores y distribuidores nacionales. Los datos generales sobre el precio del producto, la empresa -- que lo cotizó y las observaciones que nos hicieron se presentan en la tabla 4.3 .

En el caso de los reactivos de importación, se les cotizó por dos - medios. Primeramente se consultó los precios reportados en el Chemical Marketing Reporter del 7 de julio de 1986 (o-anisidina, cloruro de zinc y pirocatecol) a los que se les cargó un 15% de impuesto arancelario que pagan los insumos de importación para la industria química-farmacéutica (33) y un 15% adicional por concepto de flete. Los reactivos restantes (ac. trifluoroacético, anisol, acetato mercurico y acetovainillina) se les cotizó por solicitud del precio por importación directa a través de Proveedor de Productos Químicos Mareva S.A. .

Los resultados obtenidos en la tabla 4.2 indican que ninguna de las rutas químicas planteadas es rentable, sin embargo, 4 de ellas se acercan al límite marcado por concepto de Peters (1a, 1b, 1c y 1d). Estas son las cuatro rutas correspondientes a la hidroxilación catalítica del anisol, las cuáles no son viables debido al alto costo de este insumo en relación al precio del guayacol.

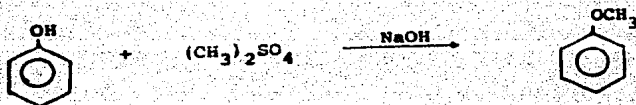
Tomando en cuenta el análisis técnico de estas rutas, podemos descartar a la ruta 1c por su bajísima eficiencia y a la ruta 1d por las condiciones criogénicas que requiere. De esta forma las rutas químicas más viables son la 1a y la 1b que parten de anisol.

El anisol ó metoxibenceno es un producto químico intermedio que no se produce en nuestro país; sus principales aplicaciones son en el ramo de la perfumería. Si el anisol pudiera ser producido en forma rentable, sin duda abarataría el costo de reactivos y haría factible la producción del guayacol, es por ello que se plantea la necesidad de realizar un estudio sobre la síntesis de anisol, el cual presentaremos a continuación.

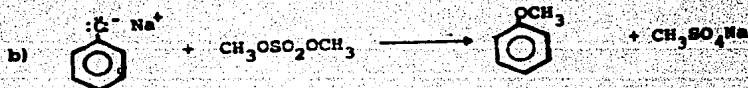
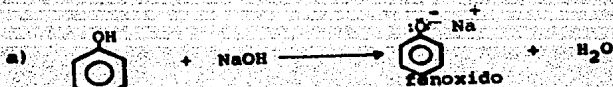
MATERIA PRIMA	CANTIDAD	EMPRESA QUE COTIZA	COMENTARIOS
Papel empacado (507)	3 700 / kg	Electroquímica Mexicana, S.A. Sitra. Paseo de León Tel. 533-38-95	Precio entre 1 y 3 Ton. presentación; precio por de 70 kg. Forma de papel C.E.P. - Chroma Certificado
Acido mancoestabilizante	5 808 / kg	Palaquillo, S.A. Tel. 583-49-88	Precio entre 100 y 1000 kg Cajeta de 100 kg Forma de papel contra entrega o cheque certificado.
Acido Fosfórico	3 300 000 / Ton.	Fertilizantes Nacionales, S.A.	Precio L.A.B. Pajaritos, Mex. @ 320/kg por flote. Carta explicativa al uso final para operar venta
Acido Fosfórico al 80%	3 82 800/Ton.	Fertilizantes Nacionales, S.A. Sr. Alberto Velasco	Igual al 80%
Acido Acético	1 740.00 / Kg	Calafina Mexicana, S.A. Tel. 548-65-60	Precio sin IVA ni flete. Precio 520/kg Cajeta de 5.1 a 10 toneladas Forma de papel Cheque certificado o cualquier documento por adelantado.
Aluminio	4 68 / kg	Petróleo Mexicano Soc. Luzeros Salazar	Precio sin IVA ni flete Precio \$11.00 /kg Písa de 15 Ton. a 30 Ton.
Fosfo	1 377.15/kg	Famagallo, S.A. Sr. José Hijaes Tel. 5-30-35-00 ext. 131	Precio sin IVA ni flete Precio 3,60/kg para todo lo que sea extracción
Cloruro de Sodio	5 669 / kg.	Solvantes y productos químicos, S.A. Sitra. Ave. M. Saragat	Precio entre 100 y 1000 kg; presentación Tambor de 272 kg/Forma de papel expedido contra entrega o cheque certificado
Sosa Caolita	1 00 407/Ton.	Cloro de Tehuacan, S.A. de C.V. Sr. Juan Rodríguez Tel. 553-21-31	Precio L.A.B. Saponos. Mex. \$11,000/kg por flote
Dicromato de sodio	1 267/kg	Química Nova, S.A. Sitra. Sinaloa	Precio sin IVA, cajeta de 50kg. Forma de papel Forma de cheque certificado o cualquier contra en- trega.
Dicrito de sodio	1 908/kg	Química Nuevos, S.A. Sra. Belarzo Tel. 522-43-24	Precio sin IVA, cajeta de 25 kg; forma de papel cartado, contra entrega o cheque certificado.
Dicromato de sodio	1 520/kg	Química Nuevos, S.A. Sra. Belarzo	Igual al Nuevos
Etanol 95°	1 000/l	Cia. Química Orgánica Mexicana, S.A. Sr. Gabriel Calderón	Venta a granel precio sin incluir. Distribui- dor de Apizar, S.A., precio máximo hasta de 1000 l.
Sorato de sod	1 4 300/kg	Productos Químicos Monterrey, S.A. Sitra. Flores Tel. 5-36-81-36	Precio sin IVA caja de 10kg con 4 frascos
Sorato de Sina	1 13 316 /kg	Productos Químicos Monterrey, S.A. Sitra. Flores	Precio sin IVA caja de 10 kg
Sulfato de Calcio Pentahidratado	77 625 /10 kg	Productos Químicos Monterrey, S.A.	Precio sin IVA Cajeta de 10kg, granel granel
Acetato de Sodio	639 /kg	Cia. Química Industrial Mexicana, S.A. Sitra. Sinaloa	Precio sin IVA. - Cajeta de 50 kg

5. Desglose de las rutas químicas para la síntesis de Anisol

5.1 Método de obtención de anisol por metilación de fenol con sulfato de dimetilo.



Datos: p = atm
 t = 2 hr
 T₁ = 10°C
 T₂ = 100°C
 R = 748



Procedimiento de laboratorio

En un matraz bola de tres bocas provisto de agitación magnética, refrigerante en posición de reflujo, embudo de adición y canastilla de calentamiento, se colocan 47 g de fenol puro y una solución de 21 g de NaOH en 200 ml de agua con agitación. La mezcla de reacción se enfría cerca de 10°C por inmersión en un baño de hielo-agua. En seguida mediante el embudo de adición se añaden 63 g (47 ml) de sulfato de dimetilo gota a gota durante el lapso de 1 hr agitando la mezcla violentamente. Al final del tiempo de adición se agita y refluja por 2 horas. A continuación se enfría y se añade agua si es necesario. La mezcla de reacción se transfiere a un embudo de separación. Se elimina la fase acuosa y se lava la fase orgánica con H₂O, luego 2 veces con solución de H₂SO₄ diluido y finalmente con H₂O hasta que las aguas de lavado sean neutras. Se puede añadir cloruro de sodio en cada lavado para facilitar la separación de las fases. La fase orgánica se seca sobre sulfato de sodio anhidro y se destila. Se colecta la fracción que destila entre 151 y 154°C. Se obtienen 40 g de anisol. (20)

Análisis de Materias Primas

Nacionales

Fenol

Sosa cáustica

Importadas

Sulfato de dimetilo

% de integración: 66%

Lista de equipo básico

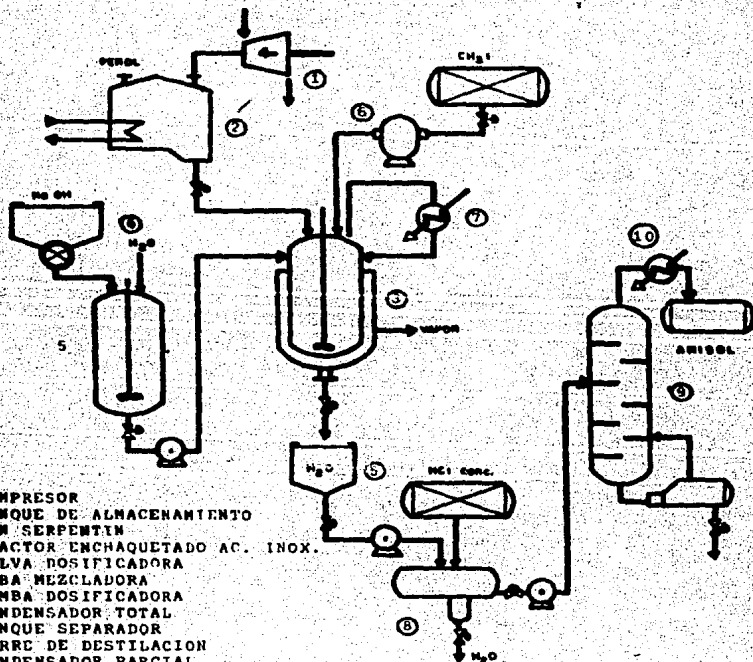
- 1 Tanque de almacenamiento con serpentín
- 1 Compresora
- 1 Reactor enchaquetado de acero inoxidable
- 1 Tolva dosificadora



TESIS PROFESIONAL
FACULTAD DE QUIMICA

No. de Hoja: 2.ª
PROYECTO: PGR. Ri. 70
AUTA:
CORREO:

PROCESO PARA LA OBTENCIÓN DE ANISOL POR ETERIFICACIÓN POR EL MÉTODO DE WILLIAMSON.



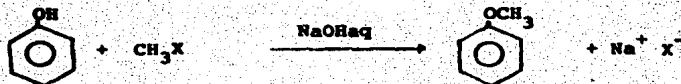
- 1 Bomba dosificadora
- 1 Tanque mezclador de acero inoxidable
- 1 Cuba de lavado
- 1 Condensador total
- 1 Tanque separador (decantador)
- 1 Torre de destilación (diagrama anexo) hoja 2.7
- 1 Rehevridor
- 1 Condensador parcial

Comentarios

La presente reacción es el método más generalizado para la producción de anisol. Los reactivos que intervienen son de fabricación nacional a excepción del sulfato de dimetilo, el cual también puede ser sintetizado a partir de reactivos que si son producidos en el país,

Las condiciones de operación son factibles de llevarse a cabo a nivel industrial y la reacción en sí, tiene un excelente rendimiento.

5.2 Método de obtención de anisol por "Síntesis de Williamson"



Datos:

t = 2 hrs
 p = Atmosférica
 T = 42°C
 R = 50%

Se puede realizar con cualquier halogenuro de metilo, pero se prefiere el CH₃I por ser líquido a temperatura ambiente

Procedimiento de Laboratorio:

En un matraz erlenmeyer de 50 ml, se disuelve 1 g de fenol en 5 ml de NaOH al 33%, se tapa el matraz con un tapón de corcho y se agita vigorosamente durante 5 min., se agrega luego 1 ml de CH_3I , se vuelve a tapar el matraz y se continua la agitación por 5 min. más.

Se quita el tapón y se coloca el matraz en baño maría durante 60 min. Se enfría la solución y se diluye con 10-15 ml de agua. La mezcla de reacción se transfiere a un embudo de separación y se acidula con HCl concentrado. Se elimina la fase acuosa y se lava la fase orgánica con H_2O hasta neutralización. Se puede añadir cloruro de sodio en cada lavado para facilitar la separación de las fases. La fase orgánica se seca con sulfato de sodio anhidro y se destila. Se colecta la fracción que destila entre 151 y 154°C. (21)

Análisis de materias primas:**Nacionales**

Fenol

Sosa Cáustica

Importadas

Yoduro de Metilo

Σ de integración: 66%

Lista de equipo básico:

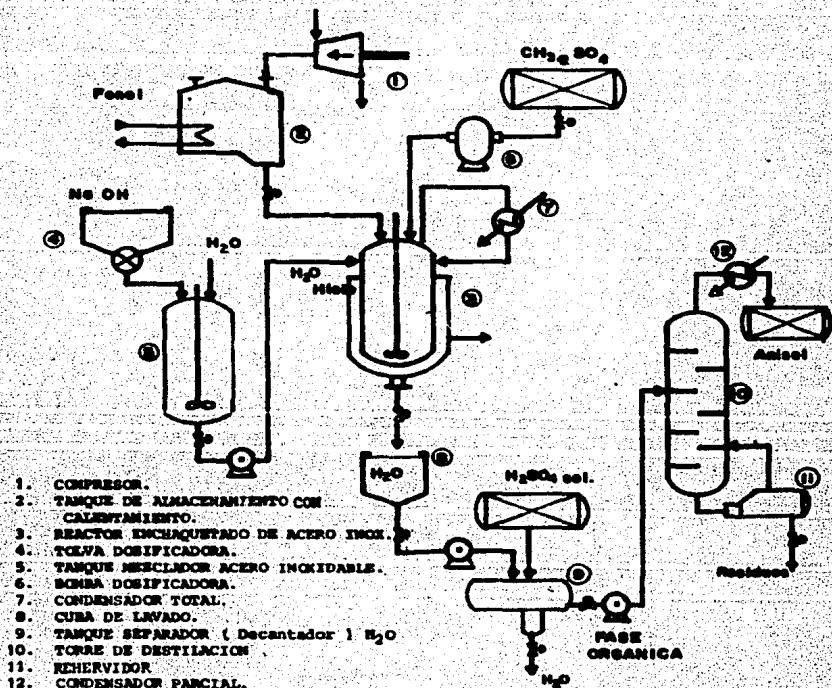
- 1 Compresor
- 1 Tanque de almacenamiento con calentamiento
- 1 Reactor enchaquetado de ac. inoxidable
- 1 Tolva dosificadora
- 1 Cuba mezcladora



TESIS PROFESIONAL.
FACULTAD DE QUÍMICA.

No. de Hoja: 2.7
PROYECTO: PQR-05/1
RUTA: S.I.A./S.S.A.
SECCION: II - 8

PROCESO DE OBTENCIÓN DE ANISOL
POR METILACIÓN DE FENOL.



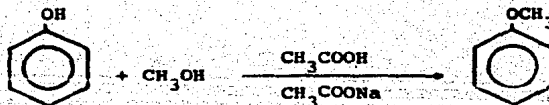
- 1 Bomba dosificadora
 - 1 Condensador total
 - 1 Tanque separador
 - 1 Torre de destilación
 - 1 Condensador parcial
- (diagrama anexo) Hoja 2.8

Comentarios:

Esta reacción corresponde a la síntesis de Williamson, la cuál es uno de los métodos más comunes en la síntesis de éteres.

Desde el punto de vista práctico, la síntesis es factible de llevarse a cabo, sin embargo el CH_3I al igual que casi todos los halo genuros de alquilo, tienen un precio alto y no se producen en el país. A esto se suma el hecho de que el cloruro y el bromuro de metilo son gaseosos a presión y temperatura ambiente, lo cuál nos causaría problemas en el almacenamiento y manejo de estos insumos. Estas circunstancias la ponen en desventaja frente a otras rutas.

5.3 Método de obtención de anisol por eterificación de fenol.



Datos:

t = 5 hrs.
 T = 250°C
 P = 10 atm.
 R = 75%

Eur. Pat. Appl. E.P.
 Pat. 37 353 7/X/81
 Ratton, Serge. (Rhone Poulenc Ind)
 C.A. 96: 348 432

Procedimiento de laboratorio:

En un tubo de vidrio resistente a la presión se introducen los reactivos siguientes: 2.3 g de acetato de sodio anhidro, 0.38 g de ácido acético, 5 ml de agua destilada, 5 ml de metanol y 0.5 g de fenol. El tubo se sella, se calienta a 250°C bajo agitación y se mantiene a esa temperatura durante 5 hrs. La mezcla se enfría, se decanta la fase acuosa y se destila la fase orgánica obteniéndose un rendimiento del 75% en anisol. (19)

Transcripción de algunos aspectos de la patente.

La presente invención pone en juego reactivos poco costosos que conducen a la eterificación selectiva de una función fenólica de un compuesto.

Entre las múltiples variantes de esta técnica, una de las preferidas por razones de comodidad, es practicar una mezcla de un alcohol con un ácido carboxílico, debido a que estos reactivos se consiguen fácilmente y no es necesario usar las cantidades estequiométricas de alcohol y ácido carboxílico en la reacción.

La relación molar de alcohol/ácido carboxílico puede variar dentro de grandes límites, por ejemplo entre 0.02 y 50, y más frecuentemente entre 0.1 y 40. La relación molar de ac. carboxílico/compuesto fenólico puede igualmente variar en un amplio rango, desde 0.1 hasta 100.

Entre los agentes de eterificación que se prefiere usar están los ésteres del metanol y del etanol, especialmente sus acetatos o bien, las mezclas de metanol con ácidos carboxílicos particularmente con ácido acético.

El agente de eterificación puede ser el medio solvente dentro del cual se opera la reacción de eterificación, sin embargo, se sobreentiende que se puede utilizar un tercer solvente líquido siempre y cuando este sea inerte.

El agua puede servir de tercer disolvente, pero su presencia proporciona una ventaja particular ya que conduce a un aumento de rendimiento en monoéster y a una reducción correlativa de reacciones parásitas.

Cuando se opera en presencia de agua esta puede representar del 1% al 95% en volumen del medio de reacción, comprendiendo de preferencia entre el 20 y el 80% del mismo.

La sal del ácido carboxílico sirve de catalizador en el proceso según el invento y particularmente los carboxilatos de metales alcalinos.

En forma práctica, con el fin de obtener un buen rendimiento en monoéster se opera generalmente en un medio constituido por la mezcla alcohol + ácido carboxílico que juega un doble papel de reactivo y solvente. Se agrega agua en un volumen igual al de alcohol y un carboxilato de metal alcalino, particularmente de sodio derivado del ácido carboxílico libre utilizado.

El proceso según la invención necesita para su puesta en marcha, que se caliente los reactivos a una temperatura entre 150 y 300°C.

La presión no es un parámetro crítico de la reacción ya que habitualmente está constituida por la presión autógena obtenida por calentamiento. La presión alcanza generalmente 10 bars, aunque puede llegar a alcanzar valores más elevados. En caso de ser necesario aplicar una presión externa inicial en frío, se puede recurrir a un gas inerte como el nitrógeno.

El equipo utilizado no es específico, simplemente debe ser capaz de resistir las presiones generadas en el calentamiento, ser hermético y resistir el ataque de los reactivos.

Se prefiere utilizar agitación para mejorar el rendimiento. La duración es generalmente de algunas horas, por ejemplo de 2 a 10 horas según la temperatura empleada.

Al fin de la reacción, el aparato se enfría y la masa reaccionante final se trata en la forma clásica según los reactivos utilizados. (19)

Análisis de materias primas**Nacionales**

Fenol
 Acido acético
 Acetato de sodio
 Metanol

Importadas

% de integración: 100%

Lista de equipo básico

- 1 Reactor encaquetado de acero inoxidable resistente a la presión
 - 1 Torre de destilación
 - 2 Cubas mezcladoras
 - 1 Bomba dosificadora
 - 1 Tolva dosificadora
 - 1 Compresora
 - 1 Tanque separador
 - 1 Tanque de almacenamiento con calentamiento.
 - 1 Condensador parcial.
 - 1 Rehervidor
- Equipo de almacenamiento y bombeo.
 (diagrama anexo) Hoja 2.9

Comentarios:

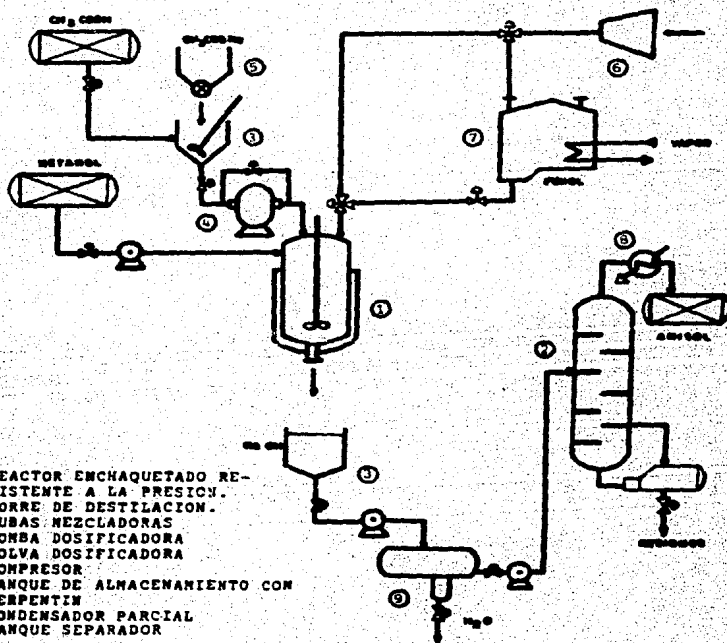
La presente reacción es la base de una tecnología muy reciente e importante utilizada en Europa. Las materias primas utilizadas son en su totalidad nacionales y aunque, las condiciones son un tanto drásticas durante la reacción no se requiere de un equipo especial ó sofisticado, además de que el rendimiento es excelente. Todo lo anterior hace pensar que es muy factible su escalamiento industrial.



TESIS PROFESIONAL
FACULTAD DE QUIMICA

Nº. de Hoja: 2.9
PROYECTO: PGR86/2
BOYA: 5.3
0000100: II - 5

PROCESO PARA LA OBTENCIÓN DE
ANISOL POR ETERIFICACIÓN DE FENOL.



6.- Análisis técnico de las rutas químicas para la síntesis de anisol.

Siguiendo los criterios aducidos en la sección 3 del presente capítulo, se presentan en la tabla 6.1, las características y condiciones de cada una de las rutas químicas del anisol y en la tabla 6.2 su evaluación correspondiente.

TABLA 6.1

FACTOR DE ANALISIS	RUTAS QUIMICAS		
	1	2	3
Presión	atmosf.	atmosf.	10 atm
Temperatura	10°C 100°C	42°C	250°C
Tiempo	2 hrs.	2 hrs.	5 hrs.
Eficiencia	74%	50%	75%
Catalizador	Nacional	Nacional	Nacional
No.separaciones	2	2	2
Integración	66%	66%	100%
Equipo	Regular	Regular	Regular
Seguridad	Regular	Regular	Crítica

TABLA 6.2

FACTOR DE ANALISIS	RUTAS QUIMICAS			Escala Ponderada
	1	2	3	
Presión	10	10	5	0-10
Temperatura	2	4	0	0-6
Tiempo	4	4	2	0-6
Eficiencia	8	6	8	0-10
Catalizador	4	4	4	0-4
No. Separación	2	2	2	0-4
Integración	6	6	10	0-10
Equipo	4	4	4	0-6
Seguridad	4	4	2	0-6
TOTAL	44	44	37	

Los resultados de la tabla 6.2 permiten concluir que tecnológicamente las rutas 1 y 2 son las mejores y que entre ellas existe una gran similitud, siendo preferible utilizar la ruta 1 por tener una mayor eficiencia y un agente de eterificación más barato. A pesar de su calificación más baja, la ruta 3 no debe ser descartada ya que sus condiciones pueden ser alcanzadas y deberá tomársele en cuenta en caso de ser económicamente rentable.

7.- Análisis económico de las rutas químicas para la síntesis de anisol.

De acuerdo con la técnica del análisis de Peters., presentamos a continuación la tabla 7.1 con los precios proporcionados de reactivos y la tabla 7.2 con los resultados para cada ruta.

TABLA 7.1

Reactivo	\$/Kg	P.M.	Kg mol react.	Kg mol react.	\$/Kg prod.
			Kg mol prod.	Kg prod.	
Fenol	380	94.11	1	0.87	331
$(\text{CH}_3)_2\text{SO}_4$	1 057	126.13	1	1.16	1 226
Sosa	91	40.01	1	0.37	34
CH_3I	22 356	141.95	1	1.31	29 286
Metanol	59	32.04	24	0.29	411
CH_3COOH	266	60.05	1.2	0.55	176
CH_3COONa	628	82.04	4	0.75	1 884

Anisol 3.637 108.13

Precios de Julio 1986

TABLA 7.2

	RUTAS QUIMICAS		
	1	2	3
Costo reactivo \$/kg prod.	1 591	29 651	2 882
Precio producto \$/kg prod.	3 637	3 637	3 637
Utilidad bruta	2 046	--	855
Concepto de Peters	0.43	8.15	0.77

Los resultados obtenidos en la tabla 7.2 permiten observar que las rutas 2 y 3 no son rentables, en tanto que la ruta 1 rebasa por un escaso margen el límite marcado por el concepto de Peters.

Considerando que el anisol no es el producto final de nuestra planta y que su síntesis tiene como objeto lograr un ahorro que haga rentable la producción de guayacol, podemos tomar el valor de 0.43 como aceptable y elegir la ruta 1.

Por otra parte, el análisis técnico también marcó la ruta 1 como la más propicia, de ahí que sea la que recomendamos para la producción de anisol.

8.- Conclusiones del capítulo.

La información recopilada para cada ruta química permitió realizar análisis técnicos y económicos de selección para la síntesis de guayacol. Las rutas que resultaron más viables desde ambos puntos de vista fueron las hidroxilaciones catalíticas 1a y 1b. Sin embargo, se hacía necesario para hacerlas completamente rentables, producir el anisol en la planta.

Se analizaron 3 rutas químicas para este fin, determinándose que técnica y económicamente la ruta 1 era apropiada permitiendo producir anisol con un costo de 1 591 pesos/Kg por concepto de reactivos. De esta forma una reconsideración del análisis de Peters demuestra que las rutas 1a y 1b son totalmente rentables. Tablas 8.1 y 8.2 .

Tabla 8.1

REACTIVO	S/KG	P.M.	Kg. mol reac Kg. mol prod	Kg. react. Kg. prod.	\$/Kg prod.
Anisol	1 591	108.13	1	0.87	1 384
H ₂ O ₂	700	34.02	0.1	0.27	19
ClCH ₂ COOH	808	94.50	0.1	0.76	61
H ₃ PO ₄	326	98	0.01	0.79	3
Guayacol	5 840	124.13			

Tabla 8.2

	1 a	1 b
Costo reactivo \$/Kg prod.	1 403	1 467
Precio producto \$/Kg prod.	5 840	5 840
Utilidad Bruta	4 437	4 373
Concepto de Peters	0.24	0.25

$$1 a \quad 0.24 < 0.35$$

$$1 b \quad 0.25 < 0.35$$

De acuerdo con los resultados de la tabla 8.2 ambas rutas son muy recomendables, teniendo costos muy similares, preferimos la ruta 1b para evitar el problema que implica trabajar con catalizadores de metales de transición, además, se generarían problemas de importación. Con respecto a la ruta 1b contamos con información más detallada y los catalizadores son ácidos de producción nacional. Por otra parte, la lista de equipo básico de las rutas 1b para Guayacol y 1 para el Anisol son similares permitiendo realizar ambos con el mismo equipo, es por ello que serán éstas las que seguiremos para el diseño de la planta.

CAPITULO III

ESTUDIO DE MERCADO.

III. ESTUDIO DE MERCADO

1.- PRESENTACION

Como se vió en el primer capítulo, el o-metoxifenol tiene dos mercados potenciales en los que puede ser comercializado. El primero es el de la industria farmacéutica y químico-farmacéutica donde se utiliza como principio activo (expectorante) y como materia prima en la fabricación de otros fármacos; el segundo es la industria de los polímeros en donde se aprovechan sus propiedades como inhibidor de polimerización antioxidante.

El presente estudio pretende definir el mercado del guayacol como materia prima para la industria farmacéutica y farmoquímica, de tal forma que se determine la capacidad económica con la que se diseñará una planta capaz de cubrir las necesidades de este producto en un turno de 8 horas trabajando 210 días de cada año y fijando como fecha de inicio de operaciones el año de 1988.

2.- MERCADO FARMACEUTICO Y QUIMICO-FARMACEUTICO

2.1 Determinación de los centros de consumo y producción de - Guayacol. Mercado potencial.

El mercado potencial del o-metoxifenol en el área -- farmacéutica está determinado por su aplicación directa en la formulación y conservación de jarabes e inyectables y por su aplicación como materia prima para producir otros fármacos.

La cantidad que de guayacol se utiliza para uno y otro propósi-

to, puede ser calculada con relativa exactitud sabiendo la cantidad que de guayacol o alguno de sus derivados tiene cada formulación farmacéutica y el número de unidades vendidas por año de estos medicamentos de acuerdo con datos del IMS (International Marketing Service). (23) Tablas III.1 y III.2.

En el mercado existen 23 presentaciones farmacéuticas a base de guayacol, en tanto que se manejan 22 a base de guafenesina, 9 a base metocarbamol y no se producen todavía medicamentos a base de guacetisal en México. (23)

De acuerdo con estos datos presentaremos a continuación la determinación del alcance de los mercados farmacéutico y químico, así como el desglose de las empresas consumidoras en cada rama.

2.1.1 MERCADO FARMACEUTICO. - Estudio de demanda

Los 23 medicamentos formulados con guayacol son producidos por 18 laboratorios farmacéuticos (23) cuyo nombre y ubicación se presenta a continuación (24).

LABORATORIOS	DOMICILIO
Laboratorios Grossman, S.A.	Calz.de Tlalpan No. 2021
UFARMEX, S.A.	Laguna del Carmen No.167
Productos Roche, S.A. de C.V.	Av. Universidad No. 902
Laboratorios Promeco, S.A. de C.V.	Calle de Maíz No. 49
Laboratorios Liomont, S.A. de C.V.	José Ma. Olloqui No. 28
Laboratorios Ifusa, S.A.	Lorenzana No. 20
Braco de México, S.A. de C.V.	Calz. de la Armas No. 110
UpJohn, S.A. de C.V.	Calz. de Tlalpan No. 2962

continuación...

LABORATORIOS	DOMICILIO
Berman Laboratorios, S.A. de C.V.	Av. Laboratoristas No. 46
RUDEFSA	Calz. del Hueso No. 271
ITALMEX, S.A.	Calz. de Tlalpan No. 3218
RIMSA	Calz. de Tlalpan No. 2548
Laboratorios Senosiain, S.A.	Lago Silverio No. 171
Burroughs Wellcome de México, S.A.	Av. E. Garza Sada Sur No. 700 Monterrey, N.L.
Welfer de México, S.A.	Carr. Monterrey-Salttillo Km. 13 Ramos Arizpe, Coah.
Establecimientos Maypo, S.A.	Antillas 1005-A
Laboratorios Infan, S.A.	Calz. de Tlalpan 4515
Laboratorios Columbia, S.A.	Insurgentes Sur No. 4120

Como se puede observar la gran mayoría de las empresas farmacéuticas que utilizan el guayacol se encuentran ubicadas en el D.F. siendo por tanto la capital el principal mercado.

La cantidad total de guayacol que estas empresas consumen, se determina a continuación. (anexo tabla III.1)

El resultado de la Tabla III.1 marca 5843 kg como cantidad total de consumo de la industria farmacéutica, sin embargo, el consumo es muy irregular de una a otra empresa, siendo dignos de tomarse en cuenta solamente 3 laboratorios (UpJohn, Ifusa y Promeco) entre los cuales consumen hasta 4780 kg anuales, es decir el 82% del total.

El resto que representa algo así como 1 tonelada se reparte entre 15 laboratorios que por sus bajos consumos pueden ser surtidos por un distribuidor sin problemas.

TABLA III.1

NOMBRE DEL PRODUCTO	CANT.UNID.	NO.UNID.	CANT.TOTAL (KG)	LABORATORIO
ALIVIN	50 mg/100 mg	780,800	78.08	Grossman
AMPI-TUSMISAN	200 mg	1,500	0.30	UFARMEH
BACTRIM COMP.	50 mg	359,300	17.97	Roche
BREMAGAN	2 000 mg	1 732,100	3 464.20	Promeco
BRONCOMED.	2 000 mg	93,000	186.00	Liomont
BRONCOSERUM	100 mg	113,300	11.33	IFUSA
BRONCOVITAL	3 000 mg	11,900	35.70	IFUSA
BRONTONYL	250 mg/125 mg	400,900	122.23	BRACCO
CHERACOL-D	2 000 mg	471,500	943.00	UpJohn
DI-TRAL	100 mg	--	--	BERMAN
EUCALIPTINE	180 mg/2500 mg	515,900	92.86	RUDEFSA
GADITAL ENZ.	100 mg/100 mg/150 mg	194,700	29.20	ITALMEX
OXIGRICAL INY.	200/100 mg	288,500	57.70	RIMSA
PULMOVITAL	100 mg	81,500	326.00	IFUSA
RESPICIL	100 mg	1 357,800	135.78	Senosiain
SENOCLICLIN B	50 /33.3 mg	1 648,500	82.43	Senosiain
SEPTRIM C	50 mg	104,600	5.23	Wellcome
TESDFAN	100 mg	12,900	1.29	Welfer
TEXEL	2 000 mg	--	--	Maypo
TUSICANOL	2 000 mg	23,800	47.60	Infan
ZORBENOL GUAYACOLICO	100 mg	205,600	20.66	Columbina
TOTAL			5 843.56 kg	

2.1.2 MERCADO FARMOQUIMICO.- Estudio de la demanda.

El alcance del mercado farmoquímico del guayacol puede ser estimado en función del consumo de sus derivados (guafenesina y metocarbamol) y conociendo la cantidad que de guayacol se requiere en la síntesis de los mismos.

A continuación presentaremos la determinación del consumo de estos fármacos siguiendo el procedimiento usado en la Tabla III.I (Tablas III.2 y III.3).

Las metodologías de síntesis de metocarbamol y guafenesina cuentan con un rendimiento total del 81% (5) y 90% (4) en base al guayacol respectivamente, es por ello que en función a los resultados obtenidos en las tablas III.2 y III.3 se puede inferir un consumo total para el mercado farmoquímico de 3225.7 Kg de guayacol.

Kg de Guayacol consumidos:

2 194.37 Kg Guafenesina * 1/0.9 = 2 438.2 Kg.

630.024 * Metocarbamol * 1/0.81 = 787.5
3 225.7 Kg

En México no se produce el 0-metoxifenol. Sin embargo, existen dos plantas de producción de guafenesina y metocarbamol (25) - que operan con materia prima importada, estas son:

QUIMSI; S.A.	Planta: Km. 12.5 Carretera Teoloyucan Huehuetoca, Edo. de Méx. Oficina: Lucerna No. 7 Col. Juárez México, D.F.
SIGNA, S.A.	Planta: Ind. Automotriz esq. Alfredo - Nobel-Fracc. Ind. Toluca, Edo. de Méx. Oficina: Miguel Angel de Quevedo No. 8-500 y 510 Col. Agrícola-México, D.F.

TABLA III.2
DETERMINACION DE CONSUMO DEL METOCARBAMOL

NOMBRE DEL PRODUCTO	CANT. UNID.	NO. UNID	CANT. TOTAL (KG)	LABORATORIO
ANTRIDOL	215 mg	236 600	50.869	RIMSA
COFARKAL	400 mg	--	--	COFARMEX
MALIVAL COMP.	215 mg	80 300	17.645	Silanes
METOCARBAMOL COMP. DIBA	400 mg	--	--	Diba
RELAFEN	500 mg	--	--	Ehlinger
ROBAXIFEN	400 mg	235 000	94.00	A.H. ROBINS
ROBAXIM ENZ	500 mg	28 100	14.05	A.H. ROBINS
ROBAXIN	1 000 mg	101 700	101.70	A.H. ROBINS
ROBAXISAL	400 mg	702 000	280.80	A.H. ROBINS
ROBASISAL PH	400 mg	177 400	70.96	A.H. ROBINS
TEMODIN COMP.	200 mg	--	--	Delbra
T O T A L			630.024 kg	

TABLA III.3

DETERMINACION DEL CONSUMO DE GUAFENESINA

NOMBRE DEL PRODUCTO	CANT./UNID.	NO. UNID.	CANT. TOTAL (KG)	LABORATORIOS
AMBOTETRA B.	50 mg	888 200	44.41	CILAG
AMBOZIN B	50 mg	236 800	23.68	CILAG
AMINOEFEDRISOL-H	2 000 mg	58 200	116.40	ALCON
BRDDEXIN	2 500 mg	300	0.75	UFARMEX
BRICONYL EXP.	1 330 mg	658 900	876.34	ASTRA
CODELASA	2 000 mg	9 700	1.94	ROUSSEL
COFARNICILINA B	100 mg	--	--	ZERBONIL
CORICIDIN EXP.	300 mg	971 900	291.57	SHERAMEX
DIMACOL	20 mg	841 500	16.83	A.H. ROBINS
DIMETONE EXP.	100 mg	3 757 900	375.79	A.H. ROBINS
EPACTOL	2 000 mg	12 200	24.40	CARNOT
INDEXTRON	250/100 mg	--	--	INDEX
POLARAMINE EXP.	100 mg	121 300	12.13	SCHERAMEX
ROBISTUSSIM	100 mg	184 500	18.45	A.H. ROBINS
ROBISTUSSIM D.H.	100/22.5 mg	206 600	20.66	A.H. ROBINS
SOL. MYN GUAYACOLADA	100 mg	300	0.03	MYN
TASAMIN	500/100 mg	226 100	113.05	PROMECCO
TERA-BROM-IMTRA	500 mg	1 133 200	226.64	PFIZER
TIGOL	2 000 mg	6 000	12.00	RIMSA
TRIMETOL	2 000 mg	--	--	FARMAQUILA
TROPHAN	2 000 mg	3 100	6.20	COFARMEX
TUSIPAC	500 mg	26 200	13.10	RIMSA
T O T A L			2 194.37 kg	

La producción de estas empresas cubre la demanda nacional de los derivados farmacológicos del guayacol.

Cuatro son las principales empresas que importan el o-metoxifenol así como su isómero para (26), los cuales se tramitan con la fracción a rancelaria 29.08 A.021. estas empresas son:

GUAYACOL	2908 A.0021
Signa, S.A.	10 000 kg
Rhodia Mexicana, S.A.	4 280 Kg
Dromex, S.A.	1 200 kg
Dupont, S.A. de C.V.	612 Kg

Las cifras anteriores son cantidades promedio de importación de estas empresas por año, lo cual reporta una cantidad total anual de aproximadamente 16 092 kg (16 ton.). Sin embargo, importaciones menores realizadas por distribuidores y empresas más pequeñas elevan esta cifra hasta en un 25% (27).

Los totales para los próximos 10 años serán presentados al contruir la curva de consumo aparente.

Mientras tanto, en función de los totales estimados en las tablas III-2 y III-3, podemos deducir que el volumen de guayacol empleado por las industrias farmacéutica y químico-farmacéutica alcanza las 9 toneladas -- anuales.

Mercado farmacéutico	5,843.56 Kg
Mercado farmacológico	<u>3,225.70 kg</u>
T O T A L	9,069.26 Kg

Sin embargo, se puede considerar un consumo real ligeramente superior -- ya que en esta estimación no se han tomado en cuenta las normas norma--

les generadas en el proceso de fabricación de los medicamentos y la cantidad empleada en las 8 formulaciones de las cuales el PMM (Pharmaceutical Market México) del IMS no aporta datos. Estas formulaciones se presentan con guiones en las tablas correspondientes.

2.2 Distribución y Comercialización.- Estudio de la Oferta.

Como ya dijimos el Guayacol no se produce en nuestro país, a pesar de ello, es distribuido por las siguientes empresas: (28)

- Almacén de Drogas La Paz
Av. España No. 1806
Guadalajara, Jal.
- Drogas Tacuba, S.A. de C.V.
Sor Juana Inés de la Cruz No. 84
Col. Sta. Ma. la Ribera
México, D.F.
- Monsanto Comercial, S.A. de C.V.
Thiers No. 248
Col. Juárez
México, D.F.

Sin embargo, una entrevista telefónica con estas empresas, revela que no tienen guayacol en plaza y que solo manejan el producto de importación directa contra petición del cliente. Esto hace que el producto se encarezca y se limite su venta a un volumen mínimo.

En función de lo anterior se infiere que la oferta de abastecimiento de guayacol en México, no es segura y que necesariamente se tendría que reunir a la importación en el caso de necesitar cantidades razonables.

A continuación presentaremos la lista de empresas productoras de -
guayacol a nivel mundial.

Asia y Australasia (29)

- Kawaguchi Chemical Col. Ltd
3-8 Nihombashi Honcho, Chuo-Ku,
Tokyo 103, Japón.
- Sankyo Kasei K.K.
Watanabeshi Bldg. 16-63 Dojimahama-dori, Kita-Ku
Osaka 530, Japón Tx: 24654

Europa (30)

Hoffman-La Roche, A.G.
7889 Grenzach, Germany Tx: 773174

Riedel de HaIn A.G.
Postfach 4119, 6100 Darmstadt, Germany Tx: 419325

Bush Boake Allen LTD
Blackhorse Lane, London E17 5QP
Great Britain Tx:897808

Rhone-Poulenc Industries, S.A.
21 Rue Jean-Goujon, 75360 Paris Cedex 08, France
Tx: 640100

Brichima S.P.A.
3 via Politecnico, 20121 Milano Italy

Carlo Erba, S.p.A.
Cosella Postale 3996, 20100 Milano Italy

Farmitali-Societa Farmaceuticci Italia, S.P.A.
Cosella postale 3075, 20100 Milano Italy Tx: 31679

ICMESA-Industrie Chimiche Meda, S.p.A.
Cosella postale 3471, 20100 Milano Italy

DAKSA- Destilerias Adrian & Klein, S.A.
Benicarlo (Castellón) España Tx: 65574

Estados Unidos de Norteamerica (31)

Chemical Dynamics Corp.
P.O. Box 395 South Plainfield N.J. Tlx: 219884

Maypro Industries Inc.
5 Penn Plaza N.York (212)239-1462 Tlx. 425160 (IIT)

Niagara Technology Inc.
21 Isabelle St. Buffalo N.Y. (800)441-0114 Tlx. 177368

Inorganic Chemical Corp.
Degamo Av. Sun Valley (212) 877-5631 Tlx-910498 Twx

Rhone-Poulenc Inc.
P.O. Box 125 N.J. (201)297-0100 Tlx. 844527

S.S.T. Corp.
1373 Broad St. Clifton N.J. (201) 473-4300 Tlx;133342 Twx

Universal Preservachen Inc.
284 N. Sixth St. Brooklyn N.Y. 11211 (718)782-7429

El precio internacional promedio por libra de este producto hasta el 7 de julio era de 2.70 dl\$/lb (32) lo cual a la paridad del día 30 de julio de 1986 (\$648 por dólar) representa un total de \$3,853.75 /kg. A este precio tendría que sumársele un 15% de derechos por internación - al país (33) y un 15% más por flete, por lo tanto el precio total de importación del guayacol sería de \$5,009.90/kg.

El precio del guayacol en plaza reportado a la Dirección General de -- Precios-Departamento de Registro de Productos Químicos Farmacéuticos- Materias Primas de SECOFI es de \$5,840.00 por kg (Dromex) y en otro ca so de \$6,600 /kg (Central de Drogas, S.A.). (33)

Por otra parte, los derivados del guayacol de uso farmacéutico (guafenesina y metocarbamol) se producen en las plantas de Quimsi y Signa, en el Estado de México y son comercializados a través de sus oficinas en México D.F. Además, de estas empresas productoras existen 7 distribuidores independientes de estos productos: (28)

* Cía. Química Anglo Mexicana, S.A.
Marsella No. 76
México, D.F.

Fran Química, S.A., de C.V.
Trigo No. 90
México, D.F.

Globe Chemicals, S.A.
Paseo Hacienda Echegaray No. 90
Echegaray, Edo. de Méx.

Probaind de México, S.A.
Isla Margarita No. 58
Tlalnepantla, Edo. de Méx.

- Reteema, S.A. de C.V.
Calz. de Los Leones No. 117
México, D.F.
- Vita Drog, S.A.
Goldsmith No. 38
México, D.F.
- Grupo Roussel
Av. Universidad No. 1738
México, D.F.

* Las empresas marcadas manejan el metocarbamol y la guafenesina a --
excepción de Grupo Roussel que solo maneja metocarbamol.

Los precios por kg de los derivados del guayacol son de \$21,200 para el
metocarbamol y de \$12,320 para la guafenesina. (34)

2.3. Análisis de Consumo Aparente.- Determinación de la capacidad económica de planta en función de la proyección de la demanda.

La relación entre la importación, exportación y producción de un producto da idea del consumo aparente que del mismo se tiene en el país.

El Guayacol no se produce en México y por ende no se tiene exportación, de ahí que nuestra curva de consumo aparente corresponderá a la importación.

Los volúmenes, precios y países de procedencia de acuerdo con los anuarios estadísticos de comercio exterior de la Secretaría de Programación y Presupuesto (27) para los últimos 10 años se presentan en la tabla III.4. La relación de los totales se presenta a continuación:

RELACION DE TOTALES

AÑO	KG	PRECIO	PRECIO PROM. / Kg
1975	2 442	175 644	71.93
1976	10 962	674 190	61.50
1977	19 525	2 123 626	108.76
1978	23 047	2 634 232	114.30
1979	20 319	2 322 963	114.32
1980	22 946	3 031 548	132.12
1981	20 585	3 210 614	155.96
1982	16 192	3 623 817	223.81
1983	22 132	3 031 509	136.97

Para los años de 1984 a la fecha solo hay datos preliminares.

2.3. Análisis de Consumo Aparente.- Determinación de la capacidad económica de planta en función de la proyección de la demanda.

La relación entre la importación, exportación y producción de un producto da idea del consumo aparente que del mismo se tiene en el país.

El Guayacol no se produce en México y por ende no se tiene exportación, de ahí que nuestra curva de consumo aparente corresponderá a la importación.

Los volúmenes, precios y países de procedencia de acuerdo con los anuarios estadísticos de comercio exterior de la Secretaría de Programación y Presupuesto (27) para los últimos 10 años se presentan en la tabla III.4. La relación de los totales se presenta a continuación:

RELACION DE TOTALES

AÑO	KG	PRECIO	PRECIO PROM. / Kg
1975	2 442	175 644	71.93
1976	10 962	674 190	61.50
1977	19 525	2 123 626	108.76
1978	23 047	2 634 232	114.30
1979	20 319	2 322 963	114.32
1980	22 946	3 031 548	132.12
1981	20 585	3 210 614	155.96
1982	16 192	3 623 817	223.81
1983	22 132	3 031 509	136.97

Para los años de 1984 a la fecha solo hay datos preliminares.

TABLA III.4

País	1975		1976		1977		1978		1979
	Cantidad (kg)	Precio M.N.	Cantidad (kg)	Precio M.N.	Cantidad (kg)	Precio M.N.	Cantidad (kg)	Precio M.N.	Cantidad (kg)
E.U.A.	612	67,658	612	67,662			612	67,226	6,000
FRANCIA	1,350	27,797	8,710	10,055	12,925	1'361,835	10,725	1'212,730	14,673
ITALIA	600	30,043	600	63,000	600	74,110	12,700	1'333,061	1,160
BELGICA			1,000	74,473	1,000	102,979			900
ESPAÑA					2,000	216,220			
JAPÓN					2,000	267,683			
HOLANDA							10	3,195	
R.F.A.									1
SUECIA									7
TOTAL	2,412	175,644	10,962	674,180	19,525	2'123,626	23,047	2'638,232	20,319

País	1980		1981		1982		1983	
	Cantidad (kg)	Precio M.N.	Cantidad (kg)	Precio M.N.	Cantidad (kg)	Precio M.N.	Cantidad (kg)	Precio M.N.
E.U.A.	303	86,532	2,504	667,149	345	219,945	303	86,143
FRANCIA	16,746	2'279,642	5,060	613,263	4,643	1'670,856	16,746	2'279,642
ITALIA	5,000	645,840	12,900	1'849,760	600	117,995	5,000	645,836
BELGICA								
ESPAÑA								
JAPÓN					11,000	1'788,363		
HOLANDA								
R.F.A.	3	1,494	221	80,463	6	7,053	3	1,493
SUECIA								
TOTAL	22,946	3'031,508	20,385	3'210,617	14,192	3'629,864	22,132	3'031,509

Con el fin de poder realizar la estimación futura de los datos anteriores la teoría económica recomienda su ajuste a una función matemática. Sin embargo, las fuertes fluctuaciones en la paridad cambiaria y la inflación galopante que ha caracterizado la economía del país en los últimos años, hacen impredecibles los precios a futuro a través de la estadística, quedando este aspecto reducido a la utilización de factores producto de la experiencia de economistas y administradores.

Esto no ocurre de igual manera en los datos de volumen de importación, los cuales todavía pueden servir como indicador de la tendencia del mercado tomando en cuenta los datos de los últimos años y analizando los resultados bajo la premisa de que en general, los mercados se han estancado o bien se están contrayendo en nuestro país.

Así pues, se realizó la regresión de los datos de volumen de importación a través de 4 diferentes modelos, lineal, exponencial, potenciación y logarítmico, sin tomar en cuenta los valores de los años 1975 y 1976 que tienen una dispersión notable con respecto al resto.

Los resultados obtenidos son los siguientes:

LIN	LOG	EXP	POW
r = 0.9172	r = 0.8720	r = 0.88	r = 0.7922
a = 20723.5	a = 43501.7	a = 20520.72	a = 12.13
b = -0.569	b = -5208	b = 1.78×10^{-5}	b = 1.69

De acuerdo a lo anterior el modelo lineal es el más representativo de estos datos. La proyección a futuro de estos valores se presentan a continuación:

AÑO	VOL.DE IMP. (Kg) LIN $r = 0.9172$
1987	21 188
1988	21 262
1989	21 335
1990	21 409
1991	21 482
1992	21 556

Se anexa la gráfica correspondiente (Gráfica III.1)

De acuerdo con estos datos el o-metoxifenol ha tenido un rápido dese
volvimiento en su mercado a mediados de la década de los setentas, hag
ta llegar a estabilizarse en aproximadamente 21 toneladas anuales.

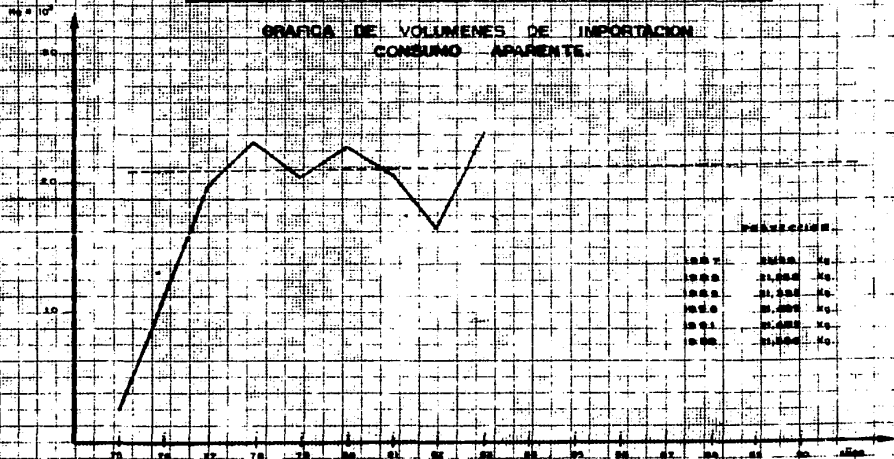
La gráfica adjunta permite observar que el volumen de importación o -
consumo aparente, se mantendrá estable en los años venideros esperán-
dose para el año de 1988 (año en que se proyecta iniciar actividades)
un consumo de 21 toneladas aproximadamente. Este dato se tomará en -
consideración como capacidad de operación de nuestra planta marcando
una flexibilidad (capacidad de diseño) que le permita absorber repun-
tes en el mercado y aún considerar algunos excedentes para exportación.



TESIS PROFESIONAL
FACULTAD DE QUIMICA

No. de Tesis: 101
MATERIA: FQK 601
CARRERA: QM II
SECCION: 1.1.1

GRAFICA DE VOLUMENES DE IMPORTACION
CONSUMO APARENTE.

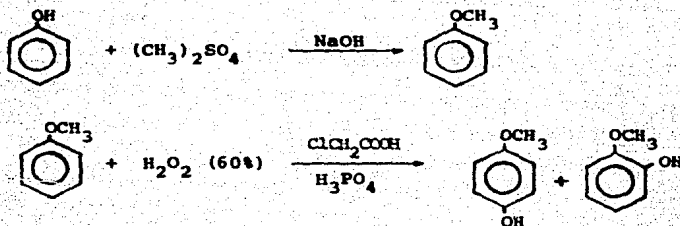


UNIDADES

1970	10.000	kg.
1971	20.000	kg.
1972	35.000	kg.
1973	50.000	kg.
1974	60.000	kg.
1975	65.000	kg.
1976	60.000	kg.
1977	65.000	kg.
1978	60.000	kg.
1979	65.000	kg.
1980	60.000	kg.
1981	50.000	kg.
1982	65.000	kg.

2.4 Estudio de Disponibilidad de Materias Primas

Las materias primas necesarias para la fabricación del guayaquil de acuerdo con la ruta química seleccionada son las siguientes:



FENOL

SOSA

SULFATO DE DIMETILO

ACIDO SULFURICO (NEUTRALIZACION)

AGUA OXIGENADA

ACIDO FOSFORICO

ACIDO MONOCLOROACETICO

De estos insumos, solo el sulfato de dimetilo no se produce en nuestro país, esto representa un 85% de integración nacional, lo cual hace que el proceso sea viable.

Los principales productores nacionales de las demás materias primas y la localización de sus plantas se presenta a continuación: (85)

FENOL:

Fenoquimia, S.A.

Planta: Carr. Transistmica, Ver.

Oficina: Bosque de los Ciruelos No. 99

Fracc. Bosque de las Lomas, Méx.D.F.

SOSA LIQUIDA

Sosa Texcoco, S.A.

Planta: Ecatepec, Méx.

Oficina: Km. 23.5 Carr. México-Laredo

San Cristobal Ecatepec, Edo. Méx.

AL 50% :

Industria Quimica del Istmo, S.A.

Planta: Pajaritos, Ver.

Oficina: Leibnitz No. 11-7o. piso

Col. Anzures, Méx. D.F.

ACIDO SULFURICOFertilizantes Mexicanos, S.A.

Planta: Querétaro, Qro./Salamanca, Gto.

Pajaritos, Ver. entre otras.

Oficina: Morena 804, Narvarte, Méx., D.F.

Fenoquimia, S.A.

Planta: Carr. Transistmica, Ver.

Oficina: Bosque de los Ciruelos No. 99

Fracc. Bosques de las Lomas-Méx.D.F.

AGUA OXIGENADA (60%)Electroquimica Mexicana, S.A.

Planta: Ecatepec, Méx.

Oficina: Salamanca No. 102, 9o. piso

Col. Roma, Méx., D.F.

Productos Quimicos Monterrey, S.A.

Planta: Sta. Catarina, Mvo. León

Oficina: Mirador 281, Col. Mirador

Monterrey, N.L.

ACIDO FOSFORICOFertilizantes Mexicanos, S.A.

(ver ac. Sulfúrico)

Industrias Pasistol S.A.

Plantas: Lechería, Edo. Méx./Tlaxcala, Tlax.

Vallejo, D.F./entre otros

Oficinas: Bosque de los Ciruelos No. 99

Fracc. Bosques de las Lomas, Méx.D.F.

ACIDO MONOCLOROACETICOPolaquimia, S.A.

Planta: Ecatepec, México

Oficinas: Sándalo y Azahar

Col. Sta. Ma. Insurgentes,

Méx. D.F.

Los principales productores de Sulfato de Dimetilo en los Estados Unidos (31) son los siguientes:

American Hoechst Corp.

Specially Products Group

Route 202-206 North Somerville N.J. 08876

(201) 231-0311 TLX 833 449

E.I. Dupont de Nemours and Co. Inc.

Chemicals and Pigments Dept.

Wilmington, De. 19898

(302) 774-24-21 TLX 835420

Wall Chemical Corp.

Westfield, N.J. 07090

(201) 233-81-88 TLX 139-316

Como se puede observar solo algunos de los productores nacionales tienen sus plantas cerca de la Ciudad de México, sin embargo, el consumo de reactivos para la producción de guayacol es relativamente bajo a excepción - del caso del fenol y del sulfato de dimetilo.

Con respecto al fenol, el suministro de una pipa cada mes y medio no tendría problema pagando el flete correspondiente y en cuanto al sulfato de dimetilo se tendría que recurrir a la importación directa a la cual se le cargaría el costo del flete hasta el lugar de utilización.

En cuanto al resto de los materias primas se tendría que recurrir a distribuidores, que por lo comercial de estos productos, las manejan en plaza y en su mayoría se localizan en la Cd. de México. A continuación menciona-

mos solo algunos de estos distribuidores (28) y la presentación con que venden estos productos:

ACIDO FOSFORICO: (85%) (Tambor 200 l)

Galvanolyte, S.A.

H. Kohntsmann de México, S.A. de C.V.

Langsam Química, S.A. de C.V.

y 24 empresas más

ACIDO MONOCLOROACETICO (cuñeta 50 Kg)

Productos Químicos Monterrey, S.A.

Productora y Procesadora Química, S.A.

Química Hoechst de México, S.A.

PEROXIDO DE HIDROGENO (50%) (Tambor de 200 l)

Metalo Química Mexicana, S.A.

Turco y Descalsi de México, S.A.

Abaquim, S.A.

HIDROXIDO DE SODIO LIQUIDO AL 50% (Tambor de 200 l)

Tropiquímicos, S.A., de C.V.

Fenwalt del Pacífico, S.A.

y 10 empresas más

ACIDO SULFURICO

Alquimia Mexicana, S.de R.L.

Hexaquimia, S.A.

Prove-Quim, S.A. de C.V.

y 54 empresas más

En función principalmente del bajo consumo que se requiere de estos materiales y de su interés comercial se puede asegurar que su abastecimiento está asegurado.

3. MERCADO SUCEDANEO

3.1. Determinación y alcance del mercado sucedáneo del guayacol. Mercado potencial.

Como se vió en el capítulo I, las propiedades del guayacol lo hacen un excelente producto sucedáneo del BHT y BHA, los cuales son antioxidantes ampliamente utilizados.

Para tener una ligera idea del campo de utilización de estos productos, citaremos a continuación el porcentaje en el que intervienen en diferentes formulaciones. (8)

- En todos los hules curados y hules formulados a partir de látex o SBR, el BHT es agregado en un 0.25 a 2% a fin de evitar el agrietamiento.
- Las poliolefinas y los poliestirenos que constituyen cerca del 75% de todas las resinas producidas en el mundo llevan un mínimo de 0.01% de BHT.
- Los plásticos para aislamiento eléctrico incluyen hasta un 0.1%.
- Los poliestirenos de alto impacto se protegen con 0.5% a 1% de BHT.
- Los lubricantes para transmisiones automáticas que operan a altas temperaturas se protegen con 0.5 a 1% de BHT.
- Los fluidos hidráulicos para frenos contienen un 1%, en tanto que las grasas lubricantes consideran entre 0.2 y 1% de BHT.
- Los adhesivos con base de agua, formulados a partir de acrilatos o neopreno carboxilado necesitan hasta 0.5% de BHT para ser efectivos.
- Finalmente, el sabor y el olor de muchos alimentos es mantenido al agregar a su preparación 0.2% de BHT o BHA de los cua-

les el BHT es el más extensamente utilizado.

Los datos anteriores permiten visualizar la gran aceptación que poseen los antioxidantes fenólicos, debido a su bajo costo y buena acción antioxidante.

El dato de consumo anual de BHT en los E.U.A. ya en el año de 1976 sobrepasaba las 1,400 ton. métricas en tanto que se consideraban 450 ton. métricas de BHA por año. (8).

Si consideramos el crecimiento sostenido de la industria de plásticos en nuestro país, el cual llegó a ser del 9.5% anual entre 1978 y 1981, así como la expansión de productos alimenticios en conserva se puede tener la seguridad de que el Guayacol tiene un fuerte mercado potencial como producto sustituto del BHT y BHA en México.

A continuación, presentamos una tabla con los antioxidantes más utilizados en la industria alimenticia y su porcentaje de tolerancia. (8)

Es importante hacer notar que el Guayacol se requiere en menor cantidad con los mismos resultados que el BHT y el BHA.

TABLA III.5

COMPUESTO	CAS REGISTRY NUMBER	% TOLERANCIA TOTAL ANTIOXI.
Butil Hidroxitolueno BHT	[128-37-0]	0.2
Butil Hidroxianisol BHA	[25013-16-5]	0.2
Acido Eritorbico	[89-65-6]	0.1
Guayacol	[9000-29-7]	0.1
Propil Galato P.G.	[121-79-9]	0.02
Acido Tiodipropiónico	[23349-98-6]	0.02
Tiodipropionato Dilaúrico	[123-28-4]	0.02
Terbutil Hidroquinona TBHQ	[1948-33-0]	0.02

3.2. Distribución y Comercialización del BHT.

En México, el BHT es producido por 3 empresas (36). Su nombre y localización se presentan a continuación:

Cfa. Química Ameyal, S.A.

BHT y 12 productos
antioxidantes más.

Capacidad: 450 Ton.
Inversión: 5.6 millones
Localización: Tultitlán, Méx.
Mat.prima: Isobutileno,
p-Cresol entre
otros.

En operación:

Micro, S.A.

BHT y otros productos
antioxidantes, retardadores
y esponjantes.

Capacidad: 480 Ton.
Inversión: 0.5 millones
Localización: Cuautitlán, Méx.
Mat. prima: Isobutileno,
p-Cresol entre
otros.

En operación:

Esquim, S.A.

BHT y 19 productos más
antioxidantes y prod.
básicos

Capacidad: 500 Ton.
Inversión: 2 millones
Localización: Cuernavaca, Mor.
Mat. primas: Isobutileno,
p-Cresol entre
otros.

En operación:

Las especificaciones de este producto se presentan a continuación:

Especificaciones:

Pureza, % en peso	Grado Técnico 99%
	Grado Forraje 98%
	Grado alimenticio 99.9%
Cenizas, % en peso	0.002 máx.
Color APHA	15 más.
Humedad, %	0.1 máx
Envase	Bultos de 25 kg. netos

La distribución de este antioxidante es realizada por los mismos fabricantes mediante sus departamentos de ventas y además, por otros 2 distribuidores independientes (28). El nombre y dirección de los mismos se detallan a continuación:

- NUTRIQUIM, S.A. DE C.V.
Prol. 5 de Mayo No. 15-1
Parque Ind. Naucalpan
Naucalpan, Edo. de Méx.
- EGON MEYER, S.A.
Calle Henry Ford No. 38
Ind. San Javier
Tlalnepantla, Edo. de México

El precio al público del BHA y BHT por Kg. son los siguientes:

BHA	\$ 11,370.50	1 - 5 Kg	+ IVA
BHT	3,115.20	1 - 5 Kg	

El precio por tonelada de este producto en Mexico (38) es el siguiente:

BHT	\$ 2,250.00	por kg
-----	-------------	--------

Compras entre 50 y 1000 kg \$ 2 580.00 por kilogramo

El precio por tonelada de BHT en México se encuentra por encima del precio internacional que es de 1.26 dls/lb (\$ 1,798.00 M.N. , por Kg a la

paridad del día 30 de julio de 1986).

3.3. Análisis de Consumo Aparente.

La producción de BHT de las empresas mencionadas en la sección anterior, alcanza a cubrir el mercado nacional de este antioxidante y de ja sobrantes para exportación. A pesar de ello se registran pequeñas importaciones de este producto.

El BHT se exporta con la fracción arancelaria 29.06 A003 y se importa con la fracción 29.06.A 004.

Los principales importadores y sus volúmenes promedio de importación (26) son los siguientes:

<u>EMPRESA</u>	<u>VOLUMEN PROMEDIO (Kg)</u>
LATEX OCCIDENTAL S.A.	20 000.0
POLIUREQUIMIA, S.A. DE C.V.	756.0
MERCK DE MEXICO, S.A.	5.0
SCHERAMEX, S.A. DE C.V.	2.5
IND. QUIMICAS SYNRES, S.A.	5.6
RHODIA MEXICANA, S.A.	4.0

Los datos anteriores dan como resultado un volumen aproximado de 21 Ton. de BHT de importación.

A continuación presentaremos los datos de importación y exportación del BHT registrado en los Anuarios Estadísticos de Comercio Exterior para los años comprendidos entre 1976 y 1982. Los datos de 1983 a la fecha no están disponibles debido a los percances sufridos por la Secretaría de Programación y Presupuesto durante el terremoto del pasado mes de septiembre.

FRACCIONES ARANCELARIAS

Exp. 29.06 A 003

Imp. 29.06 A 004

2,6- Diterbutil-4-Metilfenol

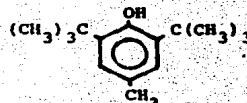


TABLA III.6
RELACION DE TOTALES

ARO	VOL. EXP.	\$	VOL.IMP.	\$
1976	47,693	1'017,096	26,266	2'118,053
1977	278,656	7'384,951	340	10,191
1978	240,566	8'946,260	20,761	1'349,359
1979	43,330	4'045,287	48,632	3'128,008
1980	54,235	4'949,464	51,235	4'657,000
1981	105,891	8'470,000	10,000	915,000
1982	1,916	369,000	59,100	6'727,000

La gráfica correspondiente se anexa. (gráfica III.2,3)

Como podemos observar en esta gráfica el volumen de exportación de BHT siempre fué superior al de importación en el lapso de 1976 a 1981, sufriendo una drástica disminución a partir de 1982.

Esto sigue la tendencia general de la economía mexicana y particularmente del mercado de los antioxidantes de acuerdo con la curva de consumo aparente que presentaremos más adelante.

Por otra parte, al no contar con datos de producción nacional de BHT - debido a la confidencialidad que al respecto guardan las empresas productoras, no podemos construir la gráfica de consumo aparente. Sin embargo, esta puede ser estimada en función de las importaciones de las materias primas necesarias para la producción de BHT y del rendimiento de la reacción correspondiente.



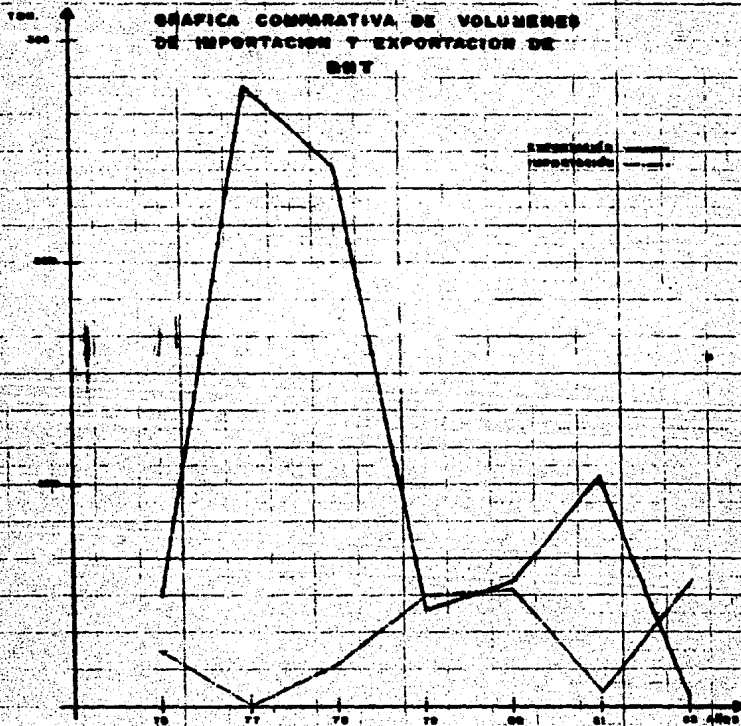
TESIS PROFESIONAL.
FACULTAD DE QUIMICA.

Nº. de Hoja: 3-4

PROYECTO: PQR 36/01

GRAFICA: III. 2

SECCION: IX. 3. 2





TESIS PROFESIONAL
FACULTAD DE QUIMICA

No. de Hoja: 2.3
PROYECTO: P&E S&E
GRAFICA: IX.3
SECCION: SE. 2.3.

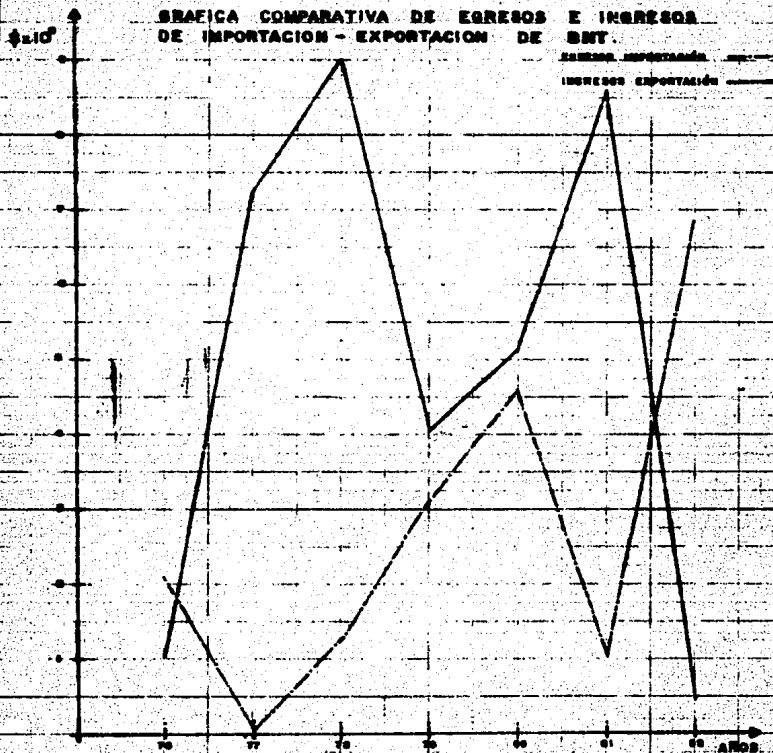


TABLA III. 7
ANTIOXIDANTES NO MANCHANTES
(TONS.)

	1977	1978	1979	1980	1981	1982	1983	1984
PRODUCCION	492	724.2	788.4	825.1	1,275.1	865	757.2	741.3
IMPORTACION	4	29.2	50.1	160	24.4	28.5	23.5	45.7
EXPORTACION	170	351.4	21.2	45	22.2	---	35	13
CONSUMO APARENTE	326	401.9	817.3	940.1	1,277.3	893.5	747.7	774
CRECIMIENTO C.A. O/O	(42.5)	23.3	103.5	15.0	35.8	(30.0)	(16.3)	3.4
CAPACIDAD INSTALADA	---	---	1,580	1,580	1,580	1,580	1,580	1,580

TABLA III. 8
TOTAL DE ANTIOXIDANTES
(TONS.)

	1977	1978	1979	1980	1981	1982	1983	1984
PRODUCCION	1,303.3	1,831.7	1,578.4	1,512.6	2,064.9	1,471	1,290.4	1,317.5
IMPORTACION	7.8	32.9	55.9	175.1	24.4	144.1	66.2	66.3
EXPORTACION	192.0	382.6	23.2	65.2	22.2	---	33	13.0
CONSUMO APARENTE	1,119.1	1,482.0	1,611.1	1,622.7	2,067.1	1,615.1	1,323.6	1,370.8
CRECIMIENTO C.A. o/o	(28.7)	32.4	8.7	0.72	24.4	(21.9)	(18.2)	3.6
CAPACIDAD INSTALADA	---	3,545	3,550.0	3,550	3,550	3,550	3,550	3,550

El BHT es producido con un rendimiento del 46% al burbujear isobutileno en p-cresol a 40°C durante 8 hr. en presencia de un 5% de ácido fosfórico (39). Este proceso es el reportado en la primera paten. del BHT (39) y es el más utilizado por los productores mexicanos.

El isobutileno y el p-cresol no son productos nacionales, sin embargo, tienen diversos usos además de la producción de BHT, de ahí que nuestra estimación no sería veraz.

En función de esto preferimos ser más generales y analizar el mercado en relación de las curvas de consumo aparente de antioxidantes no manchantes y de antioxidantes en general publicada por ANIQ en su último anuario estadístico. (Gráficas III.4 y III.5)

Los datos con los que se construyeron las gráficas anteriores se presentan en las tablas III.7 y III.8.

Ambas gráficas permiten observar que el consumo aparente ha sido superior a la producción desde 1979 a pesar de la contracción de los mercados registrada a partir de 1982.

Esto denota la existencia de un déficit en la oferta de antioxidantes que la industria nacional no ha podido cubrir, siendo por tanto un campo propicio para productos antioxidantes sucedáneos, de preferencia no manchantes que se produzcan a baja escala y que conserven las bondades de los productos más usados, como es el caso del guayaquil con respecto al BHT.



V. U. A. S.

TESIS PROFESIONAL
FACULTAD DE QUIMICA

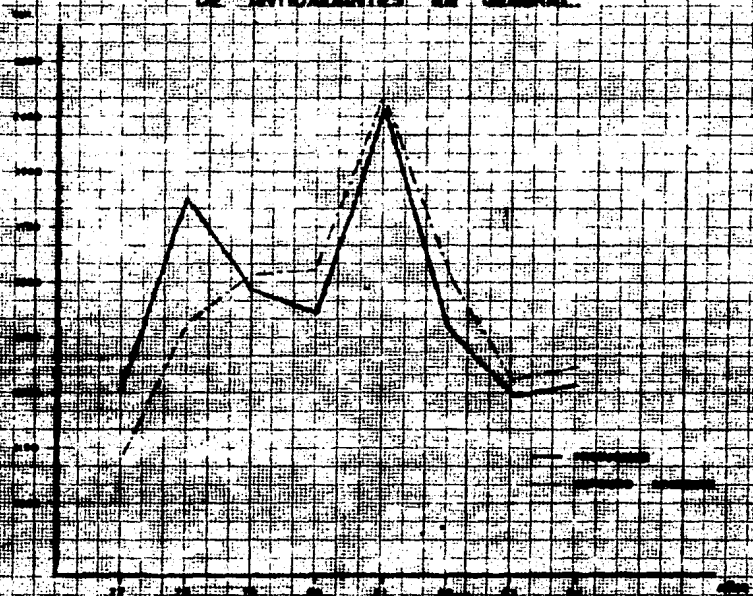
No de Hoja: 48

Proyecto: P. Q. 11

Gráfica: 11-12-1

Sección: 11-12-1

GRAFICA COMPARATIVA DE VOLUMENES
DE PRODUCCION Y CONSUMO ANUAL
DE ANTIDOPANTES EN GENERAL

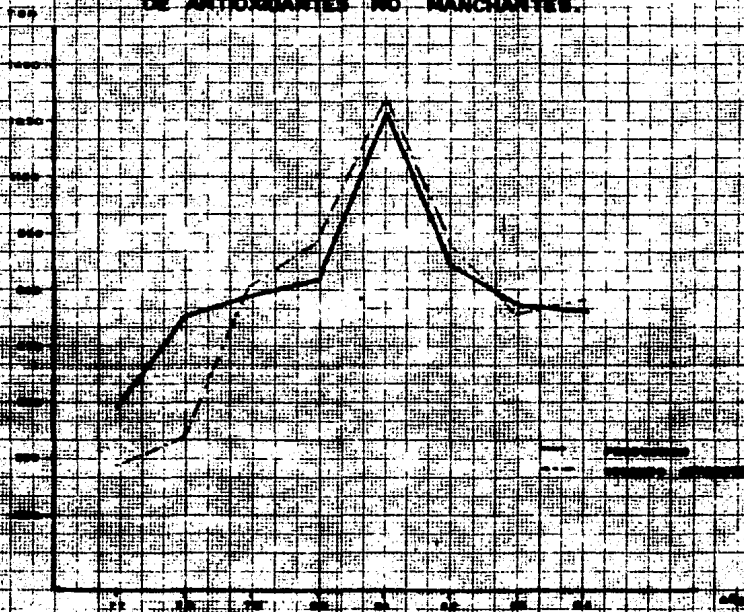




TESIS PROFESIONAL
FACULTAD DE QUIMICA.

NO. DE REG. 128
FECHA: 26-8-52
GRUPO: 20-1
SECCION: 20-1.3

GRAFICA COMPARATIVA DE VOLUMENES
DE PRODUCCION Y CONSUMO APARENTE
DE ANTIOXIDANTES NO MANCHANTES.



4. Localización de la Planta.

Un aspecto primordial en el éxito comercial de una planta es localizarla estratégicamente, de tal forma que quede cerca de los mercados a los que habrá de abastecer y de los centros de aprovisionamiento de materia prima. Por otra parte el sitio elegido - deberá contar con la infraestructura y servicios necesarios para el sano desenvolvimiento de la nueva industria.

En este sentido, los parques industriales representan ser una buena alternativa, al contar con los servicios necesarios y por estar situados de acuerdo a la localización de mercados, materias primas y mano de obra en cada estado.

Estos parques industriales fueron creados para formar una agrupación de empresas pequeñas y medianas con actividades similares, que establecidos en una misma área, operasen una serie de servicios comunes con el fin de elevar su productividad. (40)

Desde 1970, el FIDEIN (Fideicomiso de Conjuntos, Parques, Ciudades Industriales y Centros Comerciales) ha promovido el establecimiento y desarrollo de parques industriales en todo el país. La localización de los mismos se presenta en la figura 3.3 (41)

A continuación presentaremos el proceso para seleccionar el parque industrial donde se establecerá la planta.

4.1 Localización de Mercados de Consumo.

Como se mencionó anteriormente, 16 de las 18 empresas farmacéuticas que emplean directamente el guayacol, así como buena parte de las industrias huleras que lo podrán usar como antioxidante, se hayan localizadas en el D.F. Por otra parte, las plantas farmacéuticas que producen sus derivados se hayan en el Estado de México, de ahí la conveniencia de situar la planta cerca de esta ciudad.



**TESIS PROFESIONAL
FACULTAD DE QUÍMICA**

No. de Hoja: 5.6.
PROYECTO: P.O.M. 96101
FIG: III.1 (3.9)
SECCION: IX. 4.1.

**FIDEICOMISO DE CONJUNTOS, PARGES Y CIUDADES
INDUSTRIALES.**

○ PARQUES INDUSTRIALES
COORDINADOS POR FIDEM.

▲ PARQUES INDUSTRIALES QUE HAN
FIRMADO CONVENIO DE COOPERACION
TECNICA FINANCIERA.

□ PARQUES INDUSTRIALES CON
CONVENIO (COORDINADOS
FONDEPORT).



4.2. Localización de los centros de abastecimiento de materia prima

Con respecto al abastecimiento de materia prima, encontramos - que varios de los productores no tienen sus plantas en el D.F. o sus alrededores, tal es el caso del Fenol (fenouquimia -Coatzacoalcos) o del ácido monocloroacético (Polaquimia-Tlaxcala). Sin embargo, esto no es limitante ya que estas empresas distribuyen una buena parte de su producción en esta capital, además de que el consumo de materia prima por lote para la producción de Guayacol es muy bajo, de ahí que se tendrá que recurrir a un distribuidor.

4.3 Elección de la Ubicación.

De acuerdo con lo anterior, la ubicación ideal para la planta son los estados aledaños al D.F., Hidalgo, Morelos, Tlaxcala, Puebla y el Edo. de México, los cuales conforman la zona de crecimiento controlado y consolidación (Zona III-A-B), establecida por el -- plan global de desarrollo. En ella se localizan 26 parques in-- dustriales ya establecidos y 3 parques nuevos creados por FIDEIN (tizayuca, Hgo. ;Tula-Hgo. y Lerma Edo. de Méx.) Fig. 3.4 (42)

En todos ellos no hay incentivos fiscales ni créditos preferen-- ciales, de ahí que sea necesario tomar en cuenta los parques si-- tuados en la zona II y en las inmediaciones de la zona III-B.

De acuerdo con la lista publicada por FIDEIN (41) los parques industriales que cumplen con lo anterior son los siguientes:

- 1) Parque Industrial el Oro, Edo. de México
- 2) " " Atlacomulco, Edo. de México
- 3) " " Xicotencalt, Tlaxcala
- 4) Parque Industrial Texmelucan, Puebla
- 5) " " Puebla 2000, Puebla



U. N. A. M.

TESIS PROFESIONAL
FACULTAD DE QUÍMICA

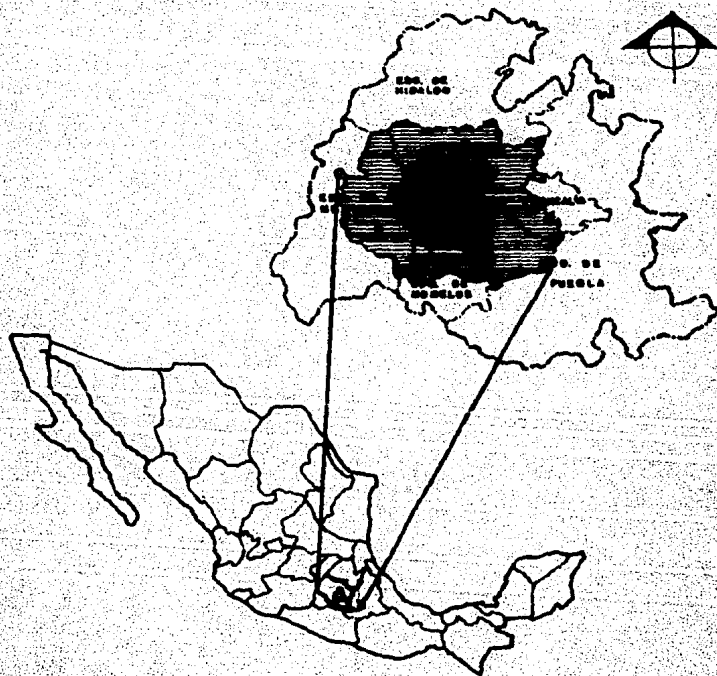
No. de Hoja: 3.º.

PROYECTO: PGR 64/64

FIG: III.2 (3.4)

SECCION: III.4.2.

ZONA III. DE ORDENAMIENTO Y REGULACION.





 AREA III.A, de crecimiento controlado.
 AREA III.B, de consolidación.

TABLA III.

Elección de la Ubicación

PARQUE INDUSTRIAL	DISTANCIA A MEX., D.F.	PRECIO/m ² (\$/m ²)	Servicios que ofrece	TAMARO MIN. DEL LOTE (m ²)	TIPO DE EMPRESAS ESTABLECIDAS	% VENDIDO O CONSTRUIDO	INFORMAC
1) El Oro, Edo. de México	161 km	2 000	Electricidad, calles trazadas en terracería. No hay agua, pavimento, drenaje ni otros servicios.	3 500	Enfo una de alimentos balanceados para ganado y aves.	< 10%	Ing. Jesús Espinosa FIDEPAR 91-721-482-10
2) Atlacomulco, Edo. de Méx.	131 km	3 000	Calleas pavimentadas, alumbrado, banquetas, agua, toma 3/4" ind. electricidad 23 KV ferrocarriil, drenaje ind., teléfono, línea.	3 500	Ind. alimentaria, ind. agropecuaria, ind. químicas integ. medias, ind. moderasa ind. Metalmeccánica y eléctrica	> 80% Construc. 60%	Ing. Jesús Espinosa FIDEPAR 91-721-482-10
3) Xicotencatl Tlaxcala	135 km	2 400	Electricidad 3500 a 14 500 KVA, drenaje ind., banquetas, pavimento, ferrocarriil, alumbrado, planta trat. de aguas general	1 000	Siemra de capital maquinaduras metalmeccánicas, partes automotrices, maderera y l quínicos - detergentes	70 hectéreas > 80%	C.F. Marcelino Sánchez - Fiestas de la Ds. Ind. Xicotencatl. Apisaco./91-241-74000
4) Temascalucan Puebla	74 km	4 000	Electricidad 34500 KVA Agua toma ind. 3/4", drenaje ind., alumbrado, pavimento, banquetas	3 500	Ind. petroquímica, básica e intermedia. El anexo IV del parque se pretende sea para ind. Farmacéutica.	< 50%	Lic. Eduardo Parra Director de Desarrollo Ind. Edo. de Puebla 91-72-403447
5) Puebla 2000	100 km	4 000	Electricidad 34500 KVA Agua toma ind. 3/4", drenaje industrial, alumbrado, pavimento, banquetas.	4 500	Ind. textil, hilados, estampados, ind., construcción, ind. metalmeccánica, l alimenticia Chicleta Adams l Parv. Capeupel	> 70%	Lic. Eduardo Parra Director de Desarrollo Ind. Edo. de Puebla Tel. 91-22-603147

A continuación compararemos las ventajas y desventajas de cada una de las anteriores opciones a fin de hacer la mejor elección. Tabla III.9

A la información contenida en la tabla anterior, le hemos asignado una calificación relativa en función de las características más deseables en un parque industrial de acuerdo con los requerimientos de nuestra planta. De esta forma, solo tomaremos en cuenta los parques con la calificación más alta.

- 0 = condición menos favorable
- 10 = condición más favorable
- 5 = condición no mala
- 7 = condición buena sin ser la mejor

CALIFICACION A LA TABLA III. 10
Elección de Ubicación

PARQUE IND.	DISTANCIA	PRECIO	SERVICIOS	TAMANO LOTE	EMPRESAS ESTABLE.	% VENDIDO	TOTAL
El Oro	0	10	0	5	0	0	15
Atzacmulco	5	5	10	5	10	10	45
Xicotencatl	5	7	10	10	5	7	45
Tehuacan	10	0	7	5	7	5	34
Puebla 2000	7	0	7	5	5	5	29

De acuerdo con estos resultados, los parques industriales más viables para nuestro proyecto son el P. I. Atlacomulco y el P.I. Xicotencalt.

De entre ellos, hemos decidido situar la planta en Atlacomulco por tres razones, principalmente. Primeramente, este parque se encuentra más cerca de las plantas farmacéuticas establecidas en Toluca y Hushuetoca, Edo. de México; en segundo término porque la industria establecida en este parque es más afín a las actividades que habrá de realizar la planta y finalmente, porque el resto de las industrias farmacéuticas y huleras que podrían emplear el guayacol, están establecidas en ciudades del norte y occidente del país con las cuales Atlacomulco presenta una mejor situación que Apizaco - Tlaxcala.

Cabe mencionar que en caso de contar con información más detallada sobre costos de m² de construcción, salarios regionales, fletes y servicios públicos en cada parque industrial, el procedimiento de selección sería un tanto diferente, comenzando por determinar en cuál de ellos sería más barato montar la planta.

Después de esto se considerarían aspectos intangibles que recibirían una calificación dentro de una escala ponderada de acuerdo con los intereses y políticas de cada empresa, tal y como lo hemos hecho en la tabla III. 10 .

Dentro de los factores intangibles que no se consideraron en dicha tabla podemos mencionar los siguientes: calidad de servicios, clima, calidad de ciudad, comunicaciones, situación laboral, facilidad de conseguir personal especializado y actitud de las autoridades hacia el establecimiento de nuevas industrias.

Finalmente, la decisión sobre la ubicación de una planta será resultado de cotejar ambos criterios.

CAPITULO IV.**INGENIERIA BASICA Y ESPECIFICACION
DE EQUIPO.**

IV.- INGENIERIA BASICA Y ESPECIFICACION DE EQUIPO.

1.- Bases de diseño:

Las bases de diseño son el conjunto más elemental de datos que caracterizan a una planta de proceso.

En ellas se define su función y objetivos, la lista de equipo con que deberá contar, su capacidad de diseño, las materias primas a manejar y el producto final que se va a obtener. (43)

Para el caso de nuestra planta de Guayacol las bases de diseño son las siguientes:

- a) **Objetivos.-** Obtención de Orto y Para - Metoxifenol, así como su intermediario de reacción el metoxibenceno (Anisol)
- b) **Localización.-** Parque Industrial Altacomulco. Estado de México
Fecha.- Junio 1986.
- c) **Función de la planta.-** Producción de O-Metoxifenol (Guayacol) para uso farmacéutico con capacidad suficiente para satisfacer el consumo nacional y con perspectivas de abordar el mercado de antioxidantes como producto sustituto del BHT.
- d) **Tipo de proceso.-** Síntesis Intermitente, consta de 2 pasos secuenciales de Reacción y Purificación.
- e) **Capacidad de diseño.-** 300 Kg/lote; 21 ton/año
Capacidad Normal de Operación: 260 Kg/lote 85% cap. diseño.
Capacidad Mínima: 220 Kg/lote
Capacidad Máxima Anual: 23 100 Kg/año
- f) **Tiempo de operación:** 210 días/año
Tiempo de fabricación por lote: 3 días

g) Factor de Servicio: 57%

h) Equipo de proceso primordial

- 2 Reactores Enchaquetados de Acero Inoxidable
- 1 Columna de Destilación
- 1 Condensador Total
- 1 Condensador Parcial
- 7 Tanques de Almacenamiento de Ac. Inoxidable
- 1 Tanque de Almacenamiento con Serpentina
- 1 Tanque separador de fases
- 1 Cuba de lavado y mezclado
- 1 Bomba de Desplazamiento Positivo.

i) Servicios Auxiliares y Equipo necesario

Aire a presión	Compresora
Energía Eléctrica	Subestación
Agua	Desmineralizadora
	Cisterna
	Tanques
Vapor	Caldera
Diesel	Tanque

j) Flexibilidad.

El equipo se diseñará para una capacidad de 300 Kg. por lote - (lote standard), que es la capacidad requerida para cubrir la demanda de 21 toneladas anuales, determinada en el capítulo III.

Esta capacidad de diseño permitirá cubrir la demanda operando 210 días del año con un sólo turno, es decir, teniendo semana inglesa, respetando 15 días festivos, marcando 15 días por año para mantenimiento y teniendo un colchón de 20 días para reprocesamiento de lotes o paros inesperados de producción.

Estos 20 días considerados en el cronograma de operación representan una flexibilidad de la planta que bajo operación normal incrementará su capacidad en un 10%.

(Capacidad máxima anual = 23 100.Kg.)

Aunado a esto, se debe tomar en cuenta el rango de operación de los equipos, los cuales al diseñarse para 300 kg. aumentarán esta flexi

bilidad por lo menos en un 10% más.

En función de que el tiempo de fabricación por lote es de 3 días, se espera fabricar 70 lotes teniendo suficiente capacidad para doblar la producción o utilizar el equipo en la síntesis de otro fármaco con sólo aumentar un turno.

21 000 Kg/año *1 año/210 días hábiles *3 días h/lote = 300Kg/lote

365 días/año - 105 sáb. y dom. - 15 festivos - 15 mantenimiento -

- 20 flexibilidad = 210 días hábiles.

k) Presentación y Especificaciones de las materias primas.

Fenol	Pipa de 15 toneladas
$(\text{CH}_3)_2 \text{SO}_4$	Tambor de 200 l.
NaOH(50%)	Tambor de 200 l.
H_2O_2 (60%)	Tambor de 200 l.
Acido Fosfórico	Tambor de 200 l.
Ac. Monocloroacético	Cuñete de 50 Kg.

Las especificaciones de materia prima se presentan a continuación:

Sosa

Solución acuosa

Concentración	50%
Agua	48%
Carbonatos	2%
Cloruro (Cl^-)	0.01%
Sulfato (SO_4)	0.01%
Pto. de eb.	105°C
Densidad	1.53 g/cm ³

Sustancia Corrosiva y Tóxica

Anisol Técnico

Pureza	98%
Humedad	1.98%
Isp. Solubles	0.02%

Pto. ebullición	154°C
Densidad	0.995
Flash Point	51°C

Sustancia de olor agradable poco tóxica.

Peróxido de Hidrógeno H_2O_2 60%

Solución Acuosa

Concentración	60% H_2O_2
Agua	40%
Isp. Solubles	0.01%
Isp. Insolubles	0.005%
Densidad	1.110

Oxidante fuerte. Corrosivo.

Sulfato de Dimetilo

Pureza	98%
Humedad	1.96%
Isp. Solubles	0.02%
Isp. Insoluble	0.02%
Punto de ebullición	188°C
Flash point	83°C
Densidad	1.33 g/cm ³
Indice de refracción	1.3850
Sustancia altamente tóxica y cancerígena	

Fenol

Pureza	95%
Punto de Fusión	37-38°C
Punto de ebullición	180°C
Flash point	79°C
Densidad	1.071
Humedad	4.2%
Estabilizador (H ₃ PO ₃)	0.15%
Impureza	0.65%

Altamente tóxico y corrosivo.

Acido Fosfórico**Solución Acuosa**

Concentración	85%
Agua	14.8%
Imp. Solubles	0.2%
Densidad	1.685

Sustancia Corrosiva

Acido Monocloroacético

Pureza	98%
Humedad	1.8%
Inertes	0.2%
Pto. de fusión	62-64°C
Pto. de ebullición	189°C
Densidad	1.370

1) Especificaciones del Producto:

Se presentan en el anexo I.

m) Propiedades Físicas de los Reactivos

Se presentan en el anexo 1 al final de este trabajo.

El balance de materia se presentará en la siguiente sección

2. Elaboración del Balance de Materia.

Una de las leyes principales de la ciencia y la ingeniería es la ley de la conservación de la materia, la cual indica que la masa (energía) de un sistema aislado es constante.

La aplicación de este principio a los cálculos de ingeniería se conoce como Balance de Materia, el cual no es otra cosa sino el análisis cuantitativo de los flujos y cambios de masa - en el contenido total de masa de un sistema.

El concepto ingenieril del balance de materia se resume en la ecuación siguiente:

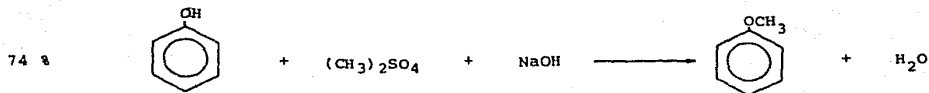
$$\text{Entradas} + \text{Generación} = \text{Salidas} + \text{Acumulación}$$

Los balances de materia son muy útiles para tomar decisiones sobre los puntos de proceso donde resulta imposible o anti-económico, recolectar datos mediante instrumentación, al aportar por medio de cálculo información relativa a las cantidades y -- composición de las corrientes. (44)

El balance de materia de nuestra planta será escalado a -- partir del procedimiento de laboratorio de las rutas químicas e legidas (Secciones II.2.1.1. b y II-5.1) y posteriormente se de finirá la composición y flujo de cada una de las corrientes.

2.1 Escalamiento

Reacción 1.- Obtención de Anisol por Eterificación de Fenol.

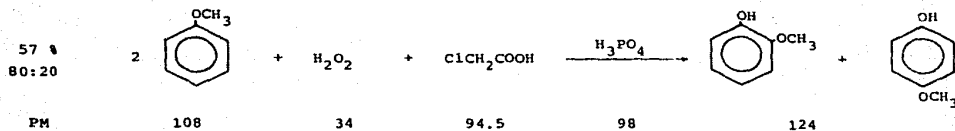


PM 94 126 40 108 18

1° masa g	47g	63 g	21g	40g	9g
2° g mol	0.5	0.5	0.5	0.37	0.5
Como se necesita producir 503 kg de Anisol (4.66 Kg. mol) tenemos:					
3° Kg mol	6.29	6.29	6.29	4.66	6.29
4° masa kg	591.2	792.5	251.6	503.3	113.2

REACCION 2.-

OBTENCION DE GUAYACOL POR HIDROXILACION CATALITICA DEL ANISOL



1° Masa g	100 g	3.4	9.5	1 g	64.5 g
					52.3g
					11.1g
2° g mol	0.92	0.10	0.10	0.01	0.53
					0.42
					0.11
Como se necesita producir 300 kg. de Guayacol esto es 2.42 Kg moltenemos:					
3° Kg mol	5.29	0.58	0.58	0.05	3.05
					2.42
					0.63
4° Masa Kg	503.3	19.7	54.8	4.9	378.2
					300
					78.2

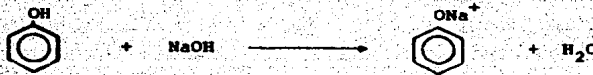
Se bombeara un total de 5.29 moles de H₂O₂ (300 kg de sol. al 60%) durante 16 hrs. a un flujo de dosificación de 18 l/h para obtener el rendimiento marcado arriba. En todo momento se deberá mantener una relación de 9 moles de anisol por cada mol de H₂O₂ dentro del reactor. La cantidad de catalizador calculada, deberá ser renovada cada 2 hrs.

REACCION 1.- OBTENCION DE ANISOL.

No.	NOMBRE DE LAS SUSTANCIAS	CONTENIDO		PESO (Kg)	DENSIDAD (Kg/l)	VOLUMEN (l)
		%				
C A R G A						
1	Fenol	95		591.2	1.071	583.1
	Agua	5		31.1		
2	Sulfato de dimetilo	98		792.5	1.333	610.7
	Agua	2		16.2		
3	Sosa	50		261.6		523.2
	Agua	50		523.2		
4	Hielo (Agua)			400.0		400.0
TOTAL				2.615.8		2.117.0
D E S C A R G A						
5	Anisol Técnico			503.3	0.996	505.3
6	Fenol como Fenolato			188.9	1.071	176.4
7	Metil Sulfato de Sodio formado			842.9	1.333	632.3
8	Agua			113.2		683.7
	Generada* Dil. + Humedad			570.5		
9	Hielo derretido			400.0		400.0
TOTAL				2.618.8		2.397.7

- Cantidad de fenol sin reaccionar

$$591.2 \text{ Kg fenol} - 503.3 \text{ Kg anisol} \left[\frac{94 \text{ Kg/Kg mol}}{108 \text{ Kg/Kg mol}} \right] = 153.1 \text{ Kg fenol}$$



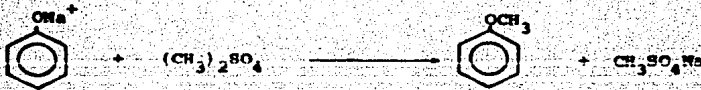
- Cantidad de fenolato remanente

$$\frac{153.1 \text{ Kg fenol}}{94 \text{ Kg/Kg mol fenol}} = 1.62 \text{ Kg mol fenol} * 116 \text{ Kg/Kg mol fenolato sódico} = 188.9 \text{ Kg fenolato sódico}$$

- Cantidad de agua generada

$$6.29 \text{ Kg mol H}_2\text{O} * 18 \text{ Kg/Kg mol H}_2\text{O} = 113.22 \text{ Kg H}_2\text{O}$$

- Cantidad de Metil Sulfato de Sodio generada

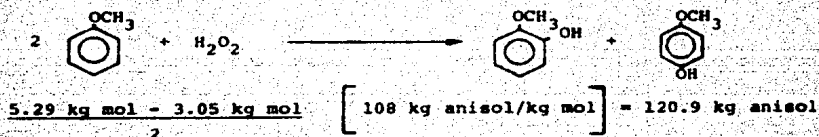


$$6.29 \text{ Kg mol CH}_3\text{SO}_4\text{Na} * \left[\frac{134 \text{ Kg CH}_3\text{SO}_4\text{Na}}{\text{Kg mol CH}_3\text{SO}_4\text{Na}} \right] = 842.86 \text{ Kg CH}_3\text{SO}_4\text{Na}$$

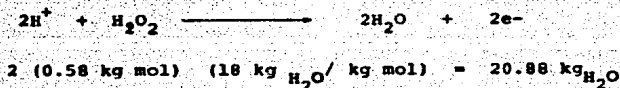
REACCION 2.- OBTENCION DE GUAYACOL

No.	NOMBRE DE LAS SUSTANCIAS	CONTENIDO %	PESO (Kg)	DENSIDAD (kg/l)	VOLUMEN (l)
C A R G A					
1	Anisol Agua	98 2	503.3 10.3	0.995	505.8
2	Agua Oxigenada Agua	60 40	19.7 13.1	1.110	17.7
3	Acido Fosfórico Agua	85 15	4.9 0.9	1.685	2.9
4	Acido Monocloroacético Agua	98 2	54.8 1.1		
5	Agua para Sol. 1:1 Ac. $\text{ClCH}_2\text{COO}/\text{H}_2\text{O}$		54.8		80.2
TOTAL			662.9		606.6
D E S C A R G A					
1	Guayacol	Orto Para	300.0 78.2	1.112	340.1
2	Anisol que no reacciona		120.9	0.995	121.5
3	Acido Fosfórico Regenerado		4.9	1.685	2.9
4	Acido Monocloroacético Regenerado		54.8	1.370	
5	Agua	Sol. Reac.	80.2 20.88		101.1
TOTAL			659.9		565.6

- Cantidad de anisol sin reaccionar



- Cantidad de Agua generada en la reacción



Se bombeará un total de 5.29 moles de H_2O_2 (300 kg de sol. al 60%) durante 16 hr a un flujo de dosificación de 18 l/hr para obtener el rendimiento marcado en el escalamiento. En todo momento se deberá mantener una relación de 9 moles de anisol por cada mol de H_2O_2 en el reactor. La cantidad de catalizador calculada, deberá ser renovada cada 2 hrs.

2.3 ESPECIFICACION DE CORRIENTES

La composición de las corrientes de proceso cambia de acuerdo con la etapa que se esté llevando a cabo. Es por ello, que al especificar su composición en la segunda etapa, se acompañará al número correspondiente con la palabra "Bis".
(Ver la tabla de especificaciones de corrientes anexa).

Todas estas corrientes se encuentran marcadas en el diagrama de tubería e instrumentación de la siguiente sección.

TABLA DE ESPECIFICACION DE CORRIENTES

REACCION No. 1

CORRIENTE DE PROCESO	COMPOSICION	CONDICIONES		APLICACION
		TEMPERATURA	PRESION	
1	591 kg de feno1 31 kg de agua	50°C	4.42 kg/cm ²	Alimentación de feno1 a reactor R-201
2	a 263 kg agua/523 kg H ₂ O b 793 kg S.D.N./716 kg H ₂ O	20°C	7 kg/cm ²	Alimentación de Reactivos a reactor R-201
3	536 kg. Agua	30°C	2 kg/cm ²	Lavado de la mezcla de reacción
4	503 kg anisol 1022 Kg subproductos 1617 Kg agua	100°C	2 kg/cm ²	Alimentar mezcla a tanque separador TS-201
5	503 kg anisol 50 kg agua	20°C	2 kg/cm ²	Alimentación a la Torre de destilación
6	85 kg agua-vapor	120°C	1 kg/cm ²	Descharge de vapores de agotamiento.
7	503 Kg anisol 5 Kg agua	120°C	1.6 kg/cm ²	Descharge de Torre a tanque TA-20a
8	47.7 Kg Vapor	70°C	1.33kg/cm ²	Alimentación a línea CRISTAL
9	380.5 Kg Vapor	100°C	2 kg/cm ²	Alimentación a chuguetes Reactor R-201
10	18 326 Kg Agua cruda	20°C	2 kg/cm ²	Alimentación de agua a condensador B-201

REACCION No. 2

11	19.7 kg H ₂ O ₂ 13.1 kg H ₂ O	20°C	7 kg/cm ²	Alimentación de H ₂ O ₂ a reactor R-202
12	503 kg anisol 5 kg agua	20°C	2 kg/cm ²	Alimentación de anisol a reactor R-202
13	483 kg anisol 72 kg agua 71 kg cat. y react.	70°C	2 kg/cm ²	Alimentación al reactor R-202
5 B1a	30 kg anisol 8 kg agua 8 kg cat. y react.	70°C	2 kg/cm ²	Alimentación a torre de destilación TD-201
6 B1a	250 kg anisol 165 kg agua	75°C	0.04 kg/cm ²	Alimentación de vapores a condensador B-202
14	120.9 kg anisol	20°C	1.4 kg/cm ²	Recirculación de anisol a reactor R-202
15	300 kg o-p-nisacol	75°C	1.5 kg/cm ²	Descharge de torre a tanque TA-20b
16	78 kg p-nisacol	°C	1.35 kg/cm ²	Descharge de torre a tanque TA-207
9 B1a	48.2 Kg vapor	°C	1.35 kg/cm ²	Alimentación a chuguetes reactor R-202
17	945 Kg Agua cruda	°C	2 kg/cm ²	Alimentación de agua a condensador B-202

3.- Elaboración del Diagrama de Flujo.

El diagrama de flujo de proceso es uno de los principales documentos que constituyen la ingeniería básica. En él se representa en forma gráfica los equipos y las principales líneas de proceso dando idea del arreglo de las mismas.

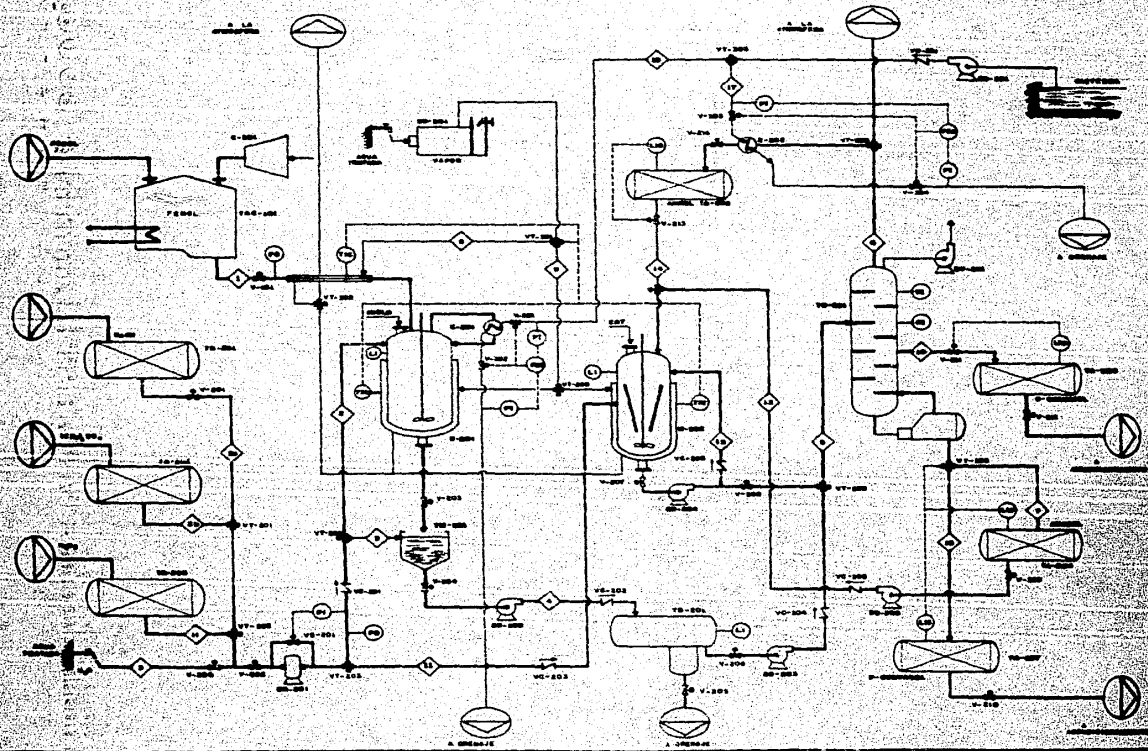
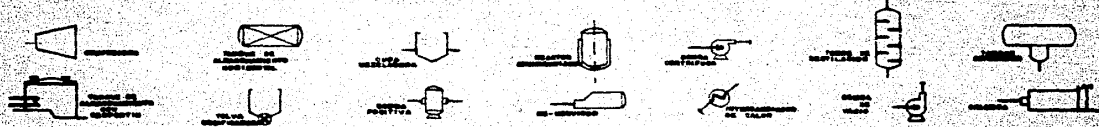
Cuando se pone en el diagrama, los equipos y tuberías auxiliares así como las líneas de instrumentación se tiene lo que se conoce como "Diagrama de Tubería e Instrumentación" DTI.

Estos diagramas contienen gran cantidad de información, resumiendo en un solo plano casi todo el trabajo de ingeniería. Destacan por esto, una sección de simbología y notas, en la que se identifican los símbolos utilizados en la representación del equipo y las unidades de presión y temperatura usadas; una sección que presenta el balance de materia el cual especifica la composición y condiciones de cada corriente y finalmente una sección donde se enlistan el equipo principal de proceso con su clave y función, - además de la sección para control de plano, logotipo y datos del cliente o de la firma de ingeniería.

Algunas recomendaciones en la elaboración de un diagrama de flujo de proceso son las siguientes:

- Marcar y distinguir todas las entradas y salidas
- Tratar de evitar cruces y escalonamiento de líneas
- En caso de cruces, tienen prioridad las líneas de proceso
- Marcar las claves del equipo.
- Indicar el sentido de flujo.
- Los cambios de dirección de líneas deben dibujarse a 90°
- Las líneas de control son más delgadas y claras.
- Se deberá numerar secuencialmente las corrientes.
- Se puede optar por una representación de bandera en la que se indiquen las condiciones de operación.

El Diagrama de tubería e instrumentación para la planta que nos ocupa es el siguiente:



TESIS PROFESIONAL
FACULTAD DE QUIMICA

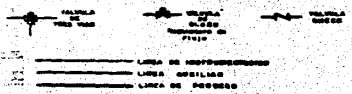
SUPERVISOR: ING. GUILLERMO SOLÍS MUÑOZ.
ASESOR: ING. EDILMO GARRASÁN HERNÁNDEZ.
COASESOR: ING. GUILLERMO CARPESILIO PACHECO.

DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION
DE UNA PLANTA PRODUCTORA DE GUAYACOL.

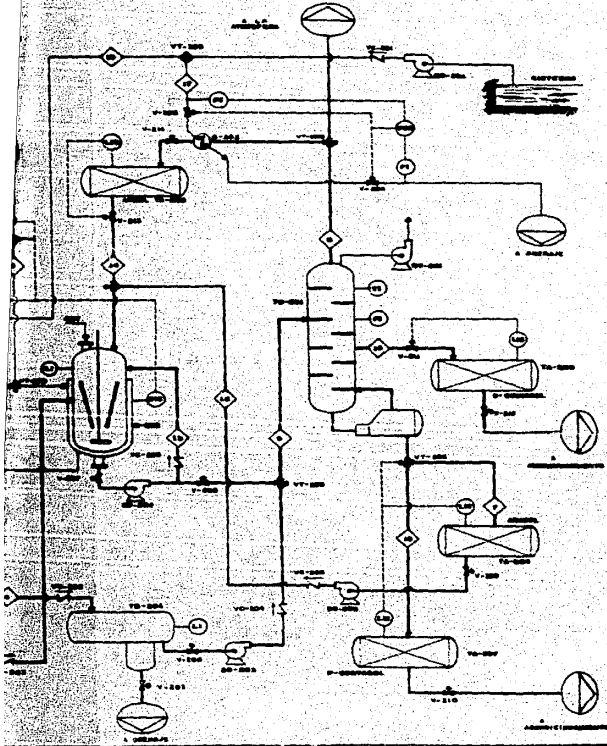
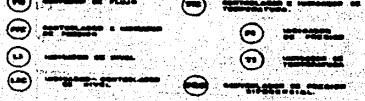
ESCALA: SIN ESCALA
NO. DE PLANO: 4.1
PROYECTO: P. G. S. 66/81
FECHA: 19 8



SIMBOLOGIA DE TUBERIA VALVULAS Y ACCESORIOS



SIMBOLOGIA DE INSTRUMENTACION



SECCION No. 1

ITEM	COMPOSICION	ESPECIFICACION	TIPO
1	100% de agua	100-100	100-100
2	100% de agua	100-100	100-100
3	100% de agua	100-100	100-100
4	100% de agua	100-100	100-100
5	100% de agua	100-100	100-100
6	100% de agua	100-100	100-100
7	100% de agua	100-100	100-100
8	100% de agua	100-100	100-100
9	100% de agua	100-100	100-100
10	100% de agua	100-100	100-100

TABLA DE ESPECIFICACION DE CORRIENTES

SECCION No. 2

ITEM	COMPOSICION	ESPECIFICACION	TIPO
11	100% de agua	100-100	100-100
12	100% de agua	100-100	100-100
13	100% de agua	100-100	100-100
14	100% de agua	100-100	100-100
15	100% de agua	100-100	100-100
16	100% de agua	100-100	100-100
17	100% de agua	100-100	100-100

LISTA DE GRUPO DE PROCESO PRINCIPAL

ITEM	DESCRIPCION	ESPECIFICACION	TIPO
1	VALVULA DE CIERRE DE PASO	100-100	100-100
2	VALVULA DE CIERRE AL PASO	100-100	100-100
3	VALVULA DE PASO	100-100	100-100
4	VALVULA DE CIERRE	100-100	100-100
5	VALVULA DE CIERRE AL PASO	100-100	100-100
6	VALVULA DE PASO	100-100	100-100
7	VALVULA DE CIERRE	100-100	100-100
8	VALVULA DE CIERRE AL PASO	100-100	100-100
9	VALVULA DE PASO	100-100	100-100
10	VALVULA DE CIERRE	100-100	100-100
11	VALVULA DE CIERRE AL PASO	100-100	100-100
12	VALVULA DE PASO	100-100	100-100
13	VALVULA DE CIERRE	100-100	100-100
14	VALVULA DE CIERRE AL PASO	100-100	100-100
15	VALVULA DE PASO	100-100	100-100

DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION DE UNA PLANTA PRODUCTORA DE QUAYACOL.

ESCALA: SIN ESCALA
 NO. DE PLANO: 4.5
 PROYECTO: P. G. S. 94/81
 SECCION: 19.5

CONTROL DEL PLANO

ITEM	FECHA	NO. DE CONTROL	FECHA DE CONTROL
1	1981	1	1981
2	1981	2	1981
3	1981	3	1981
4	1981	4	1981
5	1981	5	1981



4.- Cálculo y Selección del Equipo.

4.1.- Diseño de Tanques de Almacenamiento y Mezclado.

- Tanques de Almacenamiento Horizontales -

Para el cálculo de los tanques horizontales TA-201 a 207 nos basamos en las siguientes ecuaciones:

$$\text{Volumen Ocupado del Tanque} \quad V = LR^2 (\alpha/57.3 - \text{Sen}\alpha \text{Cos}\alpha) \dots (1)$$

donde α es el ángulo entre el eje de simetría vertical del tanque y el nivel del líquido (Fig.IV.1), L la longitud cilíndrica del tanque y R el radio del tanque. (45)

$$\text{Cos } \alpha = 1 - H/R = 1 - 2 H/D \quad \dots\dots\dots (2)$$

El volumen de las tapas toriesféricas se calcula mediante la fórmula:

$$V_t = 0.00049 D_i^3 \quad \dots\dots\dots (3)$$

donde V_t es el volumen de la tapa en ft^3 y D_i es el diámetro interno del recipiente en pulgadas. (46)

Tratando de mantener en todos los tanques la relación $H/D=0.75$ es decir, que el nivel del líquido llegue a $3/4$ de altura con respecto al diámetro (Fig.IV.1), podemos calcular α al sustituir en la ec. (2) como sigue:

$$\text{Cos } \alpha = 1 - 2(0.75) = -0.5 \quad \text{-----} \rightarrow \alpha = 120^\circ$$

Sustituyendo α en la ec. (1) y cambiando el radio por diámetro tenemos:

$$V = \frac{L D^2}{4} (2.09 - (0.86) (-0.5)) = \frac{L D^2}{4} (2.52)$$

$$V = 0.63 L D^2 \quad \dots\dots (4)$$

Iterando diferentes valores de la relación L/D para las dimensiones de los tanques y sustituyendo L por el respectivo despeje de la relación, podemos obtener las dimensiones del tanque para un volumen deseado, por ejemplo:

TA-204 Función: Almacenaje de Anisol. $\rho = 0.995 \text{ g/ml}$
 Capacidad Min. Requerida = $600 \text{ l} = 0.6 \text{ m}^3$

Relación supuesta: $L/D = 1 \quad \text{-----} \rightarrow \quad L = D$

Sustituyendo en la ec. 4 $V = 0.6 = 0.63 D^3$

$$\text{Diámetro} \quad D = \sqrt[3]{0.952} = 0.98 \text{ m}$$

Si $L = D \quad \quad \quad L = 0.98 \text{ m}$

Con esto definimos las dimensiones cilindricas para $L/D = 1$.
 Con el dato de diámetro convertido a pulgadas se introduce el dato en la ec. 3 y se calcula el volumen de la tapa.

$$V_t = 0.000049 (38.58)^3 = 2.84 \text{ ft}^3$$

Convirtiendo a m^3 tenemos: $V_t = 0.080 \text{ m}^3$

De esta forma el volumen total del tanque será igual a:

$$L \frac{\pi D^2}{4} + 2 V_t = V_{\text{total}} \quad \dots\dots (5)$$

Sustituyendo los datos calculados tenemos:

$$\frac{\pi (0.98)^2}{4} (0.98) + 2 (0.080) = 0.899 \text{ m}^3$$

Siguiendo este mismo procedimiento para varias relaciones L/D obtenemos los siguientes resultados:

TABLA IV.1

L/D	L (m)	D (m)	V_t (m ³)	$V_{tot.}$ (m ³)
1	0.98	0.98	0.080	0.899
1.5	1.29	0.86	0.054	0.857
2	1.56	0.78	0.040	0.825
2.5	1.81	0.72	0.031	0.798

Los datos de la tabla anterior permiten la selección de la relación L/D más conveniente para lograr el menor desperdicio de acero en su construcción. Esto se logra comparando la longitud (L) y la circunferencia ($\pi \cdot D$) con los tamaños comerciales de las placas de acero inoxidable que se presentan a continuación :

TABLA IV.2
(ft)

4'x 10'	6'x10'	8'x20'	3'x6'	5'x10'
4'x 15'	6'x15'	8'x30'	3'x8'	5'x20'
4'x 20'	6'x20'	8'x40'		

La elección se hará por aquella relación L/D que de una combinación de longitud y circunferencia en la que se tenga el mínimo desperdicio, prefiriéndose los casos en que basta rolar una sola placa ó un número entero de ellas.

En el caso del tanque TA-204 se eligió L/D=2 porque se le puede -- construir con una sola placa de 5 x10' rolada.

Para especificar el espesor de las paredes del tanque seguiremos -- las siguientes formulas:

Envolvente Cilindrica

$$t = \frac{P R}{SE - 0.6 P} \dots\dots\dots (6)$$

Tapa Toriesférica

$$t = \frac{P L M}{2SE - 0.2P} \dots\dots\dots (7)$$

Donde: L = D = Radio de la corona (pulg)
 P = Presión de Diseño (psia)
 R = Radio (pulg.)
 D = Diámetro (pulg.)
 S = Esfuerzo a la Tensión (psi)
 E = Eficiencia de Soldadura

$$M = 1/4 (3 + \sqrt{L/R}) = 1.54 \quad \text{para } L/r = 10$$

Las dimensiones D y R estan calculadas en la tablaIV.1 .

La eficiencia de soldadura es 0.7 porque no se especifica radiografiado para estos tanques.

El esfuerzo a la tensión para acero inoxidable 304 es de 30000 psi (tabla 23-5 Perry.) .(45)

Por lo tanto solo nos hace falta determinar la presión de diseño.

De acuerdo con el código A.S.M.E. la presión de diseño deberá ser 10% mayor que la presión de operación ó 10 psi arriba de P op. , lo que resulte mayor.

$$P_D = P_{op} * 1.1 \dots\dots\dots (8)$$

$$P_D = P_{op} + 10 \text{ psi} \dots\dots\dots (9)$$

Para obtener la P_{op} a la que trabajará la placa del tanque la consideraremos formada por la suma de la presión atmosférica y la presión hidrostática.

$$P_{op} = P_{atm} + P_h \dots\dots\dots (10)$$

Al haber considerado la relación H/D = 0.75, la altura hidrostática de operación será igual a 0.75 D en cualquiera de los tanques horizontales considerados. En esta forma la presión hidrostática se puede calcular mediante las ecuaciones siguientes:

$$P_h = \rho g h \quad \dots \quad (11)$$

$$P_h = 0.75 \rho g h \quad \dots \quad (12)$$

donde ρ es la densidad del líquido, g es la aceleración de la gravedad y h es la altura hidrostática de operación.

Sustituyendo en ec. 12 los datos de TA-204 tenemos:

$$P_h = 0.75 (995 \text{ kg/m}^3) (9.8 \text{ m/seg}^2) (0.78 \text{ m}) = 5704 \text{ kg/m}^2$$

Transformando unidades:

$$5704 \text{ kg/m}^2 (2.2 \text{ lb/kg}) (0.0254 \text{ m/pulg.})^2 = 8.1 \text{ lb/pulg}^2$$

Por lo tanto la presión de operación será :

$$P_{op.} = 14.7 \text{ psi} + 8.1 \text{ psi} = 22.8 \text{ psia}$$

Presión de Diseño

$$P_D = 22.8 (1.1) = 25.08 \text{ psia}$$

$$P_D = 22.8 + 10 = 32.8 \text{ psia}$$

Se elige por lo tanto $P_D = 32.8 \text{ psia}$.

Sustituyendo en las ecuaciones (6) y (7) tendríamos :

$$\text{Envolvente} \quad t = \frac{32.8 (15.35)}{30000 (0.7) - 0.6(15.35)} = 0.023 \text{ pulg.}$$

$$\text{Tapa} \quad t = \frac{32.8 (30.7) (1.54)}{2(30000) (0.7) - 0.2 (32.8)} = 0.037 \text{ pulg.}$$

Por lo tanto los espesores comerciales de placa a usar serán de 1/8 de pulgada para ambos casos.

Siguiendo la misma técnica para los demás tanques horizontales se obtienen las siguientes características. (Tabla IV.3).

- Tanques Verticales de Almacenamiento -

Para el almacenamiento de hidroxibenceno que se surte por pipa se propuso el uso de tanques de almacenamiento verticales de gran tamaño, con tapa cónica y una relación de altura cilíndrica (h) a altura del cono de la tapa (h') igual a 4 (Fig. IV.1).

Para determinar el volumen exacto de líquido que contendrán se despeja el volumen de la fórmula de densidad y sustituimos en la masa los 15 000 Kg que representa la compra por pipa.

$$f = m/V \quad \text{-----} \rightarrow \quad V = m/f \quad \text{..... (13)}$$

En el almacenamiento siempre se debe de dejar como mínimo un 15% de espacio libre en los tanques, de ahí que podamos determinar la capacidad requerida dividiendo V entre 0.85.

$$V_{\text{req.}} = V/0.85 \quad \text{..... (14)}$$

El volumen total de nuestros tanques verticales estará compuesto por el volumen de la envolvente cilíndrica más el volumen de la tapa cónica. Estos pueden ser calculados individualmente con las ecuaciones:

$$V_{\text{cil.}} = \frac{\pi D^2}{4} h \quad \text{..... (15)}$$

$$V_{\text{cono}} = 1/3 \frac{\pi D^2}{4} h' \quad \text{..... (16)}$$

El volumen total será igual a:

$$V_{\text{tot.}} = \frac{\pi D^2}{4} (h + 1/3 h') = \frac{\pi D^2}{4} (h + 1/3 h/4)$$

$$V_{\text{tot.}} = 0.85 D^2 h \quad \text{..... (17)}$$

En esta ecuación se itera diferentes valores de h/D y se escoge aquella en la que se tenga el menor desperdicio.

TABLA IV. 3

TANQUE (clave)	CAP. NORMAL REQUERIDA (l)	LIQUIDO A CONTENER	DENSIDAD (g/ml)	L/D	L (m)	D (m)	V _c (m ³)	V _{tot} (m ³)	Ph psi	Pd psia
TA-201	600	Sosa (50%)	1.530	2	1.56	0.78	0.040	0.825	8.1	32.6
TA-202	600	Sulfato de dimetilo	1.330	2	1.56	0.78	0.040	0.825	8.1	32.8
TA-203	350	H ₂ O ₂ (60%)	1.110	2.5	1.50	0.60	0.018	0.460	6.9	31.7
TA-204	600	Anisol	0.995	2	1.56	0.78	0.040	0.825	8.1	32.8
TA-205	150	Anisol Recup.	0.995	2	0.98	0.49	0.009	0.202	5.1	29.8
TA-206	350	o-Guayacol	1.112	2.5	1.50	0.60	0.018	0.460	6.9	31.7
TA-207	100	p-Guayacol	1.112	2.5	1.00	0.40	0.005	0.135	4.6	29.3

- En todos los tanques especificados arriba se utilizará placa de Ac. inoxidable 304 de 1/8 de pulgada de espesor.

- No se especifica radiografiado ni relevado de esfuerzos de ahí que la eficiencia de soldadura sea igual a 0.7 para todos los tanques clave 200.

- La relación H/D se consideró constante e igual a 0.75.

Para calcular la presión de operación y la presión de diseño se calcula primero la altura hidrostática de operación "h" despejando de la ecuación 15 e introduciendo el volumen real de líquido a contener en ella.

Una vez calculada h podemos calcular la presión hidrostática, la presión de operación y la de diseño con las ec. 8,9,10 y 11.

Para especificar el espesor de las paredes del tanque se usa la ec. 6 y para el espesor de la tapa cónica se usa la siguiente ecuación:

$$t = \frac{P D}{2 \cos \alpha (SE-0.6P)} \dots\dots\dots(18)$$

P = Presión de diseño (psia)

D = Diámetro de la tapa (pulg)

donde α es el ángulo que forma la inclinación de la tapa cónica con la proyección de la pared del tanque. (Fig. IV.1). El valor de α puede ser calculado aplicando las relaciones trigonométricas ya que al conocer las dimensiones h' y R podemos calcular el ángulo complementario de α mediante las siguientes ecuaciones:

$$\text{Tang } \alpha' = h'/R \dots\dots\dots(19)$$

h' = Altura de la tapa cónica.

R = Radio de la tapa cónica.

α' = Ángulo complementario de

$$\alpha = 90^\circ - \alpha' \dots\dots\dots(20)$$

Siguiendo este procedimiento tenemos:

Tanque de Almacenamiento de Fenol

TAC-101

$$\text{fenol} = 1.071 \text{ Kg/l}$$

1.- Volumen de Almacenado.

$$m = 15\,000 \text{ Kg}$$

$$V = 15\,000 / 1.071 = 14\,005.1 \text{ ec. (13)}$$

2.- Volumen requerido:

$$V_{\text{req.}} = 14\,005 / 0.85 = 16\,476.1 \text{ ec. (14)}$$

$$V_{\text{tot. aprox.}} = 16\,500.1$$

3.- Iterando en la ec. (17) el h/D tenemos:

TABLA IV.4

h/D	h(m)	D (m)	h' (m)	V _{t-con.} (m ³)
1	2.68	2.68	0.67	1.254
1.5	3.52	2.34	0.88	1.253
2	4.26	2.13	1.06	1.258

Se elige la relación h/D = 1.5 ya que permite la construcción del tanque con una combinación de 2 placas de 6 x 10 pies y 2 placas de 6 x 1 pies con un mínimo desperdicio.

4.- Presión Hidrostática.

$$\rho = 1.071 \text{ Kg/m}^3$$

$$g = 9.8 \text{ m/seg}^2$$

$$\text{Alt. Hid.} = 3.25 \text{ m}$$

$$P_h = 1071 (9.8)(3.25) = 34\,180 \text{ Kg/m}^2 \text{ ec. (11)}$$

$$P_h = 34\,180 \text{ Kg/m}^2 = 48.5 \text{ psi}$$

5.- Presión de Operación.

$$P_{\text{op.}} = 14.7 \text{ psi} + 48.5 \text{ psi} = 63.2 \text{ psia} \text{ ec. (10)}$$

6.- Presión de Diseño

$$P_D = 63.2 + 10 = 73.2 \text{ psia} \text{ ec. (9)}$$

7.- Espesor de placa del envolvente.

$$\text{ec. (6)} \quad t = \frac{(73.2) (46)}{18\,700 (0.7) - 0.6(73.2)} = 0.258 \text{ pulg.}$$

R = 46 pulg

E = 0.7 (sin radiografiar)

S = 18 700 psi (tabla 6-59 Perry)

Se especifica $\frac{1}{4}$ de pulgada de espesor comercial.

E.- Espesor de la placa de la tapa.

ec. (19) $\text{Tang } \alpha' = 0.88m / 1.17m = 0.752 \text{ ----- } \alpha' = 37^\circ$ ec. (20) $\alpha = 90^\circ - 37^\circ = 53^\circ$ ec. (18) $t = \frac{(24.7) (92)}{2 \text{ Cos } 53^\circ (18\ 700(0.7) - 0.6(24.7))} = 0.144 \text{ pulg.}$

D = 92 pulg.

 $P_D = 24.7 \text{ psi}$

Se da este valor compuesto por la presión atmosférica y el valor de 10 psi de seguridad, ya que la tapa no trabaja con presión hidrostática pero el tanque estará ligeramente presurizado para hacer fluir el fenol.

Se especifica 3/16 pulg. de espesor comercial de placa para la tapa.

- Tanques Mezcladores Verticales -

Los tanques ó cubas mezcladoras, serán recipientes cilíndricos, con la parte inferior en forma de cono invertido, conexión central de descarga de $\frac{1}{2}$ pulg nominal y sin tapa superior. Es por ello que puede ser calculada mediante el procedimiento para el tanque TAC-101.

Se procuró mantener una relación $h/h' = 3$ (Fig IV.1) por lo que el volumen total será igual a :

$$V_{\text{tot.}} = 0.872 D^2 h \text{ (21)}$$

Esta ecuación se obtuvo por el mismo procedimiento que la ec. (17). El volumen de almacenado (mezclado) se obtiene de la especificación de corrientes (Sección IV.2.3.) .

De acuerdo con esto tenemos:

TM-201 Tanque Mezclador (Recepción de la descarga del reactor R-201 y lavado de la carga.)

- 1.- Volumen de mezclado: 2 300 l
 2.- Volumen requerido: 2 700 l ec. (14)
 3.- Iterando en la ec. 21 se obtiene:

TABLA IV.5

h/D	h(m)	D(m)	h' (m)	V _{t-con.} (m ³)
1	1.45	1.45	0.48	0.264
1.5	1.90	1.27	0.63	0.266
2	2.30	1.15	0.77	0.266

Se elige la relación h/D = 1.5 que permite su construcción con una sola placa de 6 x 15 pies.

- 4.- Presión Hidrostática: 21 909 Kg/m² = 31.1 psi ec. (11)
 5.- Presión de Operación: 45.8 psia ec. (10)
 6.- Presión de Diseño: 55.8 psia ec. (9)
 7.- Espesor de la placa del envolvente.

$$\text{ec. (6)} \quad t = \frac{(55.8) (25)}{18\,700 (0.7) - 0.6(55.8)} = 0.106 \text{ pulg.}$$

R = 25 pulg.

Se especifica un espesor comercial de 1/8 de pulgada.

8.- Espesor de la placa de la tapa.

$$\text{ec. (19)} \quad \text{Tang } \alpha' = 0.63 \text{ m} / 0.63 \text{ m} = 1 \quad \longrightarrow \quad \alpha' = 45^\circ$$

$$\text{ec. (20)} \quad \alpha = 90^\circ - 45^\circ = 45^\circ$$

$$\text{ec. (18)} \quad t = \frac{(55.8) (50)}{2 \text{ Cos } 45^\circ (18\,700(0.7) - 0.6(55.8))} = 0.151 \text{ pulg.}$$

D = 50 pulg.

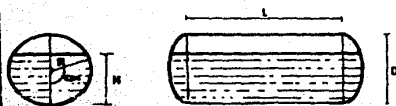
Se especifica un espesor comercial de 3/16 de pulgada.



TESIS PROFESIONAL
FACULTAD DE QUIMICA

No. de Hoja: 138
PROYECTO: PAN 00/01
FIGURA: V.1
Escala: 1/1

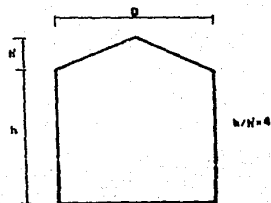
Tanques Horizontales



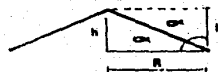
$$V_T = 0,25 LD$$
$$h/R = 0,75$$



Tanques Verticales

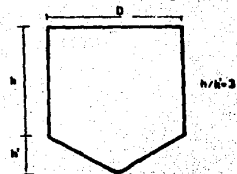


$$V_T = 0,25 D^2 h$$



$$\text{Tang } \alpha = h/R$$
$$\alpha = 0,67 \cdot \alpha$$

Cubo de Mezclado y Tblva



$$V_T = 0,25 D^3$$



$$\text{Tang } \alpha = h/R$$
$$\alpha = 0,52 \cdot \alpha$$

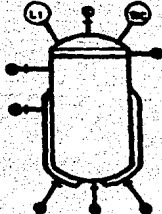
4.2.- Diseño de Reactores

Se prefirió el uso de reactores batch debido a que el proceso es intermitente. Por no contarse con datos cinéticos de las reacciones y dado que no se manejan presiones ni hay generación de gases, se propone un diseño mecánico de los reactores R-201 y R-202.

R-201

Reactor Enchafetado

Condiciones de Operación



T máx. = 100°C

P op. = 43 psia

Medio Corrosivo

Para calcular la capacidad mínima del reactor nos referimos al balance de materia de la primera reacción, dividiendo el volumen a contar entre 0.85. ec. (14).

$$V_{\text{req.}} = \frac{21171}{0.85} = 2490,51 \text{ -----} \rightarrow 2500,1$$

El volumen total de nuestro reactor, el cual contará con tapas hemisféricas, estará dado por la expresión:

$$V_{\text{tot.}} = \frac{\pi D^2}{4} h + 2 (0.000049 D^3) \text{ (22)}$$

Sustituyendo el valor del volumen requerido se obtiene la ecuación siguiente:

$$2.5 = D^2 (0.785 h + 0.000098 D) \text{ (23)}$$

donde D = diámetro del reactor (m) y h es la altura cilíndrica en(m).

Iterando en la ecuación 23 para diferentes valores de h/D se puede obtener las dimensiones del reactor y escoger la relación que permita el mínimo desperdicio. Para el reactor R-201 tenemos lo siguiente:

TABLA IV. 6

h/D	h(m)	D (m)	V_c (m ³)	$V_{tot.}$ (m ³)
1	1.47	1.47	0.269	3.032
1.5	1.92	1.28	0.179	2.828
2	2.32	1.16	0.134	2.719
2.5	2.71	1.08	0.106	2.694

Se elige la relación h/D = 2 que permite construir el reactor con dos placas de 4 x 15 pies sobrando 2 pedazos reutilizables de 3 x 4 pies.

De acuerdo con las dimensiones determinadas se calcula con la ec.15 la altura hidrostática de operación para 2117 l ($f = 1g/ml$) resultando ser de 2.05 m. Con este dato se calcula la presión hidrostática en la ec.(11).

$$P_h = 1000 \text{ Kg/m}^3 (9.8 \text{ m/seg}^2) (2.05 \text{ m}) = 20\,090 \text{ Kg/m}^2$$

$$P_h = 28.5 \text{ psi}$$

$$\text{De ec. (10)} \quad P_{op.} = 28.5 \text{ psi} + 14.7 \text{ psi} = 43.2 \text{ psia}$$

$$\text{De ec. (9)} \quad P_D = 43.2 + 10 = 53.2 \text{ psia}$$

En seguida se especifica el espesor de la envolvente y de la tapa del reactor, para lo cual utilizamos las ecuaciones (6) y (7) considerando radiografiado por puntos ($E = 0.85$) y una relación de radio - de corona a radio de transición $L/r = 10$. ($M = 1.54$).

El reactor opera a 100°C es decir, 212°F así pues se extrapola el - valor del esfuerzo a la tensión reportado en la tabla 6-59 del Perry para esta temperatura obteniéndose:

$$\text{Ac. Inox. 316} \quad S_{400^\circ\text{F}} = 13\,300 \text{ psi} \quad S_{200^\circ\text{F}} = 16\,100 \text{ psi}$$

$$S_{212^\circ\text{F}} = 16\,100 \text{ psi} - (14/^\circ\text{F} * 12^\circ\text{F}) = 15\,932 \text{ psi}$$

Sustituyendo para la tapa toriesférica en la ec. (7) tenemos:

$$t = \frac{(53.2)(45.66)(1.54)}{2(15\ 932)(0.85) - 0.2(53.2)} = 0.138 \text{ pulg}$$

Se especificará un espesor comercial de 3/16 de pulgada.

Para la envolvente cilíndrica sustituimos en la ec. (6) y obtenemos:

$$t = \frac{(53.2)(22.8)}{(15\ 932)(0.85) - 0.6(53.2)} = 0.089 \text{ pulg.}$$

Se especificará un espesor comercial de 1/8 de pulgada.

Para determinar si el reactor necesitará relevado de esfuerzos aplicamos la siguiente ecuación:

$$\frac{D + 60}{120} \geq t \quad \dots\dots\dots(24)$$

Sustituyendo el diámetro en pulgadas tenemos:

$$\frac{(45.66) + 60}{120} = 0.88 \quad 0.88 \geq 0.138 \quad \text{No se requiere relevado.}$$

CHAQUETA

Para especificar la chaqueta consideraremos un claro entre la pared exterior del reactor y la interior de la chaqueta de 2 pulgadas.

El medio de calentamiento que se propone es vapor saturado que mantenga una temperatura constante en el reactor de 100 a 212°F. Leyendo la tabla 7 del Kern (47) veremos que para esta temperatura se requiere de vapor de 14.74 psi.

De esta forma la presión de operación de la chaqueta será :

$$P_{op} = 14.7 \text{ psi} + 14.74 \text{ psi} = 29.44 \text{ psia}$$

$$\text{De ec. (9)} \quad P_D = 29.44 + 10 = 39.44 \text{ psia}$$

El diámetro interno de la chaqueta puede ser calculado mediante la ecuación:

$$d = D + 2t + 2C \quad \dots\dots\dots (25)$$

donde D es el diámetro interno de la envolvente del reactor, t es el espesor de la placa del envolvente y C es el claro de la chaqueta.

Sustituyendo estos valores en pulgadas obtenemos:

$$d = 45.66 + 2(0.125) + 2(2) = 49.91 \text{ pulg.}$$

$$d = 50 \text{ pulg.}$$

A continuación se calcula el espesor de la envolvente y la tapa de la chaqueta utilizando las ecuaciones (6) y (7).

Se considerará radiografiado por puntos (E= 0.85) y construcción en acero inoxidable 304 , de ahí que el esfuerzo a la tensión pueda ser - calculado por extrapolación a 212°F de los datos de la tabla 6-59 Perry (anexo 2).(45)

$$SA-240-304 \quad S_{400^\circ F} = 12\,900 \text{ psi} \quad S_{200^\circ F} = 15\,600 \text{ psi}$$

$$S_{212^\circ F} = 15\,600 - (13.5 \text{ psi}/^\circ F)(12^\circ F) = 15\,438 \text{ psi}$$

Considerando que el esfuerzo de ruptura del ac. inox. 304 es de 75000 psi estaremos manejando un factor de seguridad igual a:

$$F_s = S_r / S_{212^\circ F} = 75\,000 / 15\,438 = 4.85$$

Sustituyendo valores en las ecuaciones (6) y (7) tenemos:

Envolvente	$t = \frac{(39.4)(25)}{15\,438(0.85) - 0.6(39.4)} = 0.075 \text{ pulg.}$
Tapa	$t = \frac{(39.4)(50)(1.54)}{2(15\,438)(0.85) - 0.2(39.4)} = 0.115 \text{ pulg.}$

En ambos casos se especifica un espesor comercial de 1/8 de pulgada.

CALCULO DE ANILLOS RIGIDIZANTES

Dado que la presión hidrostática se transmite en todas direcciones y que la placa se ve sujeta a esfuerzos térmicos y mecánicos variables se acostumbra especificar anillos de refuerzo que ayudan a

la envolvente se colapse. Esto se logra cuando la presión que aguantan los anillos es mayor ó igual a la presión de operación de la chaqueta.

Para mayor seguridad aquí tomaremos en cuenta la presión de diseño.

$$P_a \geq P_D$$

La presión que resisten los anillos está dada por la ecuación:

$$P_a = \frac{B}{D_o / t^*} \dots \dots \dots (26)$$

El valor de B se obtiene de la gráfica UHA-28.2 del código ASME sección VII (48) con ayuda de las relaciones L/D_o y D_o/t^* donde D_o es el diámetro externo del reactor, t^* es el espesor del anillo y L es el espaciado entre anillos, todo expresado en pulgadas.

$$D_o = D + 2t \dots \dots \dots (27)$$

D = Diámetro interno del reactor. (pulg)
t = Espesor de la envolvente (pulg)

$$L = h/\# \dots \dots \dots (28)$$

h = Altura cilíndrica del reactor (pulg)
= Número de anillos a utilizar.

El procedimiento de cálculo es iterativo; se supone un número de anillos y se calcula L de la ec. (28), con este dato se calcula la relación L/D_o ; y D_o/t^* se calcula al suponer un espesor t^* del anillo. Con estos valores se lee B en la gráfica y se calcula P_a en la ec.26. El proceso se interrumpe cuando checa $P_a = P_D$ con el menor número de anillos para un espesor dado.

$$D_o = 45.66 + 2(0.125) = 45.91 \text{ pulg.}$$

$$h = 91.33 \text{ pulg.}$$

TABLA IV. 7

# anillos	t^* (pulg)	L (pulg)	L/D_o	D_o/t	B	P_a (psi)
4	1/8	22.8	0.497	367.2	2200	5.99
8	1/8	11.4	0.248	367.2	1920	5.22

TABLA IV.7

# anillos	t* (pulg)	L (pulg)	L/D _o	D _o /t	B	P _a (psi)
4	1/4	22.8	0.497	183.6	5 750	31.31
4	3/16	22.8	0.497	244.8	3 500	14.29
2	3/16	45.6	0.994	244.8	3 000	12.25
4	1/2	22.8	0.497	91.6	12 500	136.16
8	1/4	11.4	0.248	183.6	7 200	39.21

$$P_a \approx P_D \quad 39.21 \approx 39.4$$

De esta forma se especifica 8 anillos de $\frac{1}{4}$ de pulg. espaciados 11.4 pulgadas entre sí.

CALCULO DEL AGITADOR

Para el cálculo de un agitador es necesario contar con una serie de datos básicos sobre el recipiente donde se va a instalar y la mezcla que va a agitar. Para el reactor R-201 tenemos los siguientes datos:

$$\rho = 1 \text{ g/ml} = 62.3 \text{ lb/ft}^3 \quad \text{Cap. Máx} = 2719 \text{ l} = 717.8 \text{ gal.}$$

$$\text{Volumen de Reacción: } 2 \text{ 117 l} = 559 \text{ gal.} \quad \mu = 1 \text{ cp}$$

$$\text{Diámetro int.} = 45.66 \text{ pulg.} = 3.805 \text{ ft}$$

Como primer punto se calcula la profundidad mojada del agitador ó profundidad del impulsor mediante la ecuación siguiente:

$$V = \pi (D/2)^2 Z (7.5 \text{ gal/ft}^3) \quad \dots \dots \dots (29)$$

V = volumen de reacción (gal)

D = diámetro interno de reactor (ft)

Despejando Z y sustituyendo valores obtenemos:

$$Z = \frac{559}{3.1416 (3.803/2)^2 7.5} = 6.56 \text{ ft}$$

En seguida se calcula la sección transversal del reactor mediante la ecuación:

$$A = \pi (D/2)^2 \quad \dots \dots \dots (30)$$

Sustituyendo tenemos:

$$A = 3.1416 (3.803 \text{ ft}/2)^2 = 11.37 \text{ ft}^2$$

Con el dato de A se calcula la capacidad efectiva de bombeo en la con la siguiente ecuación:

$$Q = V_b \cdot A \quad \dots (31) \quad V_b = \text{Velocidad de Bombeo la cual se considera igual a 30 ft/min para reactores Batch.}$$

$$Q = (30 \text{ ft}/\text{min})(11.37 \text{ ft}^2)$$

$$Q = 341.13 \text{ ft}^3/\text{min.}$$

La relación de diámetro del impulsor a diámetro del reactor tiene un rango de valores recomendados entre 0.2 y 0.6 , en este caso tomaremos la media 0.4, con lo cual el diámetro del impulsor será igual a:

$$D_{\text{imp.}} / D_{\text{reac.}} = 0.4 \quad \dots (32)$$

$$D_{\text{imp.}} = D_{\text{reac.}} (0.4) = 0.4(3.085)(12) = 14.8 \text{ pulg.}$$

Tomando en cuenta el valor de la capacidad efectiva de bombeo "Q" se puede calcular la velocidad de agitador en RPM y el número de Reynolds mediante las ecuaciones:

$$N \text{ (RPM)} = Q / N_q \cdot D_i^3 \quad \dots (33)$$

$$N_{\text{Re}} = \frac{10.7(D_i^2) N S_g}{\mu} \quad \dots (34)$$

Donde N_q es el número de bombeo y S_g es la gravedad específica de la mezcla. El número de bombeo N_q no se conoce sin embargo considerando que el flujo es turbulento se supone un valor para el N_{Re} y se lee en la gráfica IV.1 el valor de N para un valor dado de la relación de diámetros. Este valor se introduce a la ec. 33 y se checa después en la ecuación 34. El número de bombeo correcto se obtiene en el momento en que checan el N_{Re} supuesto con el calculado en la ec.(34).

Sustituyendo los datos del reactor R201 las ec. (33) y (34) se simplifican a:

$$N = 181.5 / N_q$$

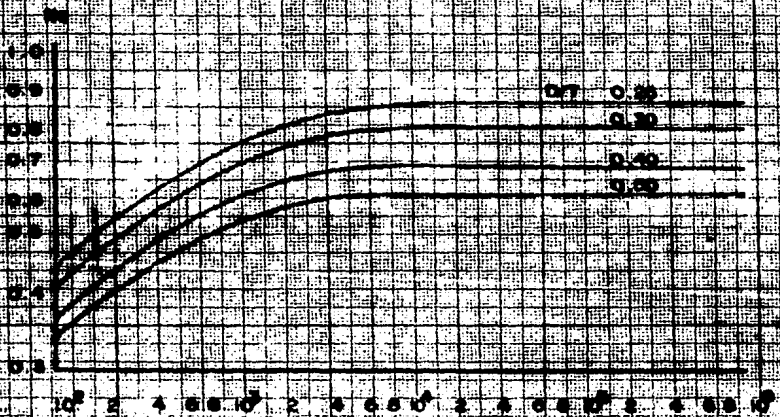
$$N_{\text{Re}} = 13.2 N$$



TESIS PROFESIONAL
FACULTAD DE QUIMICA

Año: 1973
Módulo: ...
Materia: ...
Código: ...

GRAFICA DEL NUMERO DE BOMBEO
EN FUNCION DEL NUMERO DE SERVICIOS



El número de bombas.
El número de servicios.
El número de servicios de bombeo a distancia
del reactor.

Iterando valores del N_{Re} se obtuvieron los siguientes resultados:

TABLA IV.8

N_{Re}^*	N_q	N	N_{Re_c}
2 000	0.425	427.06	5 637
3 000	0.460	394.56	5 208
8 000	0.550	330.00	4 356
5 000	0.480	378.10	4 991

$$N_{Re}^* = N_{Re_c} \quad 5\ 000 \approx 4\ 991$$

Ahora con el valor de velocidad del agitador "N" en RPM procedemos a calcular la potencia del motor a través de la fórmula:

$$HP = (D_{ic}/394)^5 Sg \gamma N^3 \dots\dots\dots (35)$$

donde D_{ic} es el diámetro corregido del impulsor, N es la velocidad del agitador y γ es la eficiencia bajo condiciones normales de operación - la cual consideraremos igual a 50%.

D_{ic} se obtiene de dividir el diámetro del reactor entre el factor de corrección C_f el cual se lee en la tabla

$$D_{ic} = D_i / C_f \dots\dots\dots (36)$$

TABLA IV.9

N_{Re}	C_f	N_{Re}	C_f	N_{Re}	C_f
700	1.00	200	0.95	70	0.89
500	0.99	150	0.93	60	0.88
400	0.98	100	0.91	50	0.87
300	0.97	80	0.90		

Sustituyendo en la ec. (35) tenemos:

$$HP = (14.8 \text{ pulg}/394)^5 (1)(0.9)(378)^3 = 3.63 \text{ HP}$$

$$HP \approx 4$$

Para completar la especificación del agitador solo hace falta calcular y dar las características de la flecha.

Inicialmente se elige el material de que estará hecha y posteriormente se estima el esfuerzo de corte considerándolo como el 80% del esfuerzo de trabajo a temperatura máxima.

Material elegido : Ac. Inoxidable Forjado SA-182-316

$$S_{212^{\circ}F} = 15\ 932\ \text{psi}$$

En seguida se calcula el torque al que la somete el motor con la fórmula:

$$M_t = \frac{HP \cdot 33\ 000}{2 \pi N} \dots\dots\dots(37)$$

donde N es la velocidad del agitador N= 378 RPM. Sustituyendo tenemos:

$$M_t = \frac{(4) (33\ 000)}{2 (3.1416) (378)} = 55.6\ \text{lbft} - \text{ft}$$

El radio de la flecha se puede calcular tomando en cuenta el momento aplicado a través de la ecuación:

$$M_t = \frac{S I_p}{r} = \frac{S \pi r^4}{r \cdot 2} = \frac{S \pi r^3}{2}$$

$$r = \sqrt[3]{\frac{2 M_t}{S \pi}} \dots\dots\dots(38)$$

Sin embargo se acostumbra utilizar una ecuación simplificada que toma en cuenta la potencia y velocidad del agitador, para obtener el diámetro de la flecha.

$$d = 4.64 \sqrt{HP/N} \dots\dots\dots(39)$$

Sustituyendo tenemos:

$$d = 4.64 \sqrt{4/378} = 0.47\ \text{pulg.}$$

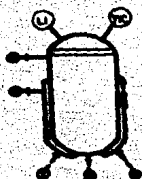
Se especifica un diámetro comercial de 1/2 pulgada.

Si siguiendo el procedimiento ya ilustrado para el reactor R-201 se obtienen las siguientes características para el reactor R-202.

R-202

Reactor Enchafetado

Condiciones de Operación



T máx. = 70°C

P_{op.} = 28.8 psia

Medio ácido muy oxidante.

1.- Capacidad mínima requerida:

$$\text{ec. 14} \quad V_{\text{req.}} = 565.6 \text{ l} / 0.85 = 665 \text{ l}$$

$$V_{\text{tot. aprox.}} = 700 \text{ l}$$

2.- Dimensionamiento iterando en ec. 22

TABLA IV.10

h/D	h(m)	D(m)	V _c (m ³)	V _{tot.} (m ³)
1	0.96	0.96	0.075	0.849
1.5	1.26	0.84	0.050	0.798
2	1.52	0.76	0.037	0.764
2.5	1.42	0.71	0.030	0.622

Se elige la relación h/D = 1.5 que permite construir el reactor con una sola placa de 4x10 pies.

3.- Presión de Diseño.

Sustituyendo las ecuaciones 9,10 y 11 tenemos:

$$P_h = 995 \text{ Kg/m}^3 (9.8 \text{ m/sec}^2) (1.02 \text{ m}) = 9.941 \text{ Kg/m}^2$$

$$P_h = 14.1 \text{ psi}$$

$$P_{\text{op}} = 14.7 + 14.1 = 28.8 \text{ psia}$$

$$P_D = 28.8 + 10 = 38.8 \text{ psia}$$

4.- Cálculo del espesor de placa.

Haciendo las mismas consideraciones que para R-201 tenemos:

$$\text{Envolvente ec. (6)} \quad t = \frac{(38.8)(16.5)}{17192(0.85) - 0.6(38.8)} = 0.043 \text{ pulg.}$$

$$\text{T. Tori esférica (7)} \quad t = \frac{(38.8)(33)(1.54)}{2(17192)(0.85) - 0.2(38.8)} = 0.067 \text{ pulg.}$$

Se especifica en los dos casos un espesor de 1/8 de pulg.

5.- Relevado de Esfuerzos

Sustituyendo en la ec. (24) tenemos:

$$\frac{(33)+60}{120} = 0.775 \quad 0.775 > 0.125 \quad \text{No se requiere relevado.}$$

CHAQUETA

1.- Presión de Diseño.

$$P_{op} = 14.7 + 4.74 = 19.44 \text{ psi}$$

$$P_D = 29.44 \text{ psia}$$

2.- Diámetro Interno de la Chaqueta.

$$\text{ec. (25)} \quad d = 33 + 2(0.125) + 2(2) = 37.25 \text{ pulg.}$$

3.- Espesor de la Chaqueta

Utilizando las mismas consideraciones y materiales de R-201.

$$\text{Envolvente ec. (6)} \quad t = \frac{(29.5)(18.62)}{17460(0.85) - 0.6(29.5)} = 0.037 \text{ pulg.}$$

$$\text{Tapa ec. (7)} \quad t = \frac{(29.5)(37.25)(1.54)}{2(17460)(0.85) - 0.2(29.5)} = 0.057 \text{ pulg.}$$

Se especifica 1/8 de pulgada de espesor comercial para ambos.

ANILLOS RIGIDIZANTES

Utilizando las dimensiones calculadas para el presente reactor, (h = 49.6 pulg.; D = 33 pulg., t = 1/8 pulg.) tenemos:

$$\text{ec. (27)} \quad D_o = 33 + 2(0.125) = 33.25 \text{ pulg.}$$

TABLA IV. 11

# anillos	t* (pulg)	L (pulg)	L/D _o	D _o /t	B	P _a (psil)
4	1/8	12.40	0.373	266	3 700	13.90
8	1/8	6.20	0.186	266	4 000	15.04
2	1/4	24.80	0.745	133	8 000	60.15
6	3/16	8.26	0.248	177	8 000	45.19
4	3/16	12.40	0.373	177	6 800	38.42
2	3/16	24.80	0.745	177	6 000	33.80

$$P_a = P_D \quad 33.8 > 29.5$$

Se especifica 2 anillos de 3/16 pulg. de espesor espaciados 24.8 pulgadas entre sf.

CALCULO DEL AGITADOR

1.- Profundidad del Impulsor.

$$\text{ec. (29)} \quad Z = \frac{149.2}{3.14 (2.75/2)^{2.75}} = 3.349 \text{ ft}$$

2.- Area de sección transversal.

$$\text{ec. (30)} \quad A = 3.1416 (2.75/2)^2 = 5.93 \text{ ft}^2$$

3.- Capacidad Efectiva de Bombeo.

$$\text{ec. (31)} \quad Q = (30)(5.93) = 177.9 \text{ ft}^3/\text{min.}$$

4.- Diámetro del Impulsor.

$$\text{ec. (32)} \quad D_{\text{imp.}} = 0.4(2.75 \text{ ft})(12 \text{ pulg/ft}) = 13.2 \text{ pulg.}$$

5.- Número de Bombeo. Velocidad de operación del agitador.

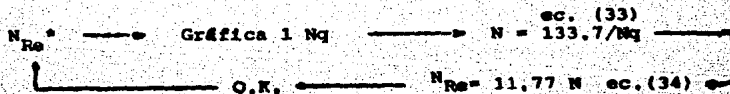


TABLA IV.12

N_{Re}^*	Nq	N (RPM)	N_{Re_c}
4 000	0.65	205.7	2 420
400	0.47	284.4	3 348
1 000	0.57	234.4	2 760
3 000	0.64	208.9	2 458
2 500	0.63	212.2	2 497
$N_{Re}^* = N_{Re_c}$		2 500 \approx 2 497	

La velocidad de operación del agitador será de 212 RPM.

6.- Cálculo del Diámetro Corregido.

$$\text{ec. (36)} \quad D_{ic} = 13.2 \text{ pulg} / 1 = 13.2 \text{ pulg.}$$

7.- Cálculo de la Potencia del Motor.

$$\text{ec. (35)} \quad \text{HP} = (13.2/394)^5 (1) (0.9) (212)^3 = 0.36 \text{ HP}$$

Se especificará un motor de 1/2 HP.

8.- Cálculo del Radio de la Flecha.

$$\text{ec. (39)} \quad d = 4.64 \sqrt{0.5/212} = 0.225 \text{ pulg}$$

$$r = 0.1125 \text{ pulg}$$

Se especificará una flecha de 1/4 de pulgada de diámetro mínimo.

Este reactor tendrá una operación semibatch al operar 8 hr continuas durante 2 días para completar 1 lote. Contará con una manpara de forma cónica cuya función será aumentar el tiempo de residencia de los reactivos en el seno de la reacción a fin de forzar la conversión de anisol a guayacol. Para ello, contará además con una boquilla de dosificación situada a la altura de la mitad de la manpara por donde se alimentará el agua oxigenada y un sistema de recirculación del anisol que no reaccionó ya que este se encontrará en exceso con respecto al H_2O_2 en relación 9:1 .

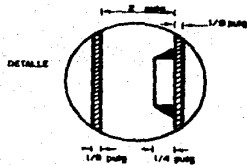
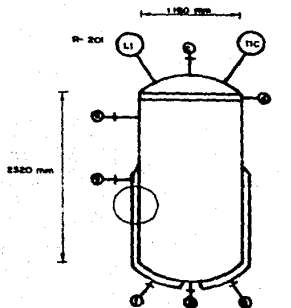


U. N. A. M.

TESIS PROFESIONAL FACULTAD DE QUIMICA

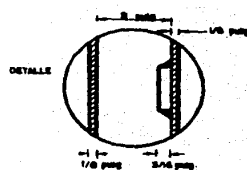
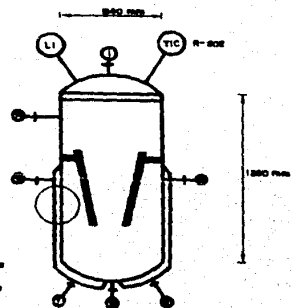
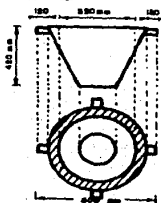
No de tesis: 4.2
PREVISTO: POR 66/CI
FASCICULO: IV.2
SEMESTRE: IV.6.2

Coppel 15/81



DISEÑO DE REACTORES

- 20 Resulta elevación
- 21 Resulta descarga reducida
- LI Resulta líquido
- 22 Resulta menor de controlados
- 23 Resulta máxima operación
- 24 Resulta menor de vapor
- 25 Resulta menor de vapor
- LI Control de nivel
- TIC Controlador de temperatura
- 26 Resulta retroacción
- (1) Resulta de elevación - retroacción de nivel



4.3.- Cálculo del Equipo de Transferencia de Calor.

- Cálculo del Serpentin del Tanque TAC-101 -

En el tanque de almacenamiento TAC-101 con capacidad total de 16 500 l, se tiene 15 000 Kg de fenol que deberán ser calentados - por un serpentín de 25°C a 43°C para asegurar que el fenol se encuentre en estado líquido y facilitar su carga al reactor R-201. (P_g del fenol es 43°C).

Las dimensiones del tanque TAC-101 son las siguientes:
(D) diámetro = 2.34 m ; (h) alt. cilíndrica = 3.52 m ; (h') altura de la tapa cónica = 0.88 m.

El medio de calentamiento será vapor de 4.74 psi (160°F) .

En función de estos datos es preciso determinar las características del serpentín como son el número de vueltas, longitud de tubo a usar, flujo de vapor a alimentar etc.

SERPENTIN

TANQUE DE ALMACENAMIENTO TAC-101



$$T_1 = 25^\circ\text{C} = 77^\circ\text{F}$$

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

$$W = 15\,000\text{ Kg} = 33\,039.6\text{ lb}$$

Se considerará como temperatura calórica (temperatura a la que se calcula las propiedades del fluido) la temperatura promedio en cada lado.

$$T_{av} = \frac{T_1 + T_2}{2} \dots\dots\dots (40)$$

$$t_{av} = \frac{t_1 + t_2}{2} \dots\dots\dots (41)$$

Sustituyendo valores en las ecuaciones anteriores tenemos:

$$T_{av} = \frac{110 + 77}{2} = 93.5^\circ\text{F}$$

$$t_{av} = 160^\circ\text{F}$$

1.- Balance de Calor.

A continuación procedemos a hacer el balance de calor con el fin de saber la cantidad de calor requerido para calentar el fenol y el flujo de vapor que es necesario alimentar para tal fin.

El calor necesario para calentar el fenol se puede calcular mediante la ecuación:

$$Q = W C_p \Delta T \quad \dots\dots\dots (42)$$

El calor que puede suministrar el vapor está dado por la ecuación:

$$Q = W_v \lambda_v \quad \dots\dots\dots (43)$$

De la Fig. 2 Apéndice Kern (47) se lee la capacidad calorífica del fenol a la temperatura calórica T_{av} .

$$C_p \Big|_{\text{fenol}}^{93.5^\circ\text{F}} = 0.49 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

$$\Delta T = 110^\circ\text{F} - 77^\circ\text{F} = 33^\circ\text{F}$$

Sustituyendo en la ec. (42) tenemos:

$$Q = 33 \ 039.6 (0.49) (33) = 534 \ 251.1 \text{ BTU}$$

Ahora igualando las ec. (42) y (43) y leyendo el valor del calor latente de vaporización del vapor en la tabla 7 del Kern se puede calcular el flujo de vapor.

$$W C_p \Delta T = W_v \lambda_v \quad \dots\dots\dots (44)$$

$$\lambda_v \Big|_v^{160^\circ\text{F}} = 1 \ 002.3 \text{ BTU/lb}$$

$$W_v = \frac{534 \ 251.1}{1 \ 002.3} = 533 \text{ lb}$$

2.- Calculo de la Temperatura Media Logarítmica.

La LMTD puede ser calculada mediante la ecuación siguiente:

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}} \quad \dots\dots\dots (45)$$

donde T_1 y T_2 son los gradientes de temperatura que marca el perfil de temperaturas.



$$T_1 = 160^\circ\text{F} - 77^\circ\text{F} = 83^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 160^\circ\text{F} - 110^\circ\text{F} = 50^\circ\text{F}$$

$$\text{LMTD} = \frac{50 - 83}{\ln 50/83} = 65.11^\circ\text{F}$$

3.- Cálculo del Coeficiente Individual de Transferencia de Calor referido al diámetro interior. (h_{iO})

Fluido Caliente : Vapor de agua .

Para este fluido se reporta un valor de $h_{iO} = 1\,500 \text{ BTU/hr ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$

4.- Cálculo del Coeficiente Individual de Transferencia de Calor referido al diámetro externo del tubo. (h_o)

En este caso h_o corresponderá al valor de h_c que es el coeficiente de transferencia de calor del serpentín por convección el cual depende de la temperatura de la película líquida (t_f) adyacente a la pared del tubo y de la temperatura de la pared (t_w).

El procedimiento de cálculo de h_c es iterativo ya que no podemos medir el valor de t_f y t_w . En esta secuencia de cálculo utilizamos las siguientes ecuaciones:

$$t_w = t_{av} + \frac{h_{iO}}{h_{iO} + h_o} (T_{av} + t_{av}) \dots\dots\dots (46)$$

$$t_f = 1/2 (t_w + t_{av}) \dots\dots\dots (47)$$

$$h_c = 116 \left[\underbrace{\left(\frac{K_f^3 f_f^2 C_f^B}{\mu_f} \right)}_G \left(\frac{\Delta t}{D_o} \right) \right]^{0.25} \dots\dots\dots (48)$$

donde D_o es el diámetro exterior del tubo, Δt es la diferencia de temperatura entre la pared del tubo y el fluido caliente y "G" es una relación adimensional conocida como Número de Grashof cuyo valor puede leerse para una determinada t_f en la fig. 10.4 Kern. (Anexo 2).(46)

$$\Delta t = t_w - t_{av} \dots\dots\dots(49)$$

Si utilizamos tubería IPS de 1/4 de pulg. $D_o = 0.540$ pulg (Tabla 11 Kern.(Anexo 2) (46)

El procedimiento iterativo se puede resumir de la siguiente manera:

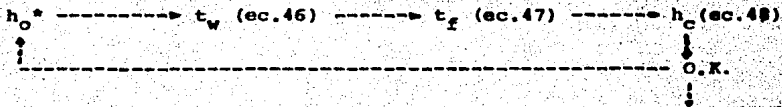


TABLA IV.13

h_o^* BTU/hr ft ² °F	t_w °F	t_f °F	(t/D_o)	No. Grashof	h_c BTU/hr ft ² °F
150	220.5	190.2	112	0.0011	68.7
70	223.5	191.8	117.6	0.00115	70.3

$$h_o^* = h_c \quad 70 \approx 70.3$$

Por lo tanto se asume que $h_o = 70$ BTU/hr ft²°F.

5.- Cálculo del Coeficiente Total de Transferencia de Calor Limpio (U_c).

El coeficiente U_c puede calcularse a partir de los coeficientes individuales a través de la ecuación:

$$U_c = \frac{h_o h_{iO}}{h_o + h_{iO}} \dots\dots\dots (50)$$

Sustituyendo los valores encontrados tenemos:

$$U_c = \frac{70 (1500)}{70 + 1500} = 66.9 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{°F}$$

6.- Cálculo del Coeficiente Total de Diseño.

Tomando en cuenta el coeficiente de transferencia por obstrucción (h_d) podemos calcular U_D con la ecuación siguiente:

$$U_D = \frac{U_c h_d}{U_c + h_d} \dots\dots\dots(51)$$

$$R_d = 0.005 \quad h_d = 1/R_d \dots\dots\dots(52)$$

$$h_d = 1/0.005 = 200 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_D = \frac{(66.9)(200)}{66.9 + 200} = 50.1 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

7.- Cálculo del Area de Transferencia.

El area de transferencia se calcula en este paso apartir de la ecuación de diseño despejando A_t .

$$Q = U_D A_t \text{ LMTD} \dots\dots\dots(53)$$

$$A_t = \frac{534 \ 251.1}{(50.1) (65.11)} = 163.78 \text{ ft}^2$$

8.- Definición de las Características del Serpentin.

(Longitud del Tubo; Número de Vueltas; Diámetro Nominal)

Fijando el diámetro nominal de la tubería IPS a utilizar como 1/4 de pulgada leemos en la tabla 10 A-Kern (46) el area de transferencia pro pie lineal de tubo. Dividiendo el area de transferencia en tre este dato se obtiene la longitud de tubería requerida.

$$\text{Longitud} \quad L = \frac{A_t}{A/L} = \frac{163.78 \text{ ft}^2}{0.141 \text{ ft}^2/\text{ft}} = 1 \ 161.5 \text{ ft} \dots\dots(54)$$

$$\text{No. Vueltas} \quad \text{Area por vuelta} \quad A_v = \pi D (A/L) \dots\dots (55)$$

$$A_v = 3.1416 (7.67 \text{ ft}) (0.141 \text{ ft}^2/\text{ft}) = 3.39 \text{ ft}^2$$

Finalmente dividimos el area total de transferencia requerida entre el area por vuelta y obtenemos el número de vueltas requerido.

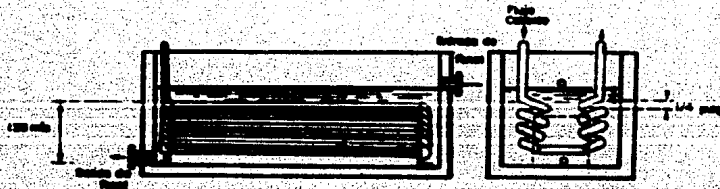
$$\text{No. de vueltas} = \frac{163.78 \text{ ft}^2}{3.39 \text{ ft}^2} = 48 \text{ vueltas}$$

Para calcular la altura del arreglo dentro del tanque TAC-101 se considerará un espacio entre tubos igual al diámetro externo de estos de tal manera que H puede ser calculada mediante la ecuación.

$$H = 2 D_o (\# \text{ vueltas}) \dots\dots\dots (56)$$

$$H = 2 (0.548 \text{ pulg}) (48) = 52.6 \text{ pulg.}$$

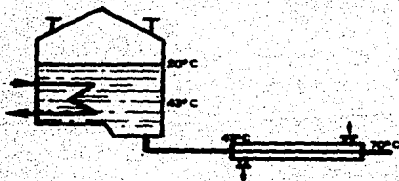
$$H = 1.33 \text{ m}$$



- Cálculo de la Línea Trazada. Corriente 1. Intercambiador de Doble Tubo -

De acuerdo con el balance de materia de la sección IV.2.2 es necesario cargar 591.2 Kg de fenol al reactor R-201. Tratando de que la carga se realice en 20 minutos es preciso establecer un flujo de:

$$\frac{591.2 \text{ Kg}}{20 \text{ min.}} \times \frac{60 \text{ min.}}{1 \text{ hr}} \times \frac{1 \text{ lb}}{0.454 \text{ Kg}} = 3 \text{ 906.6 lb/hr}$$



$$t_1 = 43^\circ\text{C} = 109.4^\circ\text{F}$$

$$t_2 = 70^\circ\text{C} = 158^\circ\text{F}$$

Tomando en cuenta la densidad del fenol ($\rho = 1.071 \text{ Kg/l} = 2.36 \text{ lb/l}$) podemos calcular el flujo volumétrico correspondiente y correlacionarlo de este dato con una velocidad recomendada en el nomograma 3-7 Crane podemos obtener el diámetro nominal de la tubería que se requiere para este servicio.

$$Q = W / \rho \dots\dots\dots(57)$$

$$Q = 3 \text{ 906.6 lb/hr} / 2.36 \text{ lb/l} = 1 \text{ 655.3 l/hr}$$

$$Q = 7.29 \text{ gal / min.}$$

$$\text{Para } V_{\text{rec.}} = 6 \text{ ft/min} \text{ -----} \Rightarrow d_{\text{nom.}} = 3/4 \text{ pulg.}$$

Para evitar que el fenol solidifique en los tubos se hace necesario especificar una chaqueta para la corriente 1 (línea trazada). A tal efecto se considerará un flujo de 3 906.6 lb/hr de fenol que se calentará desde 109.4°F hasta 158°F haciéndolo fluir por una tubería horizontal de 3/4 de pulgada de acero inoxidable que se calienta externamente a contracorriente por una chaqueta que conduce vapor saturado de 4.74 psi (160°F). Se pide calcular la longitud del tubo aular que sirve como chaqueta.

Considerando que el coeficiente global de transferencia de calor varía linealmente con el cambio de temperatura, el calor transferido a lo largo de la línea estaría definido por la ecuación:

$$U = f \text{ lineal } (\Delta t)$$

$$q = \frac{A_t (U_2 \Delta T_1 - U_1 \Delta T_2)}{\ln \frac{U_2 \Delta T_1}{U_1 \Delta T_2}} \dots \dots \dots (58)$$

Despejando de esta ecuación A_t tendremos el valor del área total de transferencia requerida para la chaqueta. Para ello es preciso calcular los coeficientes U_1 y U_2 como una función del cambio de T lo cual se logra al igualar las ecuaciones (42) y (53).

$$W_{\text{fenol}} C_p \Delta T = U_D A_t \text{ LMTD} \dots \dots \dots (59)$$

$$U_D = \frac{W_{\text{fenol}} C_p \Delta T}{A_t \text{ LMTD}} \dots \dots \dots (60)$$

1.- Cálculo del área de transferencia del tubo.

En la tabla 11 A-Kern (46) se lee el área de transferencia por pie lineal de tubo para un diámetro nominal de 3/4 pulgada.

$$A/L = 0.275 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

De acuerdo con el plano VI.2 se tiene un total de 45.75 m desde la zona de almacenamiento del fenol hasta la zona de producción. De esta forma el área de transferencia del tubo es:

$$A_t = 45.75 \text{ m } (3.28 \text{ ft/m}) (0.275 \text{ ft}^2/\text{ft}) = 41.26 \text{ ft}^2$$

2.- Cálculo del calor requerido para calentar el fenol.

Leyendo el C_p del fenol en el nomograma Fig.2 A-Kern y sacando el promedio tenemos:

$$C_p \Big|_{\text{fenol}}^{110^\circ\text{F}} = 0.5 \text{ BTU/ lb}^\circ\text{F} \quad C_p \Big|_{\text{fenol}}^{160^\circ\text{F}} = 0.54 \text{ BTU/ lb}^\circ\text{F}$$

$$C_{P \text{ prom.}} = 0.52 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}$$

El fenol se calienta desde 109.4°F hasta 158°F por lo que el $\Delta T = 48.6^\circ\text{F}$

Sustituyendo en la ec. 42 tenemos:

$$Q = 3\,906.6 \text{ lb/hr } (0.52 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}) (48.6^\circ\text{F})$$

$$Q = 97\,728 \text{ BTU/hr}$$

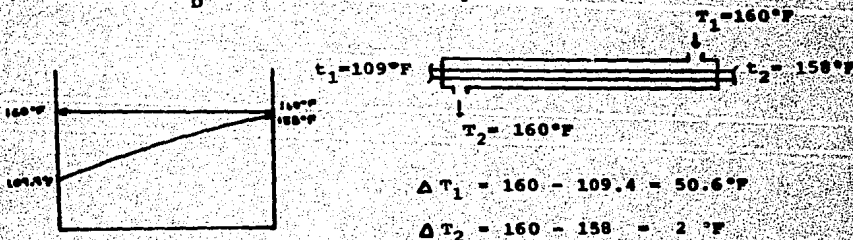
3.- Cálculo de U_D a 109°F .

El fenol entra a la línea trazada a 109.4°F . Para calcular U_D a esta temperatura se consideró el aumento de temperatura que había registrado en el tanque TAC-101 de 25 a 43°C (77 a 109.4°F).

Sustituyendo en la ec. 60 tenemos:

$$U_D = \frac{3\,906.6 (0.52) (109 - 77)}{(41.26) \left[\frac{(160-109)-(160-77)}{\ln \left(\frac{160-109}{160-77} \right)} \right]} = 23.97 \text{ BTU/hr ft}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

4.- Cálculo de U_D en función de la temperatura.



$$\Delta T_1 = 160 - 109.4 = 50.6^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_2 = 160 - 158 = 2^\circ\text{F}$$

Sustituyendo en la ec. (60) tenemos :

$$U_1 = 49.23 \frac{t_1 - 109.4}{2 - (t_1 - 109.4)} \dots\dots\dots (61)$$

$$\ln \frac{2}{(t_1 - 109.4)}$$

Introduciendo diferentes valores de t_1 entre 109.4°F y 158°F a la ecuación (61) obtenemos la variación de U_D en función de la temperatura:

TABLA IV, 14

t_1 (°F)	109.4	120	130	140	150	158
U_1 ($\frac{BTU}{hr^2 ft^2}$)	23.97	101.2	129.2	143.7	155.9	163.8

5.- Cálculo del área de transferencia requerida para la Chaqueta. Tomando en cuenta los valores de U_D de la tabla IV.16 y los gradientes del perfil de temperaturas tenemos:

$$U_1 \Delta T_2 = 23.97 (2) = 47.94 \text{ BTU/hr ft}^2$$

$$U_2 \Delta T_1 = 163.83 (50.6) = 8289.29 \text{ BTU/hr ft}^2$$

Sustituyendo en la ec. (58) obtenemos A_c para la chaqueta:

$$A_c = \frac{(98728) \ln (8289.29 / 47.9)}{8289.29 - 47.94}$$

$$A_c = 61.72 \text{ ft}^2$$

6.- Longitud del Tubo Anular (Chaqueta) (L) .

Tomando A_c como el área lateral del tubo podemos calcular L median te la fórmula :

$$L = A_c / \pi \text{ ID} \dots\dots\dots (62)$$

Leyendo en la tabla 11 A-Kern el diámetro interno de tubos IPS obtenemos los siguientes resultados:

TABLA IV.15

Diámetro Nominal (Tubería IPS) (pulg.)	1 1/2	2
Diámetro Interno (ft)	0.134	0.172
Longitud de la Chaqueta (ft)	146	118

Se prefiere el uso de tubería IPS de 2 pulg. de diámetro nominal como tubería anular (chaqueta) a fin de que solo se cubra la parte recta de la línea trazada sin tener que calentar la sección de la tubería que se interna en la zona de producción.

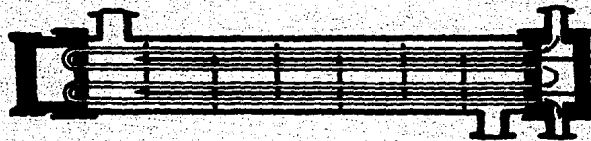
- Calculo del Intercambiador de Reflujo. E-201. -

Se requiere de un condensador vertical para condensar 970 Kg/hr de agua prácticamente pura que proviene del reactor R-201 el cual trabaja a presión atmosférica y $T = 100^{\circ}\text{C}$. Como medio enfriante se usará agua a 20°C y deberá salir a 40°C .

Se requiere de un factor de obstrucción $F_d = 0.003$ y se deberá de respetar una caída de presión permitida de 2 psi para el vapor y de 10 psi para el agua. Esta irá por los tubos con el fin de evitar en lo posible la corrosión.

Debido a la localización del reactor se ve la conveniencia de que los tubos no tengan una longitud superior a los 4 pies de largo.

Para facilitar su aseo y mantenimiento se prefiere arreglo en cuadro de 1 pulg (Pitch) y tubos de $3/4$ pulg D.E. 16 BWG.



$$W_{\text{vap.}} = 970 \text{ Kg/hr} = 2137.66 \text{ lb/hr}$$

$$T_1 = T_2 = 100^{\circ}\text{C} = 212^{\circ}\text{F}$$

$$t_1 = 20^{\circ}\text{C} = 68^{\circ}\text{F}$$

$$t_2 = 40^{\circ}\text{C} = 104^{\circ}\text{F}$$

Al ser condensador de reflujo no se considera carga por subenfriamiento, en tanto que la de sobrecalentamiento es despreciable.

1.- Balance de Calor.

Leyendo en la Fig. 12 del Kern el valor de λ , para el agua a 212°F y sustituyendo en la ec. (43) tenemos:

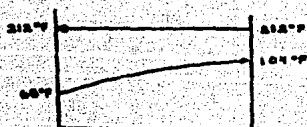
$$Q = 2137 \text{ lb/hr (680 BTU/lb)} = 1453160 \text{ BTU/hr}$$

Sustituyendo este valor en la ec. (42) obtenemos el caudal de agua de enfriamiento requerida:

$$\text{Agua} \quad W = Q / C_p \Delta t = \frac{1\,453\,160 \text{ BTU}}{1 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F} (104-68)^\circ\text{F}}$$

$$W = 40\,365 \text{ lb/hr}$$

2.- Cálculo de la LMTD.



$$T_1 = 212 - 68 = 144^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 212 - 104 = 108^\circ\text{F}$$

$$\text{LMTD} = \frac{(108) - (144)}{\ln \frac{108}{144}} = 125.1^\circ\text{F} \text{ ec(45)}$$

3.- Temperaturas Calóricas (promedios).

$$T_c = 212^\circ\text{F}$$

$$t_c = 86^\circ\text{F}$$

4.- Definición de las características del condensador.

En este paso se supone un valor del coeficiente global de diseño y calculando en la ecuación de diseño (53) el área de transferencia, podemos saber cual es el número de tubos que tendrá nuestro condensador así como sus dimensiones de coraza y tubos.

Posteriormente se sigue todo el procedimiento de calculo para cerciorarse que cumpla con los límites de caída de presión y factor de obstrucción.

$$\text{Suponiendo } U_D = 70 \text{ BTU/hr }^\circ\text{F ft}^2$$

$$\text{Área de Transferencia} \quad A_t = \frac{1\,453\,160}{(70) 125.1} = 165.9 \text{ ft}^2 \text{ ec(53)}$$

$$\text{No. de Tubos} \quad N_t = \frac{A_t}{L \cdot A_L} \dots\dots\dots (63)$$

$$N_t = 165.94 \cdot 0.1963 = 211 \text{ tubos}$$

En la ec. 63, L es la longitud de los tubos y A_L es el área de transferencia por pie lineal del tubo la cual se lee en la Tabla 10 A-Kern (anexo 2). (46)

En la tabla 9 A-Kern (anexo 2) se encuentra un intercambiador de 70 tubos pero de 8 pasos (considerando pitch cuadrangular de 1 - pulgada). Como nuestro intercambiador es muy pequeño se prefirió un no de 4 pasos que se acerca mucho , 204 tubos, 4-P , 1 3/4 pulg DI coraza.

Con estos datos se corrige el valor de U_D .

5.- Cálculo de U_D corregido.

$$\text{ec(63)} \quad A_t = 204 (4 \text{ ft}) (0.1963 \text{ ft}^2/\text{ft}) = 160.18 \text{ ft}^2$$

$$\text{ec(53)} \quad U_D = \frac{1\,453\,160 \text{ BTU/hr}}{160.18 \text{ ft}^2 (125.1^\circ\text{F})} = 72.51 \text{ BTU/hr ft}^2 \cdot \text{F}$$

6.- Fluido Frío (Agua Cruda) Calculo del Coeficiente Individual de Transferencia de Calor referido a la pared interior del tubo.

$$\text{Area de Flujo} \quad a_t' = N_t a_t' / 144 n \quad \dots\dots\dots (64)$$

donde n es el número de pasos por los tubos y a_t' es el area de sección transversal del tubo usado. Leyendo este dato en la tabla 10 A-Kern para tubos de 3/4 de pulgada tenemos:

$$a_t' = 0.302 \text{ pulg}^2$$

Sustituyendo en la ec. (64) tenemos:

$$a_t' = \frac{204 (0.302)}{144 (4)} = 0.107 \text{ ft}^2$$

Masa Velocidad por Tubos

$$G_t = W/a_t \quad \dots\dots\dots (65)$$

$$G_t = 40\,365 \text{ lb/hr} / 0.107 \text{ ft}^2 = 377\,243 \text{ lb/hr ft}^2$$

Velocidad en los Tubos

$$v = G_t / 3600 f \quad \dots\dots\dots (66)$$

$$v = 377\,243 / 3\,600 (62.5) = 1.676 \text{ ft/seg}$$

Con este dato de velocidad se lee en la Fig. 25 A-Kern (47) el valor de h_i a la temperatura calórica $t_c = 86^\circ\text{F}$.

$$h_i = 460 \text{ BTU/hr ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Calculo de h_{i0}

$$h_{i0} = h_i \text{ ID/OD} \dots\dots\dots(67)$$

$$h_{i0} = 460 [0.62/0.75] = 380.26 \text{ BTU/hr } \cdot ^\circ\text{F ft}^2$$

7.- Calculo del Coeficiente Individual de Transferencia de Calor referido a la pared exterior del tubo. Fluido Caliente: vapor de agua . (h_o)

El procedimiento de cálculo de este coeficiente es iterativo. Su ponemos un valor de h_o el cual introducimos en las ecuaciones (46) y (47) para calcular la temperatura de la película líquida de condensado. A esta temperatura se lee el valor de la viscosidad, conductividad térmica y gravedad específica para el agua y se calcula la masa velocidad por el lado de la corasa . Con este dato y los valores de μ_f , k_f , S_f se lee el valor de h_c en la gráfica 12.9 del Kern (anexo 2).

El valor de la masa velocidad de los vapores a través de la corasa se puede calcular mediante la ecuación:

$$G'' = W_v / \pi \text{ OD } N_c \dots\dots\dots(68)$$

Sustituyendo en esta ecuación tenemos:

$$G'' = 2137.66 / (3.1416) (20) (0.0625) = 53.36 \text{ lb/hr ft}$$

El procedimiento iterativo se resume de la siguiente manera:

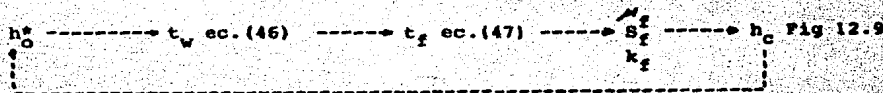


TABLA IV.15

h_o BTU/hr·Fft ² ·F	t_w °F	t_f °F	μ_f cp	S_f	k_f BTU/hr·Fft ² /ft	h_c BTU/hr·Fft ²
2000	134	172	0.38	1.0	0.398	1300
1300	153	183	0.35	1.0	0.398	1350
$h_o = h_c$		1300 ≈ 1350				

Por lo tanto se asume que $h_o = 1350$ BTU/hr·Fft²

8.- Cálculo del Coeficiente Total de Transferencia de Calor Limpio.

$$\text{ec. (50)} \quad U_c = \frac{(380.2)(1350)}{380.2 + 1350} = 296.65 \text{ BTU/hr ft}^2 \cdot \text{F}$$

9.- Cálculo del Factor de Obstrucción

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \cdot U_D} \dots \dots \dots (69)$$

$$R_d = \frac{296.65 - 72.51}{296.65 (72.51)} = 0.0104$$

El factor de obstrucción calculado es superior al requerido lo cual nos dice que el condensador es adecuado para este servicio.

CÁLCULO DE LAS CAIDAS DE PRESION

10.- Caída de Presión por tubos.

Leyendo el valor de la viscosidad del agua a la temperatura calórica y con la masa velocidad ya calculada podemos calcular el valor del número de Reynolds mediante la ecuación:

$$Re_t = D_t G_t / \mu \dots \dots \dots (70)$$

$$\mu \Big|_{86^{\circ}\text{F}} = 0.85 (2.42) = 2.057$$

Sustituyendo en la ec. (70) tenemos:

$$\text{Re}_c = \frac{(0.051)(377.243)}{2.057} = 9353$$

Con este dato se lee el valor del factor de fricción del lado de los tubos en la figura 26 A-Kern (anexo 2). $f = 0.00028$

La caída de presión por tubos puede ser calculada mediante la ecuación:

$$\Delta P_t = \frac{f G_c^2 L n}{5.22 \times 10^{10} D_s \phi_s} \dots \dots \dots (71)$$

donde L es la longitud de los tubos en pies, D_s es el diámetro equivalente de transferencia el cual depende del arreglo y diámetro de los tubos y ϕ_s es la relación de viscosidades cuyo valor se considera igual a 1.

Sustituyendo valores tenemos:

$$\Delta P_t = \frac{(0.00028) (377.243)^2 (4)(4)}{5.22 \times 10^{10} (0.0516)(1)} = 0.236 \text{ lb/pulg}^2$$

La caída de presión por los retornos la podemos calcular mediante la ecuación:

$$\Delta P_r = \left(\frac{4n}{S} \right) \left(\frac{V^2}{2g} \right) \dots \dots \dots (72)$$

Con el dato de la velocidad másica se lee el valor del término $V^2/2g$ en la fig. 27 A-Kern.

$$G_c = 377.243 \text{ lb/hr ft}^2 \longrightarrow V^2/2g = 0.019$$

Sustituyendo tenemos:

$$\Delta P_r = 4 (4)/1 (0.019) = 0.304 \text{ lb/pulg}^2$$

La caída de presión por el lado de los tubos se puede calcular a partir de la ecuación siguiente:

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r \dots \dots \dots (73)$$

Sustituyendo tenemos:

$$\Delta P_T = 0.236 + 0.304 = 0.54 \text{ lb/pulg}^2$$

11.- Cálculo de la Caída de Presión por la Coraza.

La caída de presión por la coraza puede ser calculada mediante la ecuación:

$$\Delta P_s = 4 \frac{f G_s^2 D_s (N+1)}{5.22 \times 10^{10} D_e S_g} \dots\dots\dots (74)$$

Para leer el factor de fricción se calcula el área de flujo por la coraza a_s , la velocidad másica G_s y el número de Reynolds Re_s .

$$a_s = \frac{ID C' B}{144 P_t} \dots\dots\dots (75)$$

donde $C' = P_t - DE = 1 - 0.75 = 0.25$ pulg. ; B = espaciado entre baffles.

Sustituyendo valores tenemos:

$$a_s = \frac{(19.25) (0.25 \text{ pulg}) (16 \text{ pulg})}{144 (1 \text{ pulg})} = 0.53 \text{ ft}^2$$

Calculando la velocidad másica:

$$G_s = 2137.66 \text{ lb/hr} / 0.53 \text{ ft}^2 = 4033.32 \text{ lb/hr ft}^2$$

Sustituyendo en la ec. para calcular el N_{Re} para la coraza tenemos:

$$N_{Re} = \frac{D_e G_s}{\mu} \dots\dots\dots (76)$$

$$\mu \Big|_{\text{agua}}^{212^\circ F} = 0.013 \text{ cp (2.42)} = 0.0315 \text{ lb/hr ft}$$

El valor del diámetro equivalente D_e se obtiene de la Fig. 28 A-K

$$D_e = 0.95 \text{ pulg} / 12 \text{ pulg/ft} = 0.0791 \text{ ft}$$

$$N_{Re} = 0.0791(4033.32) / 0.0315 = 10128$$

Con este dato se lee en la fig. 29 A-Kern el factor de fricción para el lado de la coraza.

$$f = 0.0021$$

El resto de los datos necesarios para calcular la caída de presión por la coraza son los siguientes:

Número de cruces = (N + 1) = 3

Diámetro de la coraza = 19 1/4 pulg. = 1.6 ft.

Gravedad Especifica

$$S = \frac{\rho_{\text{Ov}}}{\rho_{\text{H}_2\text{O}}}$$

$$\rho_{\text{agua}} = \frac{1/359}{\text{vap}} \frac{18}{\left(\frac{460 + 212}{460 + 32} \right) \left(\frac{14.7}{19.4} \right)} = 0.048 \text{ lb/ft}^3$$

$$S = 0.048 / 62.3 = 0.00077$$

Sustituyendo en la ec. 74 tenemos:

$$\Delta P_s = \frac{1}{2} \frac{0.0021 (4.033.32)^2 (1.6) (3)}{5.22 \times 10^{10} (0.0791) (0.00077)} = 0.025 \text{ lb/pulg}^2$$

Resumiendo $h_o = 1350 \text{ BTU/hr } ^\circ\text{F ft}^2$ $R_d \text{ calc. } > R_d \text{ req.}$

$h_{io} = 380.2 \text{ BTU/hr } ^\circ\text{F ft}^2$ $0.010 > 0.003$

$\Delta P_t = 0.54 \text{ psi}$ permitido 10 psi

$\Delta P_s = 0.025 \text{ psi}$ permitido 2 psi

El intercambiador calculado a pesar de ser pequeño resulta estar muy sobrado, lo cual asegura una condensación eficiente. Puede aumentarse el valor de U_D para disminuir el área de transferencia y con ello reducir el número de tubos, sin embargo no lo consideramos necesario ya que el presente equipo ya es en sí pequeño.

Especificación del Condensador E-201

CORAZA

DI = 19 1/4 pulg.

Espaciado entre deflectores B' = 16 pulg.

Pasos = 1

TUBOS

No. de tubos = 204

Longitud = 4 ft

DE, BWG = 3/4 pulg , 16 BWG

Pasos = 4

- Cálculo del Intercambiador de Desobrecalentamiento. E-202 -

Para la condensación de los vapores generados en la torre de destilación se requiere de un condensador-desobrecalentador-subenfriador.

Como base de cálculo del mismo se tomará en cuenta la carga generada en la separación de la mezcla de reacción de la segunda etapa (guayá col -anisol).

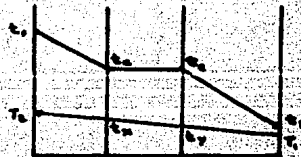
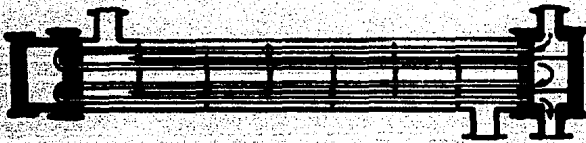
Debido a la altura de la torre se prefiere que el condensador sea horizontal a fin de reducir en lo posible los problemas de soporte del mismo.

El condensador recibirá un flujo de 250 Kg/hr de anisol que salen de la columna de destilación TD-201 a 75°C y 0.05 atm de presión. El vapor se satura y condensa totalmente a 65°C. El enfriamiento se lleva a cabo con agua a 20°C la cual deberá salir a una temperatura de 40°C.

El agua se enviará por los tubos y el vapor por la coraza.

Se requiere un factor de obstrucción de 0.002 y una caída de presión máxima de 2 psi por la coraza y de 10 psi por los tubos.

Se requiere que los condensados salgan a 25°C.



A: Desobrecalentamiento

B: Condensación

C: Subenfriamiento

$$t_1 = 75^{\circ}\text{C} = 167^{\circ}\text{F}$$

$$t_2 = 25^{\circ}\text{C} = 77^{\circ}\text{F}$$

$$t_c = 65^{\circ}\text{C} = 149^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 = 40^{\circ}\text{C} = 104^{\circ}\text{F}$$

$$T_1 = 20^{\circ}\text{C} = 68^{\circ}\text{F}$$

1.- Balance de Calor

Cálculo de las cargas térmicas.

$$q_d \text{ Calor de Desobrecalentamiento} \quad q_d = m C_p \Delta T \quad \dots (77)$$

$$C_p \Big|_{158^\circ\text{F}}^{\theta-\text{OCH}_3} = 0.46 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F} \quad \text{Nomograma F-2 A-Kern (46)}$$

$$T_c = 75 + 65 / 2 = 70^\circ\text{C} = 158^\circ\text{F}$$

$$W_v = 250 \text{ Kg/hr} = 550.66 \text{ lb/hr}$$

$$q_d = 550.66 \text{ lb/hr} (0.46 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}) (167-149)^\circ\text{F}$$

$$q_d = 4\,559.46 \text{ BTU/hr}$$

$$q_c \text{ Calor de Condensación} \quad q_c = m \lambda_c \quad \dots (78)$$

$$\lambda_{\theta-\text{OCH}_3}^{149^\circ\text{F}} = 95 \text{ BTU/lb} \quad \text{Nomograma F-12 A-Kern}$$

$$q_c = 550.66 \text{ lb/hr} (95 \text{ BTU/lb}) = 52\,312 \text{ BTU/hr}$$

$$q_s \text{ Calor de Subenfriamiento} \quad q_s = m C_p \Delta T \quad \dots (79)$$

$$C_p \Big|_{108.5^\circ\text{F}}^{\theta-\text{OCH}_3} = 0.43 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}$$

$$T_c = \frac{(149 + 68)^\circ\text{F}}{2} = 108.5^\circ\text{F}$$

$$q_s = 550.66 \text{ lb/hr} (0.43 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}) (149-77)^\circ\text{F}$$

$$q_s = 17\,048.4 \text{ BTU/hr}$$

Cálculo del Calor Total Transferido

$$Q = q_d + q_c + q_s \quad \dots (80)$$

Sustituyendo tenemos:

$$Q = 4\,559.46 + 52\,312 + 17\,048.4 = 73\,919.86 \text{ BTU/hr}$$

Cantidad de agua de intercambio:

$$m = \frac{73\,919.86 \text{ BTU/hr}}{(1 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}) (104-68^\circ\text{F})} = 2081.1 \text{ lb/hr}$$

2.- Balances de Temperatura.

$$(\text{LMTD})_d = f (T_2, t_1, t_c, t_x)$$

$$(\text{LMTD})_c = f (t_c, t_x, t_y)$$

$$(\text{LMTD})_s = f (T_1, t_2, t_y, t_c)$$

Para poder calcular los balances de temperatura es imprescindible conocer la temperatura del agua en el punto en que comienza la

condensación del metanol y en el punto donde se ha condensado totalmente. Para conocerlas despejaremos t_x y t_y de las ecuaciones (77) y (79).

$$t_y = (q_s / m C_p) + T_1$$

$$t_y = (17\ 048.4 / 2081.1 \text{ (1)}) + 68 = 72^\circ\text{F}$$

$$t_x = T_2 - q_d / m C_p$$

$$t_x = 104 - (4\ 559.5 / 2081.1 \text{ (1)}) = 102.9^\circ\text{F}$$

Sustituyendo estas temperaturas y las marcadas en el perfil de la página anterior en la ec.45 podemos calcular las LMTD respectivas.

$$(\text{LMTD})_d = \frac{(149-102.9) - (167-104)}{\ln \frac{(149-102.9)}{(167-104)}} = 38.1^\circ\text{F}$$

$$(\text{LMTD})_c = \frac{(149-72) - (149-102.9)}{\ln \frac{(149-72)}{(149-102.9)}} = 60.23^\circ\text{F}$$

$$(\text{LMTD})_s = \frac{(77-68) - (149-72)}{\ln \frac{(77-68)}{(149-72)}} = 31.68^\circ\text{F}$$

Cálculo de Δt balanceada.

$$\Delta t = Q / \sum \frac{q_t}{t} \dots\dots\dots (81)$$

Sustituyendo en la ec. 81 los valores correspondientes tenemos:

$$\Delta t = \frac{73\ 919.86}{\frac{4\ 559.46}{38.1} + \frac{52\ 312}{60.23} + \frac{17\ 048.4}{31.68}} = 48.42^\circ\text{F}$$

$$\Delta t = 48.42^\circ\text{F}$$

En función de que el gasto de anisol a condensar es bajo, proponemos comprobar la capacidad operativa de un condensador relativamente pequeño como el que se describe a continuación:

CORAZA

DI = 17 1/4 pulg.

B' = 32 pulg.

Pasos = 1

TUBOS

Número de tubos = 158

Longitud = 8 ft

DE = 3/4 pulg. 16 BWG

Pitch Cuadrangular de 1 pulg.

Pasos = 4

3.- Cálculo del Coeficiente Individual de Transferencia de Calor referido a la pared interior del tubo. (h_{i0})

siguiendo el procedimiento ya explicado para el condensador E-201 tenemos:

Área de flujo por tubos ec(64)

$$a_c = \frac{158 (0.302)}{144 (4)} = 0.0828 \text{ ft}^2$$

Masa Velocidad $G_c = 2\ 081.1 / 0.0828 = 25\ 134.1 \text{ lb/hr ft}^2$

A la temperatura calórica $T_c = 104 + 68 / 2 = 86^\circ\text{F}$

$$h_1 = 280 \text{ BTU/hr ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \quad \text{Fig. 25 Kern}$$

$$\text{ec. (67)} \quad h_{i0} = 280 (0.62/0.75) = 231 \text{ BTU/hr } \cdot ^\circ\text{F ft}^2$$

4.- Cálculo del Area de Transferencia requerida por Carga Térmica.

Para poder determinar el área de transferencia requerida, es preciso calcular para cada caso el valor del coeficiente individual de transferencia de calor referido a la pared exterior del tubo, el cual varía a lo largo de su longitud. Con este dato podemos calcular U_D y sustituyendo en la ecuación de diseño (53) calculamos el área de transferencia requerida.

Area de Transferencia Req. Carga de Desobrecalentamiento.

Area de Flujo $C' = P_t - DE = 1 - 0.75 = 0.25$ pulg.

ec(75) $a_g = \frac{(17.25)(0.25)(32)}{144 (1)} = 0.95 \text{ ft}^2$

Masa Velocidad

ec. (65) $G_g = 550.66 / 0.95 = 579.96 \text{ lb/hr ft}^2$

Temperatura Calórica del vapor sobrecalentado.

$$t_c = \frac{167 + 149}{2} = 158 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\mu_{158^\circ\text{F}}^{\text{O-CH}_3} = 0.34 \cdot 2.42 = 0.823 \text{ lb/hr ft}$$

Fig 14 A-K

$$D_e = 0.99/12 = 0.0825 \text{ ft}$$

Fig. 28 A-Kern

Número de Reynolds

$$N_{Re} = (0.0825)(579.96) / 0.823 = 58.14 \quad \text{ec. (70)}$$

Con este dato leemos en la fig 28 A-Kern el valor de j_h

$$j_h = 4.0$$

Cálculo de h_o

$$h_o = j_h \left(\frac{k}{D_e} \right) \left[\frac{C_p}{k} \right]^{1/3} \dots\dots\dots (82)$$

leyendo el valor de la conductividad térmica y la capacidad calorífica del anisol a la temperatura calórica tenemos:

$$C_p \left| \begin{array}{l} 158^\circ\text{F} \\ \phi\text{-OCH}_3 \end{array} \right. = 0.46 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F} \quad \text{Nomograma F-2 Kern}$$

$$k \left| \begin{array}{l} 158^\circ\text{F} \\ \phi\text{-OCH}_3 \end{array} \right. = 0.84 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F ft}^2/\text{ft} \quad \text{Tabla 4 A-Kern}$$

Sustituyendo en la ec. 82 tenemos:

$$h_o = 4.0 \left(0.084/0.0825 \right) \left(0.46 \left(0.823 \right) / 0.084 \right)^{1/3}$$

$$h_o = 6.72 \text{ BTU/hr } ^\circ\text{F ft}^2$$

Calculo de U_D de desobrecalentamiento.

$$\text{ec. (50)} \quad U_D = \frac{(231.4)(6.72)}{231.4 + 6.72} = 6.53 \text{ BTU/hr ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Area de Transferencia Requerida (Desobrecalentamiento).

$$\text{ec (53)} \quad A_D = 4559.46 / (6.53)(38.1) = 18.32 \text{ ft}^2$$

Cálculo del Area de Transferencia Req. Carga de Condensación.

Para el cálculo de esta área suponemos que la condensación se lleva a cabo en el 60% de la longitud del tubo. Por lo tanto:

$$L_c = 8 \text{ ft} \cdot 0.6 = 4.8 \text{ ft}$$

El cálculo de la masa velocidad de los vapores a través de la carga es diferente dependiendo de si el condensador es vertical u horizontal. En el caso de condensadores horizontales se puede calcular mediante la ecuación:

$$G'' = W_v / L_c N_t^{2/3} \quad \dots\dots\dots (83)$$

Sustituyendo tenemos:

$$G'' = 550.66/4.8 (158)^{2/3} = 3.9 \text{ lb/hr ft}^2$$

Siguiendo el procedimiento iterativo explicado en el punto 7 del cálculo del condensador E-201 obtenemos los siguientes resultados:

TABLA IV. 16

h_o BTU/hr ² °Fft	t_w °F	t_f °F	μ_f cp	S_f	k_f BTU/hr ² °Fft	h_c BTU/hr ² °Fft
200	214	181.5	0.32	0.87	0.084	2100
1500	118.9	133.9	0.42	0.87	0.084	1800
1700	115.0	132.3	0.45	0.87	0.084	1700

$$h_o = h_c$$

$$1700 \approx 1700$$

Cálculo del Coeficiente Total Limpio de Condensación .

$$\text{ec. (50)} \quad U_c = \frac{(231)(1700)}{231 + 1700} = 203 \text{ BTU/hr } ^\circ\text{F ft}^2$$

Area de Transferencia Requerida. (Condensación).

$$\text{ec. (53)} \quad A_c = 52\,312 / 203 (60.23) = 4.27 \text{ ft}^2$$

Cálculo del Area de Transferencia Req. (Subenfriamiento).

El cálculo de esta área sigue exactamente el mismo procedimiento que el utilizado para determinar el área para sobrecalentamiento.

Area de Flujo

$$\text{ec. (75)} \quad a_s = \frac{(17.25)(0.25)(32)}{144 (1)} = 0.95 \text{ ft}^2$$

Masa Velocidad

$$\text{ec. (65)} \quad G_s = 550.66 / 0.95 = 579.9 \text{ lb/hr ft}^2$$

Temperatura Calórica del Condensado Subenfriado.

$$t_c = \frac{104 + 77}{2} = 90.5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\mu_{90.5^\circ\text{F}} / \sigma_{\text{OCH}_3} = 0.55 * 2.42 = 1.331 \text{ lb/ft hr}$$

$$Da = 0.99/12 = 0.0825 \text{ ft}$$

Fig. 14 Kern

Fig. 28 Kern
recuadro

Número de Reynolds

$$N_{Re} = (0.0825)(579.9)/1.331 = 35.9$$

Leyendo en la fig. 28 A-Kern (anexo 2) tenemos :

$$j_h = 3.3$$

Leyendo el valor de C_p y k a la temperatura calórica y sustituyendo en la ecuación (82) tenemos:

$$C_p \left| \begin{array}{l} 90^\circ\text{F} \\ \phi\text{-OCH}_3 \end{array} \right. = 0.42 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}$$

$$k \left| \begin{array}{l} 90^\circ\text{F} \\ \phi\text{-OCH}_3 \end{array} \right. = 0.086 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/ft}$$

$$\text{ec. (82)} \quad h_o = 3.3 (0.086/0.0825) [0.42(1.331)/0.086]^{1/3}$$

$$h_o = 6.42 \text{ BTU/hr } ^\circ\text{F ft}^2$$

Cálculo del Coeficiente Total Limpio de Subenfriamiento.

$$\text{ec. (50)} \quad U_s = \frac{(231.4)(6.42)}{231.4 + 6.42} = 6.24 \text{ BTU/hr } ^\circ\text{F ft}^2$$

Área de Transferencia Req. (Subenfriamiento).

$$\text{ec. (53)} \quad A_s = 17\,048.4 / 6.24 (31.68) = 86.24 \text{ ft}^2$$

5.- Cálculo del Coeficiente Total de Transferencia de Calor Limpio Balanceado. (U_c)

El coeficiente U_c en este tipo de condensadores debe ser representativo de todos los procesos de transferencia de calor que se verifican en el equipo. En términos generales su valor puede ser calculado mediante la ecuación siguiente:

$$U_c = \frac{\sum U_i A_i}{\sum A_i} \dots\dots\dots (84)$$

Calculando el area total de transferencia requerida tenemos:

$$A_T = A_d + A_c + A_s \dots\dots\dots(85)$$

$$A_T = 18.32 + 4.27 + 86.24 = 109 \text{ ft}^2$$

Sustituyendo valores en la ec. (84) tenemos:

$$U_C = \frac{(6.53)(18.32) + (203)(4.27) + (6.24)(86.24)}{109}$$

$$U_C = 14.5 \text{ BTU/hr } \cdot \text{F ft}^2$$

6.- Cálculo del Coeficiente Global de Diseño U_D .

Calculando en la ec. (53) con el valor del área total de transferencia requerida y el valor de LMTD balanceada, tenemos:

$$U_D = Q/A_T \quad t = \frac{73 \ 919 \ \text{BTU/hr}}{(109 \ \text{ft}^2)(48.4^\circ\text{F})} = 14.01 \text{ BTU/hr } \cdot \text{F ft}^2$$

7.- Cálculo del Factor de Obstrucción.

$$\text{ec(69)} \quad R_d = \frac{(14.5) - (14.01)}{(14.5)(14.01)} = 0.0024 > 0.002$$

El valor de R_d calculado es mayor que el requerido lo cual indica - que nuestro condensador es adecuado para el servicio propuesto.

CALCULO DE LAS CAIDAS DE PRESION

8.- Caída de Presión por Tubos.

Para calcular el N_{Re} por los tubos se lee la viscosidad del agua a la temperatura calórica en la fig.14 A-Kern.

$$T_c = 104 + 68/2 = 86^\circ\text{F}$$

$$\mu_{\text{H}_2\text{O}} \bigg|_{86^\circ\text{F}} = 0.9 (2.42) = 2.178 \text{ lb/hr ft}$$

$$DI = 0.62/12 = 0.0517 \text{ ft}$$

Sustituyendo en la ec. (70) tenemos:

$$Re_t = \frac{(0.0517)(25\ 134.1)}{2.178} = 596.6$$

Leyendo en la fig. 26 A-Kern : $f = 0.00084$

Sustituyendo en la ec. (71) tendríamos:

$$\Delta P_t = \frac{(0.00084)(25\ 134.1)^2(8)(4)}{5.22 \times 10^{10} (0.0517)(1)} = 0.0063 \text{ lb/pulg}^2$$

Para calcular la caída de presión en los retornos utilizaríamos la ec. (72) leyendo en la fig. 27 el valor del término de velocidad.

$$G_t = 25\ 134.1 \text{ lb/hr ft}^2 \longrightarrow v^2/2g = 0.0004$$

$$\Delta P_r = (4(4)/1)(0.0004) = 0.0064 \text{ lb/pulg}^2$$

La caída de presión por el lado de los tubos será:

$$\text{ec (73) } \Delta P_T = 0.063 + 0.064 = 0.0127 \text{ lb/pulg}^2$$

9.- Cálculo de la caída de presión por la coraza.

Para poder calcular la caída de presión por la coraza es preciso tomar en cuenta las caídas de presión por cambio de fase y la longitud de los tubos en la que se lleva a cabo cada operación de transferencia. La ΔP_n será entonces igual al resultado de la suma de las caídas de presión individuales de cada proceso.

Desobrecalentamiento

$$Re_d = 58.14 \longrightarrow f = 0.0086 \quad \text{Fig. 26 Kern}$$

Numero de Cruces (N+1)

$$L_d = \frac{Ad}{A/L * N_t} = 18.32 \text{ ft}^2 / (0.1963 \text{ ft}^2/\text{ft})(158) = 0.59 \text{ ft}$$

$$(N+1) = 12 L_d / B = 12(0.59)/32 = 0.22$$

el número de cruces se asume que es igual a 1.

Densidad del Vapor.

$$f = 1/359 \frac{108}{\left(\frac{618}{492}\right) \left(\frac{14.7}{0.58}\right)} = 0.0094 \text{ lb/ft}^3$$

Gravedad Especifica

$$S = 0.0094/62.5 = 0.000151$$

Diámetro de la Coraza $D_s = 17.25/12 = 1.4375 \text{ ft}$

Sustituyendo los valores en la ec. (74) tenemos:

$$\Delta P_{s_d} = \frac{1}{2} \frac{(0.0086) (579.96)^2 (1.4375) (1)}{5.22 \times 10^{10} (0.0825) (0.000151) (1)} = 0.00319 \text{ psi}$$

Esta metodología ya fue descrita al tratar el condensador E-201.

Condensación

Repetiendo exactamente los pasos anteriores tenemos:

$$L_c = 4.27 / 0.1963(158) = 0.137 \text{ ft}$$

$$(N + 1) = 12 (0.137)/32 = 0.051 \text{ se considerará igual a 1}$$

$$f = 0.3 / (8\ 952/285) = 0.0095 \text{ ----- } S = 0.000151$$

Como S y (N + 1) tienen el mismo valor que en el caso anterior en tanto que los otros valores son constantes a todo lo largo de la coraza, tenemos:

$$\Delta P_{s_d} = \Delta P_{s_c} = 0.00319 \text{ psi}$$

Subenfriamiento

$$L_s = 86.24 / 0.1963 (158) = 2.78 \text{ ft}$$

$$(N + 1) = 12 (2.78) / 32 = 1.04 \text{ se asume 1}$$

$$S = 0.000151$$

Por lo tanto la caída por subenfriamiento es igual a las anteriores:

$$\Delta P_{s_s} = 0.00319 \text{ psi}$$

Resumiendo $U_D = 14.01 \text{ BTU/hr } ^\circ\text{F ft}^2$ $R_{d\text{calc}} > R_{d\text{req.}}$
 $0.0024 \gg 0.002$
 $\Delta P_t = 0.0127 \text{ lb/pulg}^2$ permitido 10 lb/pulg^2
 $\Delta P_g = 0.00957 \text{ lb/pulg}^2$ permitido 2 lb/pulg^2

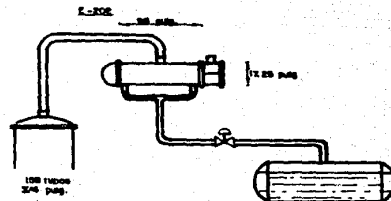
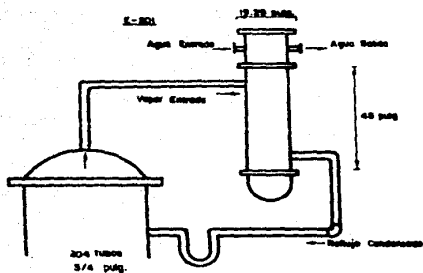
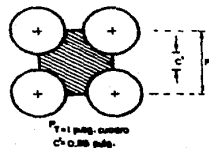
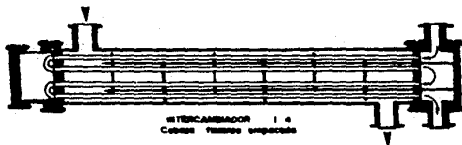
El presente condensador está un poco sobrado para la operación lo cual asegura una condensación eficiente y una buena capacidad para una operación multipropósito. Se puede optar por suponer uno más pequeño, sin embargo al revisar las áreas requeridas para cada operación, (punto 4) y comparar el área total de transferencia requerida con el área de transferencia que ofrece este condensador, se observa que esta última es el doble de aquella lo cual nos parece razonable a fin de asegurar la condensación de los vapores de anisol en condiciones de -vacuidad (30 mmHg) por lo cual recomendamos su instalación sin cambios.



TESIS PROFESIONAL FACULTAD DE QUIMICA

No de Hojas: 4-6
PROYECTO: POR 66-01
CURSO: IV. 3
SECCION: IV. 4.3

DISEÑO DE CONDENSADORES



4.4.- Cálculo del Equipo de Bombeo.

La función de las bombas de nuestra planta consiste básicamente en alimentar reactivos, mezclas de reacción y agua cruda a los principales equipos de proceso. En esta operación no se recorre una distancia considerable ni se manejan flujos importantes de ahí que podamos despreciar las pérdidas por fricción en la mayoría de los casos, a excepción de la bomba B0-301 de la zona de servicios la cual bombeará agua cruda hasta la zona de producción.

De esta forma el trabajo realizado por las bombas será únicamente el necesario para elevar el fluido hasta la altura deseada, razón por la cual hemos utilizado un método simplificado que permite calcular la potencia requerida para el conjunto motobomba tomando en cuenta el gasto máximo a manejar, la densidad del fluido, la altura a la que se tiene que bombear y la eficiencia normal de trabajo del arreglo. (54)

$$HP = \frac{G * \rho * h}{75 * \eta} \dots\dots\dots (86)$$

G = gasto máximo (m^3 /seg)
 ρ = densidad del fluido (Kg/m^3)
 h = cabeza hidrostática (m)
 η = eficiencia (%)

Para el caso de la bomba B0-301 hemos considerado necesario tomar en cuenta las pérdidas por fricción para lo cual es necesario utilizar el Balance de Bernoulli.

- Cálculo de las Bombas. (Método Simplificado). -

B0-201

Bomba de Desplazamiento Positivo.

$$G_{m\acute{a}x} = 17.21/m\acute{a}n. = 2.86 \times 10^{-4} m^3/seg.$$

$$523 Kg \frac{NaOH}{50\%} / 20 m\acute{a}n = 26 Kg/min / 1.52 Kg/l = 17.2 l/m\acute{a}n$$

$$\rho = 1.5253 Kg/l = 1525.3 Kg/m^3 \quad \text{Tabla 3-92 Perry}$$

$$h = 6.4 m \quad \text{de acuerdo con el diagrama de alturas.}$$

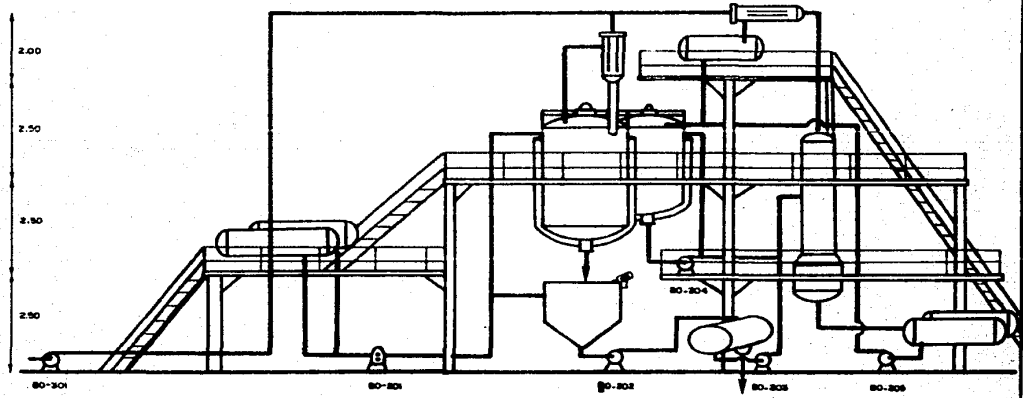


U. S. A. M.

**TESIS PROFESIONAL.
FACULTAD DE QUIMICA.**

NO. DE HOJA: 154
PROYECTO: P.A.E. 86-11
Figura: 13E.4
SECCION: EC. 4.4

DIAGRAMA DE ALTURAS



ACOR 1879.

Sustituyendo en la ec. 86 para una eficiencia de 50% tenemos:

$$HP = \frac{(2.86 \times 10^{-4})(1525.3)(6.4)}{75(0.5)} = 0.074 \text{ HP}$$

Se especifica el motor comercial de menor caballaje que puede ser una bomba dosificadora de 1/8 HP. ó 1/4 HP con reductor de velocidad.

BO-202

Bomba Centrífuga

$$239.8 \text{ l} / 10 \text{ min} = 239.8 \text{ l/min} = 3.996 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{seg}$$

$$G \text{ máx.} = 3.996 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{seg}$$

$$f \approx 1000 \text{ Kg/m}^3$$

$$h = 2.00 \text{ m} \text{ de acuerdo con el diagrama de alturas.}$$

$$HP = \frac{(3.996 \times 10^{-3})(1000)(2.0)}{75(0.5)} = 0.213 \text{ HP}$$

Se especifica un motor comercial de 1/4 HP.

BO-203

Bomba Centrífuga

$$55.3 \text{ Kg} / 10 \text{ min.} = 55.3 \text{ Kg/min} / 0.996 \text{ Kg/l} = 55.5 \text{ l/min}$$

$$G \text{ máx.} = 55.5 \text{ l/min} = 9.25 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{seg}$$

$$f_{\text{anisol}} = 996 \text{ Kg/m}^3$$

$$h = 4.00 \text{ m} \text{ de acuerdo con el diagrama de alturas.}$$

$$HP = \frac{(9.25 \times 10^{-4})(996)(4.0)}{75(0.5)} = 0.098 \text{ HP}$$

Se especifica un motor comercial de 1/8 HP como mínimo si no se manejan de esta potencia se especificará 1/4 de HP. con reductor de velocidad.

BO-204

Bomba Centrífuga

$$G_{\text{máx}} = 565.6 \text{ l/12 min} = 47.13 \text{ l/min} = 0.78 \text{ l/seg.}$$

$$G_{\text{máx}} = 0.78 \text{ l/seg} = 0.00078 \text{ m}^3/\text{seg}$$

$$f = 1.000 \text{ Kg} / \text{m}^3$$

$h = 3.0 \text{ m}$ de acuerdo con el diagrama de alturas.

$$HP = \frac{(0.00078)(1.000)(3.0)}{75(0.5)} = 0.0628$$

Se especifica un motor comercial de 1/4 de HP.

La bomba BO-205 tiene iguales características que la bomba BO-203.

- Cálculo de la Bomba BO-301. Balance de Bernoulli -

De acuerdo con el balance de materia de la sección IV.2.2 es necesario cargar 18 326 kg/hr de agua al condensador E-201. Tratando que la carga se realice en 60 minutos es preciso establecer un flujo de:

$$\frac{18\,326 \text{ Kg agua}}{60 \text{ mín.}} + \frac{1 \text{ l}}{1 \text{ Kg}} + \frac{0.03532 \text{ ft}^3}{1 \text{ l}} = 10.78 \text{ ft}^3/\text{seg}$$

Flujo Volumétrico $Q = 10.78 \text{ ft}^3/\text{seg} = 80.76 \text{ gal/mín.}$

Correlacionando este dato con una velocidad recomendada de 6 ft/seg en el nomograma 3-7 Crane se lee un diámetro nominal requerido de 1/2 - pulgada. (55)

$$d_{\text{nom.}} = 2 \frac{1}{2} \text{ pulg.}$$

La bomba BO-301 toma bombeará agua a temperatura ambiente (68°F) de la cisterna de almacenamiento a la parte superior del reactor -- E-201 a una altura de 9 m., empleando tubería de acero inoxidable de 2 1/2 pulg. de diámetro nominal Cd. 40.

La succión de la bomba se encuentra localizada a 1 m por debajo de la superficie del piso en la cisterna (Ver Fig. IV 5).

La bomba manejará un flujo de 80.76 gal/mín.

El sistema de tubería esta formado por 52.3 m de tubería recta, 6 - codos de 90°, 1 válvula de Globo, 1 válvula check y 1 válvula de 3 vías.

De acuerdo con los datos anteriores se nos pide especificar la potencia requerida por la bomba para este servicio.

Planteando el Balance de Bernoulli tenemos:

$$E_1 + v_1^2 / 2g_c + z_1 g/g_c + P_1 V_1 + Q' = E_2 + v_2^2 / 2g_c + z_2 g/g_c + P_2 V_2 + W'_f + \sum H_{f_s} \dots (87)$$

Rearreglando la ec. 87 tenemos:

$$\Delta E + \Delta(v^2/2g_c) + \Delta z g/g_c + \Delta(PV) = Q' - W'_f - \sum H_{f_s} \dots (88)$$

No hay cambio de energía interna (no hay reacción o cambio físico) por lo tanto: $\Delta E = 0$

La tubería no cambia de diámetro en el trayecto por lo tanto $v_1 = v_2$ (6 ft/seg) y $\Delta(v^2/2g_c) = 0$

Se tomarán en cuenta los puntos 1 y 2 del diagrama (Fig. IV. 5) -- donde $P_2 = 28.42 \text{ psi} = 1 \text{ atm}$ y el agua a esta temperatura es un fluido isotérmico e incompresible, por lo tanto el volumen específico no cambia $v_1 = v_2 = 1 \text{ l/kg} = 0.01589 \text{ ft}^3 / \text{lb}$ Como $P_1 = 1 \text{ atm} = 14.7 \text{ psi} = 2116 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2}$

$$P_2 = 4092 \text{ lb/ft}^2 \quad \Delta(PV) = 0.01589 (4092 - 2116) = 31.39 \frac{\text{lb-ft}}{\text{lb}}$$

Al manejarse el fluido en condiciones isotérmicas. $Q' = 0$

Tomando en cuenta todas las anteriores consideraciones la ec. (88) queda reducida a:

$$\Delta(PV) + \Delta z g/g_c + \sum H_{f_s} = -W'_f \dots (89)$$

$$\Delta(PV) + \Delta z g/g_c + \frac{f' v^2 \text{Leq.}}{2 g_c \phi} = -W'_f \dots (90)$$

donde Δz es la diferencia de alturas entre los puntos de referencia (ft) f' es el factor de fricción que depende del N_{Re} y la rugosidad específica de la tubería, Leq. es la longitud equivalente del sistema de tubería, ϕ es el diámetro interno de la tubería empleada en (ft) y $-W'_f$ es el trabajo realizado por la bomba.

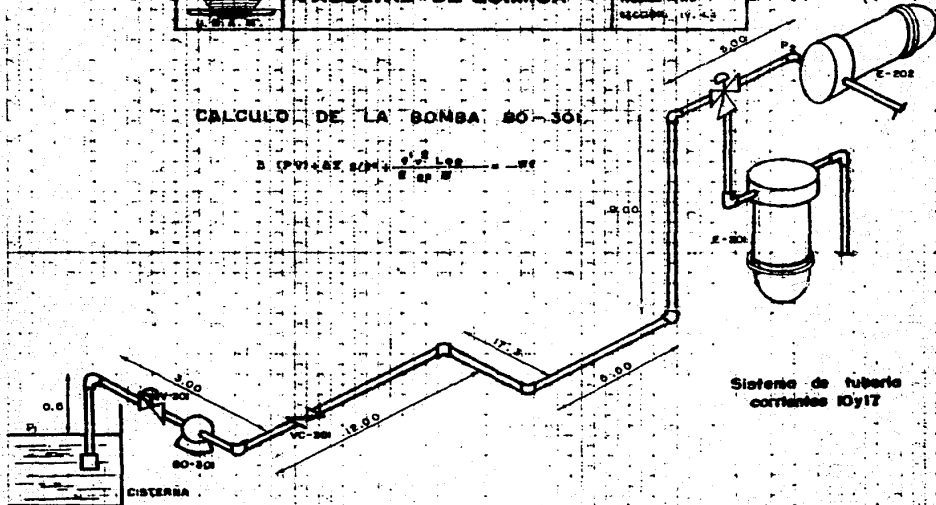


TESIS PROFESIONAL
FACULTAD DE QUIMICA

No. de folios: 8
Reservado por: 1940
Impreso en: 1940
Año: 1940

CALCULO DE LA BOMBA 80-30

$$H = \frac{P}{\rho \cdot g} + \frac{v^2}{2g} + \frac{L}{D} \cdot \frac{f \cdot v^2}{2g} + \sum K \cdot \frac{v^2}{2g} + H_{\text{reserva}}$$



Cálculo de la diferencia de alturas. (tomando en cuenta el nivel de la bomba)

$$z_1 = -0.5 \text{ m} * 3.28 \text{ ft/m} = -1.65 \text{ ft}$$

$$z_2 = 9 \text{ m} * 3.28 \text{ ft/m} = 29.52 \text{ ft}$$

$$\Delta z \text{ g/g}_c = 29.52 - (-1.64) = 31.16 \text{ lb}_f - \text{ft} / \text{lbm}$$

Cálculo de las pérdidas de energía por fricción.

$$h_{f_s} = \frac{f \cdot v^2 \cdot \text{Leq.}}{2 g_c \phi} \dots (91) \quad v = 6 \text{ ft/seg}$$

$\phi (2 \frac{1}{2} \text{") nom} \rightarrow \text{DI} = 0.2057 \text{ ft}$

Tabla B-18 Crane.

Cálculo de la Longitud Equivalente (Leq.)

TABLA IV. 17

Material	ϕ	DI (ft)	L/D	Leq (ft)
Tubería Recta Ac.Inox. 1/2 pulg. Cd.40	52.30	0.2057	1	171.54
Válvula de Globo (abierta)	1	0.2057	340	69.94
Válvula Check (pistón)	1	0.2057	135	27.77
Válvula de 3 vías (abierta)	1	0.2057	44	9.05
Codos 90°C Standard	4	0.2057	30	<u>37.03</u>

Longitud Equiva- 315.33
lente total.

El valor de los factores L/D se leen en la tabla A-30 Crane. (55)

Cálculo del Factor de Fricción

$$R_e = \frac{D v \rho}{\mu} \dots (92)$$

$$D = 0.2057 \text{ ft} \quad \rho_{\text{agua}} = 1 \text{ Kg/l} * 2.2 \text{ lb/Kg} * 28.31 \text{ l/ft}^3$$

$$v = 6 \text{ ft/seg} \quad \mu = 62.2 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu_{\text{H}_2\text{O}}^{68^\circ\text{F}} = 1.0 \text{ cp} = 6.720 \times 10^{-4} \text{ lb/ft-sec}$$

Sustituyendo en la ec. (91) tenemos:

$$Re = 0.2057(6)(62.2) / 6.720 \times 10^{-4} = 114\ 237$$

La rugosidad relativa (e/D) para el ac. comercial DI=0.2057 ft

Gráfica A-23 Crane $e/D = 0.0007$

Con estos datos se lee en la gráfica A-24 Crane el valor del factor de fricción:

$$f = 0.020$$

Sustituyendo en la ec. (91) tenemos:

$$H_{fs} = \frac{(0.020)(6)^2(315.33)}{2(32.17)(0.2057)} = 17.15 \text{ lb}_f\text{-ft/lb}_m$$

Sustituyendo en el Balance de Bernoulli ec. (90) tenemos:

$$-W'_f = 31.39 + 31.16 + 17.15 = 79.7 \text{ lb}_f - \text{ft} / \text{lb}_m$$

La potencia del arreglo motobomba se puede calcular mediante la ecuación siguiente:

$$HP = \frac{(-W'_f)(W)}{550} = \frac{(-W'_f) v \int S}{550} \dots (93)$$

Sustituyendo $HP = 79.70(6)(62.2)(0.03322) / 550 = 1.79 \text{ HP}$

Se lee en la tabla B-18 Crane $S = 0.03322 \text{ ft}^2$

Considerando que el arreglo trabaja a un 60% de eficiencia, la potencia requerida será de:

$$HP = 2.98 = 3 \text{ HP}$$

Se especificará un motor comercial de 3 HP. 2 polos. 1750 R.P.M.

4.5.- Cálculo de la Torre de Destilación.

Se determinó que el equipo más conveniente de destilación era una torre empacada, en función de la baja capacidad a manejar y de las características intermitentes del proceso.

Como base de cálculo se tomará en cuenta el balance de materia de la primera fase por manejar un volumen mayor y por separar una mezcla constituida por anisol y agua, sobre la cual existe mayor información en cuanto a datos de equilibrio considerándola como una mezcla binaria en donde nos interesa la separación y purificación del anisol.

Por la metodología de cálculo de esta torre se puede inferir que siendo diseñada bajo las bases anteriores presentará una alta eficiencia en la separación de la mezcla de reacción de la segunda fase.

Es necesario diseñar una torre empacada con anillos raschig cerámicos de 3/8 de pulg, para separar una corriente de 553.3 Kg/hr (-- (555.5 l/hr) de una mezcla de anisol-agua que contiene 50 Kg de esta última. La operación se lleva a cabo a 120°C y 1 atm de presión. Se pretende recuperar 48.3 Kg de destilado con una composición de 96% de agua y un residuo de 505.0 Kg con una composición del 4% en H₂O. La relación de reflujo deberá ser 1.5 veces la mínima.

Es necesario en función de los datos anteriores dar las dimensiones de la torre siguientes:

- Diámetro cuando se utiliza una velocidad de gas igual al 50% de la velocidad de inundación.
- Altura de la Sección Empacada de la Columna.

Planteando un balance de materia referido al agua podemos encontrar la ecuación de la línea de operación en cada sección de la columna y construirlas en el diagrama de equilibrio. (Gráfica IV.2)

1.- Cálculo de la Sección Empacada.

Balance de Materia General

$$\bar{V} = \bar{D} + \bar{L} \quad \dots (94) \quad \begin{array}{l} V = \text{Carga Total de Dest.} \\ D = \text{Destilado} \end{array}$$

Sección de Enriquecimiento

$$\bar{V}_1 \bar{y}_1 = \bar{D} \bar{x}_D + \bar{L}_1 \bar{x}_1 \quad \dots (95)$$

$$\bar{y}_1 = \frac{\bar{D}}{\bar{V}_1} \bar{x}_D + \frac{\bar{L}_1}{\bar{V}_1} \bar{x}_1 \quad \dots (96)$$

Ecuación de la Línea de Operación

\bar{x}_D = Composición de salida del destilado.

$$\bar{L}_1 = \bar{V}_1 - \bar{D}$$

$$\bar{V}_1 = \bar{V}_2 = \bar{V} \quad \text{Carga Total de Destilación}$$

Sección de Agotamiento

$$\bar{L}_2 = \bar{V}_2 + \bar{B} \quad \dots (97)$$

$$\bar{L}_2 \bar{x}_2 = \bar{V}_2 \bar{y}_2 + \bar{B} \bar{x}_B \quad \dots (98)$$

$$\bar{y}_2 = \frac{\bar{L}_2}{\bar{V}_2} \bar{x}_2 - \frac{\bar{B}}{\bar{V}_2} \bar{x}_B \quad \dots (99)$$

Ecuación de la Línea de Operación

\bar{B} = Residuo

\bar{x}_B = Composición de salida en el residuo (agua).

$$\bar{L}_2 = \bar{V}_2 - \bar{B}$$

Al manejarse relaciones molares calculamos la composición de la corriente de alimentación en moles. (49)

Dando valores a la fracción mol de agua en las ecuaciones anteriores se puede construir las líneas de operación. (50)

TABLA IV. 19
Construcción de las Líneas de
Operación

x_1	Zona de Enriquecimiento y_{1e}	Zona de Agotamiento y_{1a}
0.1	0.386	0.140
0.2	0.452	0.306
0.3	0.512	0.472
0.4	0.584	0.638
0.5	0.650	0.804
0.6	0.712	0.970
0.7	0.782	
0.8	0.848	
0.9	0.914	

Las líneas correspondientes se presentan en la gráfica IV. 2 .

Para calcular la relación de reflujo mínima utilizamos la siguiente ecuación :

$$(L/D)_{\min} = \frac{1}{\alpha - 1} \left[\frac{x_D}{x_F} - \frac{\alpha(1 - x_D)}{(1 - x_F)} \right] \dots\dots(100)$$

De acuerdo con las bases de diseño planteadas la relación de reflujo deberá ser 1.5 la mínima ,en esta forma el valor de la pendiente - de la línea de alimentación será:

$$m = - 1.5 (L/D)_{\min} \dots\dots\dots(101)$$

Para el calculo de la relación de reflujo sabemos el valor de la - composición de la corriente de alimentación (x_F) y el valor de la - composición deseada en el destilado (x_D) , solo nos falta calcular el valor de la volatilidad relativa. Esta la podemos estimar mediante la ecuación :

$$\alpha = \frac{P^{\circ}_{\text{agua}} / x_{\text{anisol}}}{P^{\circ}_{\text{anisol}} / x_{\text{agua}}} \dots\dots\dots(102)$$

TABLA IV. 18

Sustancia	Kg	P.M.	Kg mol	x_1
Anisol	503.3	108	4.6	0.62
Agua	50	18	2.8	0.38

Carga Total de Alimentación

$$V_T = V_1 = V_2 = 7.4 \text{ moles}$$

Destilado

$$D = 48.3 \text{ Kg/hr} = \frac{45}{18} + \frac{3.3}{108} = 2.5 + 0.03 = 2.53 \text{ mol}$$

Residuo

$$B = 505.0 \text{ Kg/hr}$$

$$B = \frac{500.0}{108} + \frac{5}{18} = 4.60 + 0.27 = 4.87 \text{ moles}$$

Calculando los demás valores de las ec. (96) y (99) tenemos:

$$x_D = 0.96 \quad L_1 = V_1 - D = 7.4 - 2.53 = 4.87 \text{ moles}$$

$$x_B = 0.04 \quad L_2 = V_2 + B = 7.4 + 4.87 = 12.27 \text{ moles}$$

Sustituyendo en las ecuaciones :

$$\text{ec. (96)} \quad y_1 = \frac{4.87}{7.4} x_1 + \frac{2.53}{7.4} (0.96) = 0.66 x_1 + 0.32$$

Sección de Enriquecimiento

$$\text{ec. (99)} \quad y_2 = \frac{12.27}{7.4} x_1 - \frac{4.87}{7.4} (0.04) = 1.66 x_1 - 0.026$$

Sección de Agotamiento

Leyendo el valor de las presiones de vapor de ambos compuestos en el diagrama de Cox (gráfica A-D.1 del Foust (51) a la temperatura de 248 °F (120 °C), tenemos:

$$P_{\text{agua}}^{\circ} \Big|_{248^{\circ}\text{F}} = 30 \text{ lb/pulg}^2$$

$$P_{\text{Anisol}}^{\circ} \Big|_{248^{\circ}\text{F}} = 20 \text{ lb/pulg}^2$$

De la composición de entrada las fracciones mol del metanol y del anisol son las siguientes:

$$X_{\text{agua}} = 0.38 \qquad X_{\text{Anisol}} = 0.62$$

Sustituyendo en la ec.(102) tenemos :

$$\alpha = \frac{(30)(0.62)}{(20)(0.38)} = 2.44$$

Sustituyendo el valor de α en ec.(100):

$$(L/D)_{\min} = \frac{1}{2.44 - 1} \left[\frac{0.96}{0.38} - \frac{2.44(1 - 0.96)}{(1 - 0.38)} \right]$$

$$(L/D)_{\min} = 1.645$$

Con este dato calculamos la relación de reflujo de operación y el valor de la pendiente de la línea de operación.

$$(L/D)_{\text{op.}} = 1.5 (1.645) = 2.467$$

$$m = - 2.467$$

Cálculo de la Altura de la Unidad de Transferencia (Referida al gas)
Esta puede ser calculada mediante la ec. siguiente:

$$H_{\text{OG}} = H_{\text{G}} + \frac{m G}{L} H_{\text{L}} \dots\dots\dots(103)$$

donde H_{G} y H_{L} son la altura individual del elemento de transferencia referido al gas y al líquido respectivamente. Estas pueden ser a su vez calculadas mediante las siguientes correlaciones:

$$H_{\text{G}} = \frac{K}{L^v} v^{\delta} Sc_{\text{G}}^{0.5} \dots\dots\dots(104)$$

donde α , β , y γ son constantes del material de empaque reportadas en la tabla 5-1c del Ockón-Tojo.; V es la carga total de destilación y L se calcula del balance de materia general. (50)

Para anillos raschig cerámicos de 3/8 " tenemos:

$\alpha = 0.73$ El número de Schmidt para anisol en aire es; (52)

$\beta = 0.45$ $Sc = 1.86$

$\gamma = 0.47$

$$V = 553.3 \frac{\text{Kg}}{\text{hr m}^2} \quad H_G = \frac{0.73 (553.3)^{0.45}}{(505)^{0.47}} (1.86)^{0.5}$$

$L = 505$

$$H_G = 0.916 \text{ m.}$$

La altura del elemento de transferencia referido al líquido lo calculamos mediante la ecuación:

$$H_L = \Phi \left(\frac{L}{\mu_L} \right)^\gamma Sc_L^{0.5} \dots \dots \dots (105)$$

donde Φ y γ son constantes del tipo de empaque reportadas en la tabla 5-1b del Ockón - Tojo (anexo 2) y Sc es el número de Schmidt cuyo valor es específico para la mezcla que se maneje y se reporta en la tabla 5-2 del Ockón - Tojo (50).

$$\Phi = 3.21 \times 10^{-4}$$

$$\gamma = 0.46$$

$$\mu_L \Big|_{\text{anisol}}^{248^\circ\text{F}} = 0.5 \text{ cp} = 1.80 \text{ Kg/m hr}$$

$$H_L = 3.21 \times 10^{-4} \left[\frac{505}{1.8} \right]^{0.46} (1.86)^{0.5}$$

$$H_L = 0.00585 \text{ m}$$

Sustituyendo en la ec. (103) obtenemos:

$$H_{OG} = 0.916 + \frac{2.467 (45)}{505} (5.85 \times 10^{-3})$$

$$H_{OG} = 0.917 \text{ m}$$

- Cálculo del Número de Unidades de Transferencia -

Para la determinación del número de unidades de transferencia necesarias para realizar la separación hasta los niveles marcados en las bases de diseño es necesario construir la curva de equilibrio del sistema. Del libro "Vapour Liquid Equilibrium Data at Normal Pressures" se obtuvo los siguientes datos de equilibrio para el sistema Anisol - Agua. (53)

Dunlop J.G.; M.S. Theis ; Brooklyn PolyTechn Inst. 1948

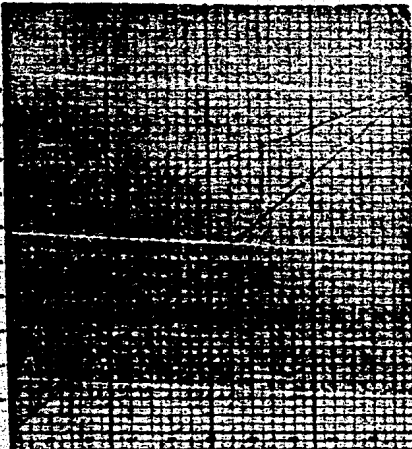
Antoine Vapor Pressure Constants

TABLA IV. 20

	A	B	C
1)	7.966	1 668.21	228.000
2)	7.241	1 675.30	200.000

P = 760 mm Hg

x	y
0.0105	0.3420
0.0170	0.4830
0.0250	0.5730
0.0425	0.7000
0.0590	0.7660
0.0760	0.8150
0.0930	0.8580
0.1170	0.8890
0.1530	0.9250
0.2000	0.9440
0.2470	0.9470



La gráfica de estos datos se presenta en detalle en la gráfica IV. 2 .

En la gráfica de la curva de equilibrio del sistema se trazan las líneas de operación de las zonas de enriquecimiento y agotamiento las cuales se unen con la curva de equilibrio mediante una serie de líneas auxiliares paralelas a la línea de alimentación. Estas líneas nos permitirán realizar la integración gráfica de la ec. (106) al marcar la lectura de y^* y y_1 en la intersección con las líneas de opera

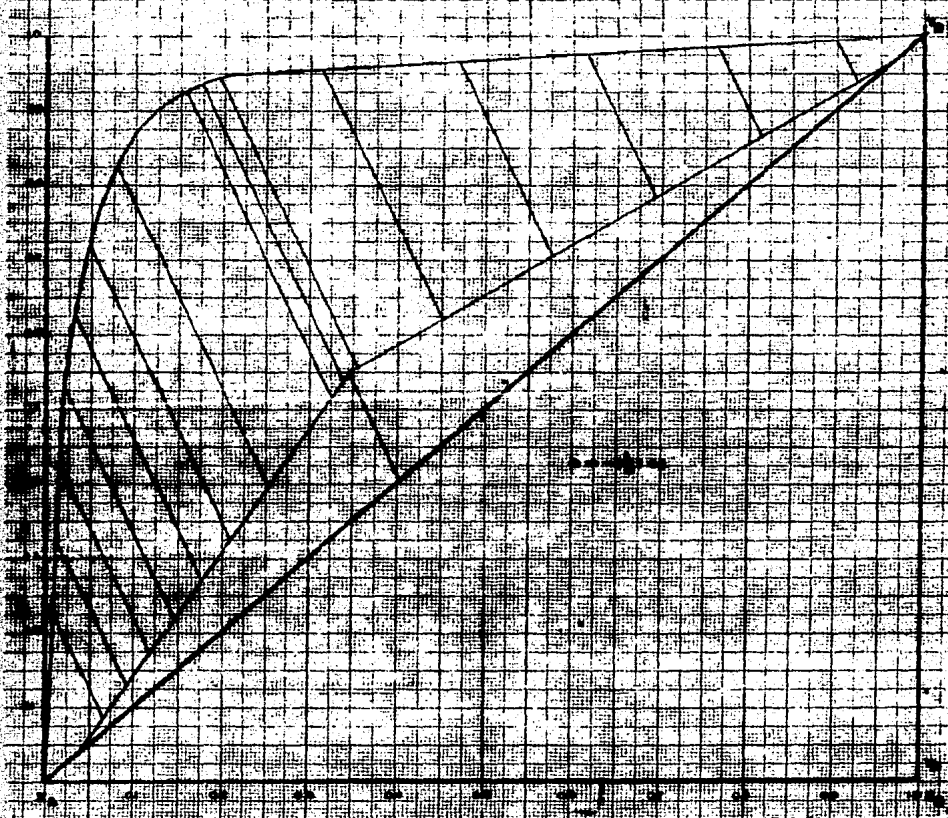


TESIS PROFESIONAL
FACULTAD DE QUIMICA

DE QUIMICA CY
PROFESOR: DR. J. G. G.
PRÁCTICA: DE 2
ALUMNO: J. G. G.

CÁLCULO DEL NÚMERO
DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA

DIAGRAMA DE EQUILIBRIO



ción y la curva de equilibrio. (Ver tabla IV.24).

$$N_{OG} = \int_{y_1}^{y_2} \frac{dy}{(y^* - y_1)} \dots\dots\dots (106)$$

De la tabla IV.24 se obtiene que el número de unidades de transferencia requerido es de 3.188 por lo tanto la altura de la sección empacada de nuestra torre será igual a:

$$Z = H_{OG} N_{OG} \dots\dots\dots (107)$$

$$Z = (0.917 \text{ m}) (3.188) = 2.92 \text{ m}$$

- Cálculo del Diámetro de la Torre -

Como primer paso para determinar el diámetro de la torre se calcula el valor del factor f , tomando en cuenta la relación de reflujo de operación en la siguiente ecuación:

$$f = G_x / G_y \sqrt{\rho_y / \rho_x} \dots\dots\dots (108)$$

$$G_x / G_y = (L/D)_{op.} = 2.467$$

donde ρ_x y ρ_y son la densidad del líquido y del vapor respectivamente. Calculando el valor de ρ_y tenemos:

$$\rho_y = 1/359 \frac{18}{(460 + 248) (14.7/14.7)} = 0.034 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_y = 0.034 \text{ lb/ft}^3 = 0.055 \text{ Kg/m}^3$$

La densidad del líquido se lee en la tabla 6 A-Kern

$$\rho_x = 996 \text{ Kg/m}^3$$

Sustituyendo en la ec. (108) tenemos:

TABLA IV. 21

Punto	Y* MeOH	Y _i MeOH	Y* MeOH - Y _i MeOH		Y	B	Y* B
			A	B			
1	0.225	0.085	0.140	7.14			
2	0.325	0.128	0.197	5.07	0.1	9.67	0.967
3	0.425	0.175	0.250	4.00	0.1	4.54	0.454
4	0.525	0.218	0.307	3.25	0.1	3.63	0.363
5	0.625	0.270	0.355	2.81	0.1	3.03	0.303
6	0.725	0.325	0.400	2.50	0.1	2.66	0.266
7	0.825	0.395	0.430	2.32	0.1	2.41	0.241
8	0.925	0.515	0.410	2.44	0.1	2.38	0.238
9	0.935	0.535	0.400	2.50	0.01	2.47	0.025
10	0.945	0.555	0.390	2.56	0.01	2.53	0.025
11	0.955	0.620	0.335	2.98	0.01	2.77	0.027
12	0.965	0.705	0.620	3.84	0.01	3.41	0.034
13	0.975	0.785	0.190	5.26	0.01	4.55	0.045
14	0.985	0.865	0.120	8.33	0.01	6.79	0.068
15	0.995	0.940	0.055	18.18	0.01	13.25	0.132

$$\lambda = 3.188$$

200

$$N_{OG} = 3.188$$

$$N_{OG} = \int_{y_1}^{y_2} \frac{dy}{y^* - y_1}$$

$$f = 2.467 \sqrt{0.055/996} = 0.01836$$

Con este dato se lee en la Fig. 21-5 Mc Cabe - Smith Vol. II el valor de "f" . (52)

$$f = 0.12 = \frac{G_y^2 a_v (\frac{\mu}{x})^{0.2} (998/\rho_x)}{g_c e^3 \rho_x \rho_y} \dots\dots(109)$$

donde a_v es el valor de la superficie de contacto por metro cúbico de empaquetamiento y e es la porosidad del material. Estos valores están reportados a Tabla 21-1 del Mc Cabe-Smith vol II. (52)

Despejando G_y de la ec. (109) tenemos:

$$a_v = 190 \text{ m}^2 / \text{m}^3$$

$$e = 0.73$$

$$\mu = 248 \text{ } \rho = 1.80 \text{ Kg/m hr}$$

L Anisol

$$g_c = 1.271 \times 10^8 \frac{\text{m Kg}}{\text{Kgf hr}^2}$$

$$G_y = \sqrt{\frac{0.12(1.27 \times 10^8) (0.055) (996) (0.73)}{190 (1.80)^{0.2} (998/996)}}$$

$$G_y = 1231.54 \text{ Kg/ m}^2 \text{ hr}$$

Este dato es la velocidad de inundación de operación la cual nos permite calcular el área de sección de la torre mediante la ecuación.

$$S = W / 0.5 G_y \dots\dots\dots(110)$$

En esta ecuación se considera un factor de seguridad del 50% de la velocidad de inundación que impactará las dimensiones del área transversal y aumentará la eficiencia de la torre. (W flujo de vapor) .

$$S = (45) / 0.5 (1231.54) = 0.073 \text{ m}^2$$

Considerando un área circular, el diámetro de nuestra torre será igual a:

$$D = \sqrt{4 S/\pi} \dots\dots\dots(111)$$

$$D = \sqrt{0.073 (4) / 3.1416} = 0.305$$

4.6.- Cálculo de los Servicios Auxiliares.

- Cálculo de la Caldera -

El cálculo de la potencia requerida por una caldera para un servicio dado puede ser calculada al dividir el valor de la sumatoria de todas las cargas térmicas involucradas en el proceso entre el valor de un caballo de caldera expresado en BTU/hr (BHP = 33 475 BTU/hr Tabla B-8 Crane). (55)

La carga total para nuestro proceso puede calcularse mediante la siguiente ecuación:

$$Q_T = q_{s_{lt}} + q_{s_{p_{lt}}} + q_{s_{R-201}} + q_{s_{p_{R-201}}} + q_{s_{R-202}} + q_{s_{p_{R-202}}} \dots (112)$$

donde q es la carga térmica individual del proceso en cuestión el subíndice p significa pérdidas por conducción y lt es la clave de la línea trazada.

Del cálculo correspondiente tenemos que $q_{s_{lt}} = 98\ 728$ BTU/hr

Las pérdidas por conducción pueden ser calculadas mediante las ecuaciones :

$$q_p = \frac{A_T}{R} (\Delta t) \dots (113)$$

$$R = 1/\sum R_i \dots (114)$$

$$R_i = L_i/k_i \dots (115)$$

donde A_T es el área total de transferencia de calor, L_i es el espesor de la pared conductora , k es la conductividad del material y R la resistencia al flujo de calor. (47)

Considerando un aislamiento de 1 pulg. de espesor de asbesto en todos los equipos calentados tenemos:

$$k_{acero} = 7.83 \text{ BTU/hr}^\circ\text{F ft}$$

$$k_{asbesto} = 0.043 \text{ BTU/hr}^\circ\text{F ft}$$

Espesor de la pared de la tubería IPS 3/4 pulg. Cd. 40. = 0.009 ft.

Sustituyendo en las ecuaciones 113 a 115 tenemos:

$$R = \frac{1}{\frac{0.083}{0.043} + \frac{0.009}{7.83}} = 0.517$$

$$q_{sp1t} = (41.26/0.517)(160-77) = 6\ 624\ \text{BTU/hr}$$

Para calcular la carga térmica necesaria para la operación del reactor R-201 seguimos el siguiente procedimiento:

$$Q = m\ C_p\ \Delta t \qquad m = 2\ 615.8\ \text{Kg} = 5\ 761.7\ \text{lb}$$

$$\Delta t = 212 - 77 = 135^\circ\text{F}$$

$$C_{p\text{mezcla}} = X_1 C_{p1}^t + X_2 C_{p2}^t \dots\dots\dots (116)$$

$$X_{\text{fenol}} = 0.053 \qquad C_{p\text{fenol}}^{212^\circ\text{F}} = 0.58\ \text{BTU/lb}^\circ\text{F}$$

$$X_{\text{aqua}} = 0.947 \qquad C_{p\text{MeOH}}^{212^\circ\text{F}} = 1.1\ \text{BTU/lb}^\circ\text{F}$$

$$\text{ec. (116)} \quad C_{p\text{mezcla}} = (0.58)(0.053) + (1.1)(0.947) = 1.072\ \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}}$$

$$q_{R-201} = 5\ 761.7 (1.072) (135) = 833\ 833\ \text{BTU/hr}$$

Seguindo el mismo procedimiento se determinó que el valor de las demás cargas es el siguiente:

$$q_{R-202} = 100\ 764\ \text{BTU/hr}$$

$$q_{spR-201} = 23\ 819.53\ \text{BTU/hr}$$

$$q_{spR-202} = 5\ 632.39\ \text{BTU/hr}$$

Sustituyendo en la ec. (112) tenemos:

$$Q = 98\ 728 + 6\ 624 + 833\ 833 + 23\ 819. + 100\ 764 + 5\ 632.39$$

$$Q_T = 1\ 069\ 401\ \text{BTU/hr}$$

Dividiendo entre el valor de un caballo de caldera obtenemos la potencia requerida:

$$P_{\text{req}} = 1\,069\,401 / 33\,475 = 31.9 \text{ HP}$$

Por lo tanto se especificará una caldera de 40 HP.

- Cálculo de la Desmineralizadora -

Para el cálculo de la desmineralizadora tenemos que determinar - primordialmente el valor de la cantidad de agua que es necesario - suministrar a la caldera para generar el vapor requerido en la operación.

En esta forma el primer paso es determinar el flujo de vapor que se necesita generar por carga, convertirlo a gasto volumétrico al - tomar en cuenta su volumen específico y finalmente sabiendo que al vaporizar, el agua aumenta 22.4*veces su volumen determinar la cantidad mínima que requiere suministrar la desmineralizadora.

La cantidad de vapor requerida por carga se puede determinar mediante la ecuación:

$$W_{v_i} = q_i / \lambda_v^t \dots\dots\dots (117)$$

Sustituyendo en la ec. 117 las cargas calculadas en el inciso anterior y sabiendo que $\lambda_v^{160^\circ\text{F}} = 1\,002.3 \text{ BTU/lb}$ tenemos:

$W_{s_{1t}} = 98.50$	$W_{s_{p1t}} = 6.608 \text{ lb/hr}$
$W_{s_{R-201}} = 831.9 \text{ lb/hr}$	$W_{s_{pR-201}} = 23.76 \text{ lb/hr}$
$W_{s_{R-202}} = 100.53 \text{ lb/hr}$	$W_{s_{pR-202}} = 5.62 \text{ lb/hr}$

Como no trabajan al mismo tiempo todos los cargos, tomaremos en cuenta la primera etapa en la que hay la mayor carga. [reactor R-201 y líneas trazada.] $W_{1a.etapa} = 98.50 + 6.608 + 831.9 + 23.76 = 960.7 \text{ lb/hr}$

*21.6 veces a 1.3 atm de presión y 70°C (343°K)

Para determinar que volumen representa esta cantidad de vapor utilizamos la ecuación:

$$Q_{\text{vap}} = W_T \cdot V_e \dots\dots\dots(118)$$

Calculando el volumen específico del vapor a esta temperatura tenemos:

$$\rho_{\text{vap}} = 1/359 \frac{18}{\left[\frac{460 + 160}{460 + 32} \right] \left[\frac{4.74}{14.7} \right]} = 0.123 \text{ lb/ft}^3$$

$$V_e = 1/\rho_{\text{vap}} \dots\dots\dots(119)$$

$$V_e = 1/0.123 = 8.104 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

Sustituyendo en la ec. 118 tenemos:

$$Q_{\text{vap}} = 960.7 \text{ lb/hr} \cdot 8.104 \text{ ft}^3/\text{lb} = 7785.51 \text{ ft}^3/\text{hr}$$

$$Q_{\text{vap}} = 7785.51 \text{ ft}^3/\text{hr} = 220.4071/\text{hr}$$

Como el volumen del vapor es 21.6 veces superior que el del agua líquida, la alimentación necesaria será:

$$Q_{\text{caldera}} = \frac{220407 \text{ l/hr}}{21.6} = 101871/\text{hr}$$

$$Q_{\text{H}_2\text{O, Caldera}} = 10187 \text{ l/hr} = 44.8 \text{ GPM}$$

Se propone un equipo culligan de un rango de operación de entre 10 y 50 GPM .

5.- LISTA GENERAL DE EQUIPO DE PROCESO.

Para la nomenclatura del equipo hemos utilizado abreviaturas muy comunes en los diagramas de flujo e instrumentación, acompañados de un número de 3 cifras, la primera indica la sección de la planta en la que se ubica y la conjunción de las otras dos el número progresivo - que identifica al equipo en relación con los demás de su clase.

A continuación presentamos la lista general de equipo de proceso, su descripción elemental y su función.

LISTA GENERAL DE EQUIPO DE PROCESO

SECCION 1

ZONA DE ALMACENAMIENTO DE DISOLVENTES

CLAVE	DESCRIPCION	FUNCION
TAC-101	Tanque de Almacenamiento con serpentín de calentamiento	Almacenamiento de fenol con calentamiento (43°C) para ayudar a su manejo por tubería.
V-101	Válvula de globo	Cerrar la descarga del tanque TAC-101 y regular el flujo de fenol.

SECCION 2
ZONA DE PRODUCCION

CLAVE	DESCRIPCION	
TA-201	TANQUE DE ALMACENAMIENTO HORIZONTAL	Almacenar NaOH al 50% (Tanque de día)
TA-202	TANQUE DE ALMACENAMIENTO HORIZONTAL	Almacenamiento de Sulfato de Dimetilo (Tanque de Día)
V-201	VALVULA DE GLOBO	Cerrar y regular la descarga del tanque TA-201.
VT-201	VALVULA DE 3 VIAS	Cerrar descarga del tanque TA 202. Dirigir corrientes 2a 2b a BO-201.
VT-202	VALVULA DE 3 VIAS	Cerrar descarga del tanque TA-203. Dirigir las corrientes 2a 2b y 11 a BO-201
V-202	VALVULA DE GLOBO	Regular la alimentación a la - bomba BO-201
VS-201	VALVULA DE SEGURIDAD	Aliviar el exceso de presión de la línea,
BO-201	BOMBA DE DESPLAZAMIENTO POSITIVO (ENGRANES)	Dosificar cantidades regulares de reactivos a los reactores R-201 y R-202.

CLAVE	DESCRIPCION	FUNCION
VT-203	VALVULA DE 3 VIAS	Orientar la descarga de la bomba BO-201 a reactor R-201 o R-202
VC-201	VALVULA CHECK	Evitar retornos a la bomba BO-201
VT-204	VALVULA DE 3 VIAS	Dirigir la descarga de la bomba BO-201 a R-201 o TM-201
R-201	REACTOR ENCHAQUETADO	Control y realizaci3n de la primera reacci3n.
V-203	VALVULA DE GLOBO	Cerrar y regular la descarga del reactor R-201
TM-201	TANQUE MEZCLADOR	Recibir la descarga del reactor R-201. lavar descarga R-201
V-204	VALVULA DE GLOBO	Cerrar y regular la descarga de TM-201
BO-202	BOMBA CENTRIFUGA	Bombear mezcla de reacci3n a tanque separador de forma T5-201
VC-202	VALVULA CHECK	Evitar retornos a la bomba BO-202
TS-201	TANQUE SEPARADOR DE FASES	Decantar la fase acuosa de la descarga del reactor R-201
E-201	CONDENSADOR TOTAL	Establecer reflujo en el reactor R-201
VC-203	VALVULA CHECK	Evitar retornos de la corriente l1 (H ₂ O ₂) a bomba BO-201
R-202	REACTOR ENCHAQUETADO	Control y realizaci3n de la segunda reacci3n.

CLAVE

V-205	VALVULA DE GLOBO	Cerrar y regular la descarga de la pierna de drenaje de fase acuosa del tanque TS-201
V-206	VALVULA DE GLOBO	Regular la alimentación a bomba TD-203
BO-203	BOMBA CENTRIFUGA	Bombee fase orgánica del Tanque TS-201 a torre de destilación TD-201
VC-204	VALVULA CHECK	Evitar retornos de la corriente 5 a bomba BO-203.
V-207	VALVULA DE GLOBO	Cerrar y regular la descarga del reactor R-202
BO-204	BOMBA CENTRIFUGA	Recirculación a reactor R-202
VC-205	VALVULA CHECK	Evitar retornos a bomba BO-204
TD-201	TORRE DE DESTILACION EMPACADA ANILLOS RASCHIG	Separar, purificar y recuperar solventes y productos de las mezclas de reacción.
VT-205	VALVULA DE 3 VIAS	Orienta los flujos de las bombas BO-203 y BO-204 de destilación TD-201
V-208	VALVULA DE GLOBO	Regular alimentación de la mezcla de reacción de R-202 a torre TD-201.

CLAVE

VT-206	VALVULAS DE 3 VIAS	Cerrar descarga de Torre TD-201 dirigir la descarga a los tanques TA-204 y TA-207
TA-204	TANQUE DE ALMACENAMIENTO HORIZONTAL	Almacenamiento del anisol obtenido en la primera reacción.
V-209	VALVULA DE GLOBO	Cerrar descarga tanque TA-204 Regular el flujo de anisol a la bomba BO-205
VT-207	VALVULA DE 3 VIAS	Orientar flujos de anisol de la bomba BO-205 y tanque -- Tanque TA-205 al reactor -- R-202.
BO-205	BOMBA CENTRIFUGA	Cargar anisol al reactor R-202
VC-206	VALVULA CHECK	Evitar retornos de anisol a la bomba BO-205
TA-207	TANQUE DE ALMACENAMIENTO HORIZONTAL	Almacenamiento de p-Guayacol
V-210	VALVULA DE GLOBO	Cerrar y regular la descarga del tanque TA-207

CLAVE	DESCRIPCION	FUNCION
TA-206	TANQUE DE ALMACENAMIENTO HORIZONTAL	Almacenamiento de Guayacol.
V-211	VALVULA DE GLOBO	Regular descarga de la torre de destilación TD-201 a tanque TA-206
V-212	VALVULA DE GLOBO	Cerrar y regular la descarga del tanque TA-206
E-202	CONDENSADOR PARCIAL	Condensación de nuevos vapores provenientes de la torre de destilación.
VT-208	VALVULA DE 3 VIAS	Orientar el flujo de vapores al condensador E-202 o descargarlos a la atmósfera.
TA-205	TANQUE DE ALMACENAMIENTO HORIZONTAL	Almacenamiento de anisol recuperado.
V-213	VALVULA DE GLOBO	Cerrar y regular la descarga del tanque TA-205
VT-209	VALVULA DE 3 VIAS	Orientar flujo de vapor a las chaquetas de los reactores R-201 y R-203

SECCION 3
ZONA DE SERVICIOS AUXILIARES

CLAVE	DESCRIPCION	FUNCION
C-301	COMPRESORA	Suministrar aire comprimido al tanque TAC-101 para impulsar el fenol hacia R-201. Aire de instrumentos
SB-301	CALDERA TUBO DE HUMO	Generar vapor de calentamiento
B0-301	BOMBA CENTRIFUGA	Bombeo de agua cruda a los intercambiadores E-201 y E-202
VC-301	VALVULA CHECK	Evitar retorno de agua a la voluta de la bomba B0-301
VT-301	VALVULA DE 3 VIAS	Orientar el flujo de vapor hacia los reactores R-201 y R-202 o hacia la línea trazada
VT-302	VALVULA DE 3 VIAS	Desfogue del vapor de la línea trazada y reactores
VT-303	VALVULA DE 3 VIAS	Orientar el flujo de agua cruda a los intercambiadores
V-301	VALVULA DE GLOBO DE CONTROL AUTOMATICO	Regular automáticamente el flujo de agua para mantener el ΔP menor a 10 psi
V-302	VALVULA DE GLOBO DE CONTROL AUTOMATICO	Regular automáticamente el flujo de agua para mantener $\Delta P < 10$ psi

CLAVE	DESCRIPCION	FUNCION
V-303	VALVULA DE GLOBO DE CONTROL AUTOMATICO	Regular automáticamente el flujo de agua para mantener $\Delta P < 10$ psi
V-304	VALVULA DE GLOBO DE CONTROL AUTOMATICO	Regular automáticamente el flujo de agua para mantener $\Delta P < 10$ psi.
V-305	VALVULA DE GLOBO	Regular el suministro de agua tratada (agua de lavado corriente 3) a bomba B-201
VB-301	BOMBA DE VACIO	Dar condiciones de vacuidad a la torre TD-201

5.1. HOJAS DE ESPECIFICACION DEL EQUIPO DE PROCESO.-

TANQUE DE ALMACENAMIENTO HORIZONTAL

TA - 204

CAPACIDAD TOTAL	825 l	218 gal
CAPACIDAD NOMINAL	600 l	158.5 gal
CONTENIDO	503 l anisol	132.9 gal
TEMPERATURA DE OPERACION	75°C máxima	167 °F
	10°C mínima	50 °F
ALTURA HIDROSTATICA DE O- PERACION	585 mm	23 pulg
PESO DEL RECIPIENTE VACIO	119 Kg	262.1 lb
PESO DEL RECIPIENTE LLENO	632 Kg	1392 lb
VOLUMEN NORMAL DEL LIQUIDO	513 l	135.5 gal
ESPEJOR PLACA DEL CUERPO	3.175 mm	1/8 pulg
ESPEJOR PLACA DE TAPAS	3.175 mm	1/8 pulg
DIAMETRO INTERNO	780 mm	30.7 pulg
LONGITUD CILINDRICA	1560 mm	61.4 pulg
TIPO DE TAPAS	Toriesféricas	
INSPECCION RADIOGRAFICA	Sin	
RELEVAR ESFUERZOS	No	
PRESION DE OPERACION	1.6 Kg/cm ²	22.8 lb/pulg ²
PRESION HIDROSTATICA	0.56 Kg/cm ²	8.1 lb/pulg ²
PRESION DE DISEÑO	2.3 Kg/cm ²	32.8 lb/pulg ²
MATERIAL	Acero Inoxidable Tipo 304	

Este formato de hoja de especificación, es aplicable a todos los tanques horizontales TA-201 a 207 cambiando las características particulares marcadas en la tabla IV.3.

TANQUE MEZCLADOR VERTICAL

TM - 201

CAPACIDAD TOTAL	2672 l	706 gal
CAPACIDAD NOMINAL	2400 l	634 gal
CONTENIDO	2397 l ^{sol.} acuea	633 gal
TEMPERATURA DE OPERACION	25 °C	77 °F
ALTURA HIDROSTATICA DE OPERACION	2230 mm	87.8 pulg
PESO DEL RECIPIENTE VACIO	237 Kg	522 lb
PESO DEL RECIPIENTE LLENO	2856 Kg	6290 lb
ESPESOR PLACA CUERPO	3.175 mm	1/8 pulg
ESPESOR PLACA CONO	4.763 mm	3/16 pulg
DIAMETRO INTERNO	1270 mm	50 pulg
ALTURA CILINDRICA	1900 mm	74.8 pulg
ALTURA TOTAL	2530 mm	99.6 pulg
PRESION DE OPERACION	3.206 Kg/cm ²	45.8 lb/pulg ²
PRESION HIDROSTATICA	2.177 Kg/cm ²	31.1 lb/pulg ²
PRESION DE DISEÑO	3.906 Kg/cm ²	55.8 lb/pulg ²
EFICIENCIA SOLDADURA	0.7	
MATERIAL	ACERO INOXIDABLE TIPO 304	

Este tanque no debe llevar tapa superior. Debe contar con una caja de apoyo para un agitador portátil y conexiones de alimentación y descarga de 3/4 pulg.

TANQUE DE ALMACENAMIENTO VERTICAL

TAC - 101

CAPACIDAD TOTAL	16,395 l	4 331 gal
CAPACIDAD NOMINAL	16,500 l	4 359 gal
CONTENIDO	14,000 l de fenol	3 699 gal
TEMPERATURA DE OPERACION	45°C	113 °F
ALTURA HIDROSTATICA DE OPERACION	3,250 mm	128 pulg
PESO DEL RECIPIENTE VACIO	2,437 Kg	5 368 lb
PESO DEL RECIPIENTE LLENO	17 437 Kg	38 407 lb
ESPEJOR DE LA PLACA CUERPO	6.35 mm	1/4 pulg
ESPEJOR DE PLACA TAPA	4.76 mm	3/16 pulg
DIAMETRO INTERNO	2,340 mm	92.1 pulg
ALTURA CILINDRICA	3,520 mm	138.6 pulg
TIPO DE TAPAS	Cónica	
INSPECCION RADIOGRAFICA	Sin	
RELEVA ESFUERIOS	No	
PRESION DE OPERACION	4.4 Kg/cm ²	63.2 lb/pulg ²
PRESION HIDROSTATICA	3.4 Kg/cm ²	48.5 lb/pulg ²
PRESION DE DISEÑO	5.1 kg/cm ²	73.2 lb/pulg ²
MATERIAL	Acero Inoxidable 304	

Este tanque contará con un serpentín de calentamiento,
conexión de alimentación de 2 pulg de diámetro nominal

SERPENTIN

TAC - 101

AREA DE TRANSFERENCIA	15.03 m ²	164 ft ²
NUMERO DE VUELTAS	48	
LONGITUD TOTAL TUBERIA IPS	354 m	1161 ft
SEPARACION ENTRE TUBOS	6.35 mm	1/4 pulg
COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA GLOBAL	545 Cal/hr°C m ²	50 $\frac{BTU}{hr \cdot ft^2 \cdot ^\circ C}$
FLUIDO DE CALENTAMIENTO	VAPOR DE 0.33 Kg/cm ²	4.7 lb/pulg ²
TUBERIA IPS	6.35 mm ϕ nom.	1/4 pulg ϕ nom.

REACTOR ENCHAQUETADO

218

R - 201

CAPACIDAD TOTAL	2,719 l	718 gal
CAPACIDAD NOMINAL	2,500 l	660 gal
CONTENIDO (MEZCLA DE REACCION)	2,117 l	559 gal
TEMPERATURA DE OPERACION	100 °C	212 °F
PESO DEL RECIPIENTE VACIO	526 Kg	1159 lb
PESO DEL RECIPIENTE LLENO	2 690 Kg	5925 lb
ESPESOR PLACA CUERPO	3.175 mm	1/8 pulg
ESPESOR PLACA TAPA	4.762 mm	3/16 pulg
DIAMETRO INTERNO	1,160 mm	45.6 pulg
ALTURA CILINDRICA	2,320 mm	91.3 pulg
TIPO DE TAPAS	Torresférica	
INSPECCION RADIOGRAFICA	Puntos	
EFICIENCIA DE SOLDADURA	0.85	
RELEVA ESFUERZOS	No	
PRESION DE OPERACION	3.024 Kg/cm ²	43.2 lb/pulg ²
PRESION DE DISEÑO	3.724 Kg/cm ²	53.2 lb/pulg ²

CHAQUETA

DIAMETRO INTERNO	1270 mm	50 pulg
CLARO	50.8 mm	2 pulg
ESPESOR DE PLACA CUERPO	3.175 mm	1/8 pulg
ESPESOR DE PLACA TAPA	3.175 mm	1/8 pulg
ANILLOS RIGIDIZANTES	8	
ESPESOR DE ANILLOS	6.35 mm	1/4 pulg
ESPACIAMIENTO ENTRE ANILLOS	289.5 mm	11.4 pulg

AGITADOR

PROFUNDIDAD DE IMPULSOR	1999 mm	78.7 pulg
DIAMETRO IMPULSOR	376 mm	14.8 pulg
POTENCIA DEL MOTOR	2.98 KW	4 HP
RADIO DE FLECHA	5.8 mm	0.235 pulg

MATERIAL

PLACA DE ACERO INOXIDABLE	304 (CHAQUETA)
PLACA DE ACERO INOXIDABLE	316 (CUERPO)

REACTOR ENCHAQUETADO

R - 202

CAPACIDAD TOTAL	798 l	211 gal
CAPACIDAD NOMINAL	700 l	185 gal
CONTENIDO (MEZCLA DE REACCION)	565 l	149 gal
TEMPERATURA DE OPERACION	70°C	158°F
PESO DEL RECIPIENTE VACIO	234.6 Kg	517 lb
PESO DEL RECIPIENTE LLENO	800 Kg	1762 lb
ESPESOR PLACA CUERPO	3.175 mm	1/8 pulg
ESPESOR PLACA TAPA	4.762 mm	3/16 pulg
DIAMETRO INTERNO	840 mm	33 pulg
ALTURA CILINDRICA	1,260 mm	49.6 pulg
TIPO DE TAPAS	Torisféricas	
INSPECCION RADIOGRAFICA	Puntos	
EFICIENCIA DE SOLDADURA	0.85	
RELEVAR ESFUERZOS	No.	
PRESION DE OPERACION	2.016 Kg/cm ²	28.8 lb/pulg ²
PRESION DE DISEÑO	2.176 Kg/cm ²	38.8 lb/pulg ²

CHAQUETA

DIAMETRO INTERNO	946 mm	37.25 pulg
CLARO	50.8 mm	2 pulg
ESPESOR DE PLACA CUERPO	3.175 mm	1/8 pulg
ESPESOR DE PLACA TAPA	3.175 mm	1/8 pulg
ANILLOS RIGIDIZANTES	2	
ESPESOR DE ANILLOS	4.76 mm	3/16 pulg
ESPACIADO ENTRE ANILLOS	630 mm	24.8 pulg

AGITADOR

PROFUNDIDAD DEL IMPULSOR	1020 mm	40.1 pulg
DIAMETRO DEL IMPULSOR	335.3 mm	13.2 pulg
POTENCIA DEL MOTOR (REQUE- RIDA)	0.37 KW	0.5 HP
RADIO DE FLECHA	6.35 mm	1/4 pulg

MATERIAL

PLACA DE ACERO INOXIDABLE	304 (CHAQUETA)
PLACA DE ACERO INOXIDABLE	316 (CUERPO)

CONDENSADOR DE REFLUJO

E - 201

FLUJO DE ADMISION	970 Kg/hr	2 137 lb/hr
FLUJO DE AGUA	18 325 Kg/hr	40 365 lb/hr
NUMERO DE TUBOS	204	
NUMERO DE PASOS	4	
DIAMETRO INTERNO DE CORAZA	489 mm	19 1/4 pulg
LONGITUD DE TUBOS	1 219 mm	48 pulg
DIAMETRO DE TUBOS	19.05 mm	3/4 pulg BWG
ARREGLO	Cuadro	
PITCH	25.4 mm	1 pulg
NUMERO DE BAFLES	3	
ESPACIADO ENTRE BAFLES	406 mm	16 pulg
PASOS POR CORAZA	1	

UD	=	790 cal/hr°C m ²	=	72.51 BTU/hr°F ft ²
ho	=	14724 cal/hr°C m ²	=	1350 BTU/hr°F ft ²
hio	=	4147 cal/hr°C m ²	=	380.2 BTU/hr°F ft ²

FACTOR DE OBSTRUCCION	0.010	REQUERIDO	0.003
CAIDA DE PRESION POR TUBOS	0.0378 Kg/cm ²	PERMITIDO	0.7Kg/cm ²
	0.54 lb/pulg ²		10 lb/pulg ²
CAIDA DE PRESION POR CORAZA	0.00175 Kg/cm ²	PERMITIDO	0.14Kg/cm ²
	0.025 lb/pulg ²		2 lb/pulg ²

CONDENSADOR PARCIAL DE DESOBRECALENTAMIENTO.

E - 202

FLUJO DE ADMISION	250 Kg/hr	550.6 lb/hr
FLUJO DE AGUA	945 Kg/hr	2081.1 lb/hr
NUMERO DE TUBOS	158	
NUMERO DE PASOS	4	
DIAMETRO DE TUBOS	19.05 mm	3/4 pulg BWG
LONGITUD DE TUBOS	2 438 mm	96 pulg
ARREGLO	Cuadro	
PITCH	25.4 mm	1 pulg
DIAMETRO DE CORAZA	438 mm	17 1/4 pulg
NUMERO DE BAFLES	3	
ESPACIADO ENTRE BAFLES	813 mm	32 pulg
PASOS POR CORAZA	1	

$$UD = 152.8 \text{ cal/hr}^\circ\text{C m}^2 = 14.01 \text{ BTU/hr}^\circ\text{F ft}^2$$

FACTOR DE OBSTRUCCION	0.0024	REQUERIDO 0.002
CAIDA DE PRESION POR TUBOS	0.0008Kg/cm ² 0.0127lb/pulg ²	PERMITIDO 0.7 Kg/cm ² 10 lb/pulg ²
CAIDA DE PRESION POR CORAZA	0.0006Kg/cm ² 0.00957lb/pulg ²	PERMITIDO 0.14Kg/cm ² 2 lb/pulg ²

BOMBA

BO - 301

TIPO	Centrifuga	
LIQUIDO A MANEJAR	AGUA CRUDA	
TEMPERATURA DE FLUJO	20°C	68°F
DENSIDAD	1Kg/l	62.2 lb/ft ³
CAPACIDAD NORMAL	306 l/min	80.8 gal/min
PRESION DESCARGA	1.98 Kg/cm ²	28.42 lb/pulg ²
CABESA HIDROSTATICA REQUERIDA	9 500 mm	374 pulg
TAMANO BRIDA DE SUCCION	63.5 mm	2 1/2 pulg
TAMANO BRIDA DE DESCARGA	63.5 mm	2 1/2 pulg
MATERIAL	Acero Inoxidable 304 o aluminio	
EFICIENCIA CONDICIONES NORMALES	60%	

MOTOR

POTENCIA REQUERIDA DEL MOTOR	2 238 watts	3 HP
POLOS	2	
R.P.M.	1750	

COLUMNA DE DESTILACION EMPACADA

TD - 201

CAPACIDAD	553.3 kg/hr	1218.7 lb/hr
PRESION DE OPERACION	1 atm	14.7 lb/pulg ²
TEMPERATURA DE OPERACION	120°C	248 °F

CORRIENTES

ALIMENTACION	553.3 kg/hr	1218.7 lb/hr
CABEZAS	48.3 kg/hr	106.4 lb/hr
COLAS	505.0 kg/hr	1112.3 lb/hr
REFLUJO	505.0 kg/hr	1112.3 lb/hr

UNIDADES TEORICAS DE

TRANSPERENCIA	3.18	
ALTURA DE EMPAQUE	2920 mm	115 pulg
DIAMETRO DE COLUMNA	305 mm	12 pulg
ALTURA CILINDRICA	3920 mm	154 pulg
ESPEJOR DE PLACA	4.76 mm	3/16 pulg
MATERIAL	Ac. Inoxidable 304	

EMPAQUE

TIPO	Anillos Raschig	
MATERIAL	Cerámica	
TAMANO NOMINAL	9.52 mm	3/8 pulg
NUMERO POR m ³	335 000	
SUPERFICIE DE CONTACTO	190 m ² /m ³	58 ft ² /ft ³
POROSIDAD	0.73	

CALDERA (57)
8G-301

CAPACIDAD	40 cc	1069 401 BTU/hr
DIAMETRO DEL CUERPO	1020 mm	40.1 pulg
DISTANCIA EXTERIOR ENTRE BASES	735 mm	29 pulg
DISTANCIA INTERIOR ENTRE BASES	560 mm	22 pulg
ALTURA DE BASE A SALIDA DE GASES	1360 mm	53.5 pulg
CAPACIDAD DE SUMINISTRO	627 kg/hr de vapor	1381 lb/hr vap

CONSUMOS

AGUA	627 l/hr	165.6 gal
DISEL	41.3 l/hr	11 gal
CORRIENTE ELECTRICA	0.5 kw	0.670 HP

PESO/

CALDERA VACIA	2000 kg	4 405 lb
CALDERA NIVEL NORMAL	2960 kg	6 520 lb
CALDERA AHOGADA	3190 kg	7 026 lb

REQUERIMIENTO

AGUA SUAVISADA	0.0 ppm CaCO ₃	
DIAMETRO CONECCION DE GAS	25 mm	1 pulg
PRESION MINIMA DEL GAS DE ENTRADA	300 mm C.A.	0.42 lb/pulg ²

TIPO

TUBOS DE HUMO

DESMINERALIZADORA (56)

CAPACIDAD	165000 granos CaCO_3	
VOLUMEN DE AGUA	78 375 l	20 706 gal
GASTO DE SERVICIO	38 l/min	10 gal/min
GASTO MAXIMO	189 l/min	50 gal/min
TANQUES DE RESINA	1	
DIAMETRO	752 mm	29.6 pulg
ALTURA	2.140 mm	84.25 pulg
PRESION DE OPERACION	7. kg/cm^2	100 lb/pulg ²
CAIDA DE PRESION	0.9 kg/cm^2	12.85 lb/pulg ²

RESINAS

CATIONICA	IR-120 212.3 l	7.5 ft ³
ANIONICA	IRA-402 325.5 l	11.5 ft ³

LIMITES DE OPERACION

TEMPERATURA MAXIMA	35°C	95°F
PRESION MAXIMA	7 kg/cm^2	100 lb/pulg ²
PRESION MINIMA	2.8 kg/cm^2	40 lb/pulg ²

ESPACIO DE INSTALACION

ANCHO	1.00 m	43.25 pulg
LARGO	2.98 m	117.25 pulg
ALTURA	2.52 m	99.25 pulg

MATERIAL	ACERO INOXIDABLE
RECUBRIMIENTO INTERIOR	HULE VULCANIZADO

6.- Válvulas:

Las válvulas son dispositivos cuya función primordial es la de controlar el caudal del fluido, forzando tanto la trayectoria de su desplazamiento como el gasto que del mismo se desea tener.

Existe una gran variedad de tamaños y maneras de operación para las válvulas dependiendo del tipo de trabajo al cual esté destinada a servir.

Estos requisitos que es necesario detallar para la adquisición o diseño de una válvula vienen contenidos en lo que se conoce como:

6.1. Especificaciones de Ingeniería:

a) Diseño.

Los cuerpos de las válvulas están diseñados para tener la mayor fuerza y rigidez con el objeto de soportar la presión interna y los esfuerzos de la línea a la cual están conectadas. Los interiores están acabados y dimensionados para permitir el flujo con el mínimo de turbulencia cuando la válvula está completamente abierta. La cara de las bridas en las válvulas se suministran normalmente con un acabado en espiral de 25 -- ranuras por pulgada con una profundidad de corte de 0.0005" a 0.010". Los extremos roscados cumplen con la norma NPT (National Pipe Threads).

Fundiciones del cuerpo.- Desde la fundición se marca en el cuerpo el tamaño, clase de la válvula, tipo de aleación, nombre del fabricante, así como la fecha de producción para facilidad de identificación después.

Bonete Bridado.- El diseño de la rosca exterior y el yugo es recomendado para cualquier servicio y en válvulas de retención con cubierta bridada. La unión del bonete con el cuerpo es del tipo macho-hembra, excepto en ciertas válvulas de compuerta donde se usa el bonete de forma oval con bridas de cara plana.

Disco de válvulas de compuerta son de disco doble ó de compuerta sólida. En la mayoría de las válvulas se dispone de la compuerta flexible que ofrece ventajas de operación y sellado en altas temperaturas. La construcción de disco doble es preferible para la mayoría de los servicios de baja presión donde los discos independientes proveen mejor sello, compensa el uso y reduce la posibilidad de fuga.

Disco de válvulas de globo son del tipo de tapón modificado, del tipo renovable, doble sello y disco tipo puerto "V". El disco y la tuerca giratoria del diseño disco-vástago flotante son usados para prevenir pérdidas por trabajo. El disco renovable y los insertos en las válvulas de doble sello son fabricados con teflón si no se especifica lo contrario.

Los vástagos se diseñan para soportar la fuerza requerida para la operación apropiada de la válvula. Se usa la cuerda modificada para prevenir deformaciones, excepto en la cuerda interior de las válvulas de agujas. El asiento posterior se suministra generalmente en válvulas de compuerta globo y angulo.

Caja de empaques se fabrican bajo un diseño convencional y de proporciones amplias para asegurar el máximo sello de presión cuando se instalan apropiadamente. Un mínimo de seis anillos de empaque son usados en todas las válvulas de bonete bridado.

Frensaempaques y brida prensaempaques se construyen de dos piezas con una junta esférica entre ambas, este diseño asegura una buena alineación y reduce la posibilidad de ligadura con el vástago.

Volante, se construyen de diámetro apropiado para permitir la correcta operación de la válvula, de fuerte consistencia para soportar el uso industrial.

Partes de Repuesto, pueden requerirse de tiempo en tiempo dependiendo de las condiciones de servicio. Las partes más comúnmente requeridas son el vástago, el disco, el buje y tuerca del yugo, junta y empaques. (58)

b) Normas de Construcción.

230

Clases de Presión:

150 para ANSI B16.34
300 para ANSI B16.34
600 para ANSI B16.34
900 para ANSI B16.34
1500 para ANSI B16.34

Limitaciones por temperatura de la válvula básica y de los materiales de construcción son muy amplias. Para temperaturas por debajo de -20 °F ó sobre 700 °F se sugiere que se consulte al fabricante ó al departamento de ventas. Las válvulas que tengan algunas partes de teflón están limitadas a una temperatura de 500 °F.

Dimensiones, las dimensiones cara a cara en válvulas con extremos soldables a tope y extremo a extremo en válvulas bridas se rigen conforme a ANSI B16.10; la dimensión de las bridas conforme a B16.5 extremos soldables en caja conforme a -- B16.11 para diámetro del puerto y profundidad. Para la cédula de la tubería especificada en extremos soldables a tope -- conforme a B16.25. (59)

c) P r u e b a s.

Cada válvula es probada hidrostáticamente a las presiones designadas para una apropiada construcción y de acuerdo a las normas establecidas según la clase y material.

Rango de Presión	150 lb	300 lb	600 lb	900 lb	1500 lb
	ANSI	ANSI	ANSI	ANSI	ANSI
Prueba del Asiento	310 psi	800 psi	1600 psi	3150 psi	3960 psi
Prueba del Cuerpo	425 psi	1100 psi	2175 psi	2380 psi	5400 psi

Las presiones de prueba para válvulas de 300, 600 y 1500 lb -- varían para diferentes materiales conforme a ANSI B16-34. Las aleaciones no cubiertas por esta norma se prueban de acuerdo a sus propiedades mecánicas. (59)

6.2. Principales tipos de válvulas y funcionamiento

Válvulas de Compuerta.

La válvula de compuerta permite ó impide el flujo deslizando ó removiendo una superficie relativamente plana transversalmente en el caudal. Se recomienda unicamente para servicios de apertura ó de cierre total, nunca para regular.

Válvulas de Globo.

La válvula de globo se recomienda para regulación de flujo.

El cierre se logra forzando el disco contra el flujo en vez de deslizarlo transversalmente, eliminando de esta manera el problema de golpeteo, excesivo desgaste y erosión. El reducido viaje del disco permite cerrar la válvula en tiempo reducido.

Válvulas de Retención.

Están diseñadas para prevenir contraflujos.

Retención tipo columpio.- Se caracteriza por tener una --caída de presión menor que otros tipos de válvulas de retención. Pueden ser usadas en líneas verticales u horizontales.

Retención tipo pistón.- Con el cuerpo de una válvula de globo proporciona un sello hermético. Se usa en líneas horizontales. (58)

6.3. Hojas de Especificación de Válvulas. (60)

Válvulas de Globo

Cuerpo:	Acero Forjado.	
Rango:	150 lb PTV	
Extremos:	Roscados	(Líneas de servicio)
	Tipo Clamp ó Bridados	(Líneas de proceso)
Guarniciones:	Acero inoxidable al 13% en cromo	
	INCONEL	ASTM A 744/A CY-40
Rango de Temperatura de Operación:	0 a 200°C	
D i s c o:	Tapón Modificado	(Líneas de Servicio)
	Doble Sello	(Líneas de proceso)

Díámetro de Conexión: 1/2 pulgada (3/4 pulg V-101)
(2 1/2 pulg V-301 a 304)

Esta especificación es válida para todas las válvulas de globo -
consideradas V-201 a 213, V-301 a 305 y V-101.

Válvulas de 3 vías

Cuerpo: Acero Forjado.
Rango: 150 lb PTV
Extremos: Roscados (Líneas de Servicio)
Clamp ó Bridados (Líneas de Proceso)
Guarniciones: Acero inoxidable al 13% cromo INCONEL
Rango de Temperatura: 0 a 300°C
Díámetro de Conexión: 1/2 pulgada (2 1/2 pulg VT-303)
Vástago Interior y Casquete de Unión.

Esta especificación es válida para todas las válvulas de 3 vías,
consideradas VT-201 a 209, VT-301 a 303.

Válvulas de Retención (Check)

Cuerpo: Acero Forjado.
Rango: 150 lb PVT
Extremos: Roscados (Líneas de Servicio)
Clamp ó Bridados (Líneas de Proceso)
T i p o: P i s t ó n
Guarniciones: INCONEL Ac.Inoxidable 316 13% cromo
Díámetro de Conexión: 1/2 pulgada (2 1/2 pulg VC-301)

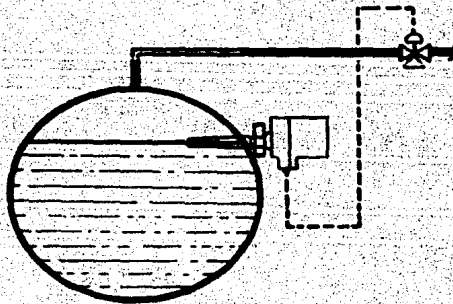
Esta especificación es válida para todas las válvulas de reten-
ción, consideradas VC-201 a 206, VC-301.

7.- Lista General de Equipo de Instrumentación.

Debido básicamente a la duración de las operaciones de reacción y destilación, a la altura entre la plataforma en que se ubica el equipo y a la separación física entre la nave de producción y la zona de servicios auxiliares, se propone la instalación de controlles automáticos que regulen el suministro de vapor y la operación de la torre de destilación e intercambiadores.

De acuerdo con el tamaño de esta planta, se recomienda el uso de instrumentación neumática, valiéndose de sensores electrónicos en algunas parte críticas. (61)

La lista general del equipo de instrumentación y su especificación, se presenta en la tabla IV.22 (62)



SISTEMA CAPACITIVO DE CONTROL DE NIVEL. MONTAJE DIRECTO

TABLA IV. 22

LISTA GENERAL DE EQUIPO DE INSTRUMENTACION

CANTIDAD	DESCRIPCION	SIMBOLOGIA	CONECTADO A	FUNCION
3	Controladores Indicadores de Temperatura.	TIC	Línea Trazada (Corriente 1) R-201 R-202	Regular el flujo de vapor con la válvula ON-OFF - - V-301, a fin de controlar la temperatura a 160°F.
3	Indicadores Transmisores de Presión	PI	Corriente 17 Corriente 10 Corriente 2	Medir la presión puntual de la tubería y mandar la señal al controlador diferencial. Operar válvula de seguridad VS-201.
2	Controladores de Presión Diferencial	PDC	V-301 V-302 V-303 V-304	Regular la caída de presión en los intercambiadores E-201 y E-202 operando las válvulas señaladas.
3	Indicadores de Nivel	LI	R-201 y 202 TS-201	Indicar el nivel en los reactores.
4	Controladores - Indicadores de Nivel	LIC	TA-204 TA-205 TA-206 TA-207	Indicar y controlar el nivel de los tanques marcados, operando las válvulas VT-204, V-211 y V-213.
2	Contadores de Flujo	FQ	Corriente 1 Corriente 2	Medir el flujo total que pasa por estas corrientes.

7.1. Hojas de Especificación de Instrumentación.

Controladores Indicadores de Temperatura TIC

Tipo: Static - O - Ring
Sistema: Bulbo Sensor de Temperatura Capilar Lleno de líquido
Montaje: Montaje Remoto Antiexplosivo
Material: Acero Inoxidable 316 ó Aluminio (sin cobre)
Conexión: 3/4 pulgada
Límites Ajustables: - 50 a 375° F Temperatura creciente (- 46 a 190° C)

Indicadores - Transmisores de Presión PI

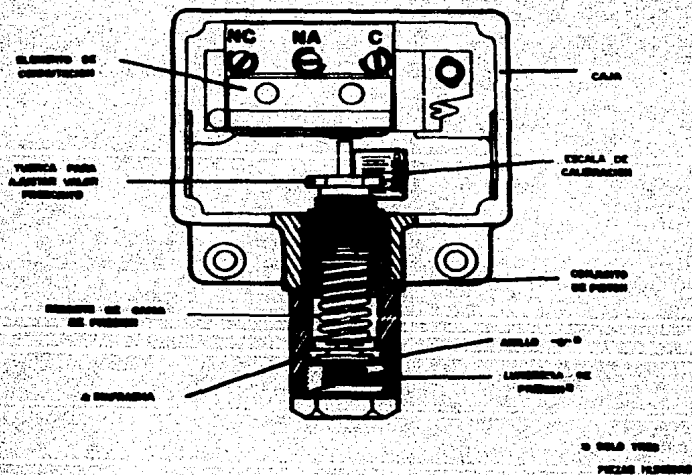
Tipo: Instrument Air SOR Static - O - Ring
Sistema: Pistón y Resorte de Calibración
Montaje: Caja Hermética ó Antiexplosiva
Material: Acero Inoxidable 316
Conexión: 1/2 pulgada
Límites Ajustables: 3 a 15 psig Presión Creciente (0.21 a 1.05 Kg./cm³)
Aire de Instrumento: 3 a 15 psig



**TESIS PROFESIONAL
FACULTAD DE QUIMICA**

No. de hoja: 256
PROYECTO: PQR-2542
FECHA: 14.6
ESCALA: 1:1

**MECANISMO DE OPERACION DE INSTRUMENTOS
CON SISTEMA DE ANILLO "O" ESTATICO**



Controladores de Presión Diferencial PDC

Tipo: Instrument Air SOR
Montaje: Uso general, Hermético
 ó Antiexplosivo.
Material: Acero Inoxidable 316
 ó Aluminio (sin cobre)
Conexión: 1/2 pulgada
Límites Ajustables: 2.5 pulg. C.a a 1000 psi.
 63.5 mm. c.a a 70 Kg./cm²)
 Diferencial de Presión creciente.

Indicadores de Nivel LI

Tipo: Varilla de vidrio de graduación
 especial.
Conexión: 1/2"pulg. NPT con válvulas
Protección de Acero Inoxidable ó Lámina Galvanizada

Contadores de Flujo FQ

Tipo: Tambores Rotatorios (analógicos)
Montaje: Directo - Hermético
Material: Acero Inoxidable 316

Controladores Indicadores de Nivel LIC

Tipo:	Control Capacitivo de Nivel
Sistema:	Sensor directo por capacitación colocado al nivel deseado.
Principio de Operación:	La sonda y la pared del contenedor forman un condensador al cual le es aplicado un voltaje de alta frecuencia (RF). Cuando el tanque está vacío (aire como dieléctrico) una débil corriente fluye a través del capacitor conforme el material en el recipiente va aumentando su nivel provoca que la corriente se incremente otorgando una señal proporcional al incremento de altura del contenedor.
Montaje:	Montaje directo. Antiexplosivo
Material:	Acero Inoxidable 316
Conexión:	1/2 " pulg. para transmisión.

CAPITULO V.
ESTUDIO ECONOMICO.

1.- PRESENTACION

El estudio económico de un proyecto es el instrumento más valioso para determinar la factibilidad o inconveniencia de su realización.

En él, se toman en cuenta todos los desembolsos repetitivos y no repetitivos necesarios en la cristalización del proyecto, así como los ingresos que razonablemente se espera tener, a fin de poder lograr su evaluación económica.

Para poder realizar un estudio económico es preciso contar con información generada en un estudio de mercado y en un estudio técnico sobre el proceso de fabricación, además, de cotización de equipo, materia prima, terreno y construcciones.

Es conveniente incluir dentro de esta información las alternativas de financiamiento e incluir los cargos en el estado de resultados.

Los recursos que es necesario aportar para la realización de un proyecto pueden ser de 3 tipos: los que se requieren para la elaboración de estudios técnicos, organizativos y de arranque conocidos como gastos preoperativos, los requeridos en la adquisición e instalación de la planta que constituyen lo que se conoce como inversión fija y los requeridos para la operación de la misma, los cuales integran el capital de trabajo.

La suma de los gastos preoperativos, la inversión fija y el capital de trabajo representan la inversión total que se habrá de requerir para la realización del proyecto, siendo éste el principal dato para estimar el financiamiento del proyecto.

$$I_t = G_p + I_f + C_t$$

A continuación presentaremos en forma desglosada la estimación de cada uno de estos puntos, así como los presupuestos de operación pa

ra los 3 primeros años de funcionamiento de la planta.

2.- Gastos preoperativos y de Arranque.

Los gastos preoperativos y de arranque constituyen un conjunto de desembolsos no repetitivos que están relacionados con el desarrollo de la tecnología a usar y su transferencia, los estudios técnicos y organizativos previos a la operación de la empresa y con el personal y materiales requeridos en las pruebas de arranque de planta.

En términos generales, los gastos preoperativos y de arranque están compuestos por los siguientes rubros:

- a) Investigación y desarrollo de tecnología
- b) Patentes, conocimientos técnicos especializados y transferencia de tecnología.
- c) Organización de la empresa.
- d) Elaboración del proyecto final.
- e) Pruebas de arranque de la planta.

El desglose de cada rubro se presenta a continuación. (67)

a) Investigación y desarrollo de tecnología

Aquí se considera el costo de la búsqueda de información bibliográfica, estudios a nivel laboratorio y planta piloto para desarrollar y optimizar la tecnología a utilizar.

En el caso del guayacol, los estudios realizados durante 1985 y parte de 1986 tuvieron un costo total de \$5'945,000.00 (CINCO MILLONES NOVECIENTOS CUARENTA Y CINCO MIL PESOS 00/100 M.N.).

Total \$5'945,000.00

- b) Patentes, conocimientos técnicos especializados y transferencia de tecnología

En México, los conocimientos del área farmacéutica, así como los procedimientos de síntesis de fármacos no son patentables, de ahí que en este rubro solo se considere el costo de transferencia de tecnología, el cual ha sido fijado por la UNAM para lo que resta de 1986 en \$1'600.000.00 (UN MILLON SEISCIENTOS MIL PESOS 00/100 M.N.).

Total: \$ 1'600,000.00

c) Organización de la Empresa

En el caso de nuestra planta hemos considerado los siguientes gastos de organización:

Gastos materiales	180,000.00
Pago de permisos	48,000.00
Gasto de emisión acciones	40,000.00
Honorarios por asesoría administrativa	1'500,000.00
Otros (papelería, mecanografía, gastos generales).	<u>100,000.00</u>
T O T A L	1'868,000.00

d) Elaboración del Proyecto Final

La elaboración del proyecto final con base en la información técnica, económica y financiera acumulada, suele tener un costo significativo. En el caso de nuestra planta se considerará el trabajo de 3 profesionistas que trabajarían 8 horas por día durante 2 meses a razón de \$5,000.00 (CINCO MIL PESOS M.N.) por hora hombre. Esta cantidad incluirá el pago de honorarios del personal, viajes, viáticos, elaboración de planos y gastos generales.

Considerando semana inglesa, lo anterior representa un total de \$4'800,000.00 (CUATRO MILLONES OCHOCIENTOS MIL PESOS 00/100 M.N.)

Total: \$4'800,000.00

e) Pruebas de arranque de la planta

En este rubro generalmente se considera el pago del personal especializado en arranque, alquiler de maquinaria y herramienta especial y las materias primas requeridas en cantidad suficiente.

En nuestro caso consideramos el trabajo de 2 expertos apoyados por el personal de la planta que trabajarían durante 1 mes a razón de \$10,000.00 por hora/hombre más un 100% de la cantidad que esto representa para el alquiler de aparatos o herramienta especializada.

Las materias primas requeridas, se consideran en los costos variables de operación del primer año de labores.

Considerando semana inglesa, lo anterior representa un total de - \$6'400,000.00 (SEIS MILLONES CUATROCIENTOS MIL PESOS 00/100 M.N.)

2.1 Estimación Global de los Gastos Preoperativos y de Arranque.

Sumando todos los totales de los rubros que hemos desglosado anteriormente tenemos:

TABLA V. 1
(Miles de Pesos)

Investigación y Desarrollo Tecnológico	5.945
Patentes y Transferencia de Tecnología	1.600
Organización de Empresa	1.868
Elaboración del Proyecto Final	4.800
Pruebas de Arranque de Planta	<u>6.400</u>
Gastos preoperativos y de arranque	\$20.613

Tomando en cuenta precios de Julio de 1986, el total de gastos preoperativos es de \$21 000 000 (VEINTIUN MILLONES DE PESOS 00/100 M.N.).

3. INVERSION FIJA

La inversión fija es el conjunto de bienes que no representan desembolsos repetitivos para la empresa estando relacionados con la producción y con el lugar donde se lleva a cabo ésta.

En términos generales, la inversión fija está compuesta por los siguientes rubros:

- a) Terreno para la instalación de la planta
- b) Obra civil
- c) Maquinaria y equipo
- d) Instalación de maquinaria y equipo
- e) Servicios auxiliares e instalación complementaria
- f) Ingeniería, supervisión y administración del montaje.

El desglose de cada rubro para el caso particular de nuestra planta se presenta a continuación.

- a) Terreno para la instalación de la planta.

Los terrenos son activos fijos que no se deprecian, frecuentemente las empresas adquieren terrenos más grandes que los que necesitan a fin de estar en posibilidad de efectuar ampliaciones a futuro.

El estudio de distribución de planta del capítulo VI determina un área total requerida para nuestra planta de 3,446 m² habiéndose concluido que es conveniente adquirir un terreno de 4,500 m².

El precio por m² de terreno en el parque industrial Atlacomulco, Edo. de México es de \$3000.00 (TRES MIL PESOS 00/100 MN), de ahí que este rubro represente un total de \$13'500,000.00 (TRECE MILLONES QUINIENTOS MIL PESOS 00/100 M.N.)

TOTAL	\$13'500,000.00

* Datos de FIDEPAR Julio 1986.

b) Obra civil

La inversión fija por concepto de obra civil incluye esencialmente la preparación del terreno y la construcción de edificios que albergarán zonas administrativas, productivas, de servicios y almacenes.

De acuerdo con el estudio de distribución de planta del capítulo VI, se requiere de un total de 850m² de construcciones para nuestra planta. Tomando en cuenta el costo por m² de construcción en el parque industrial de Atlacomulco, Edo. de México que es de \$70 000.00, este rubro representa un total de \$59,500.000.00 (CINCUENTA Y NUEVE MILLO NES QUINIENTOS MIL PESOS 00/100 M.N.) *

TOTAL	\$59,500.000.00

c) Maquinaria y equipo.

Este es el rubro más importante de la inversión fija al considerarse como base de cálculo de otros parámetros mediante el uso de factores. En él es necesario incluir el costo no solamente de toda la maquinaria y equipo, sino también los gastos de fletes, seguros, impuestos de importación, derechos aduanales y costos de adaptación.

Los costos de maquinaria y equipo así como el método de estimación por factores se presentará más adelante.

d) Instalación de maquinaria y equipo.

Comprende los gastos de materiales y mano de obra requeridos para efectuar el armado y conexión de las unidades de proceso entre sí y con las unidades de servicios auxiliares.

Se le considera como un porcentaje del costo del equipo que varía entre el 10 y 30%.

* Dato del FIDEPAR Julio 1986.

e) Servicios auxiliares e instalación complementaria.

En este renglón se incluyen los costos de la maquinaria y equipo que se requieren para suministrar estos servicios, así como las redes de distribución, los instrumentos y controles. Ejemplo de esto son los generadores de vapor, subestaciones, unidades de refrigeración, compresores de aire, ventiladores, desmineralizadores, etc..

Dada la diversidad de bienes comprendidos en este rubro se manejará como un porcentaje del costo del equipo que varía entre el 30 y el 40%

f) Ingeniería, supervisión y administración de la instalación.

Aquí se incluyen todas las actividades de supervisión, seguimiento e inspección de la realización del proyecto, así como el arrendamiento y adquisición de maquinaria, herramientas y permisos de construcción. Se estima como un porcentaje del costo del equipo que varía entre el 50 y el 65%.

3.1 ESTIMACION DEL COSTO DEL EQUIPO PRIMORDIAL DE PROCESO.-

A continuación presentaremos los costos de los equipos de proceso - calculados en el capítulo IV especificando su función y clave.

Los tanques de almacenamiento y cubas mezcladoras fueron cotizadas siguiendo un método muy usado en pailería que se basa en el peso de los recipientes y el precio por kg del acero a utilizar, tomando en cuenta además los gastos por concepto de planos, montaje, viajes y fletes involucrados en su construcción.

Los otros equipos como bombas, válvulas, reactores, intercambiadores, etc., fueron obtenidos mediante cotizaciones otorgadas por empresas dedicadas a su producción y distribución. La lista es la siguiente:

TABLA V.2

247

<u>EQUIPO</u>	<u>CLAVE</u>	<u>COSTO</u> (miles de pesos)
TANQUE DE ALMACENAMIENTO CALENTADO	TAC-101	\$ 14 143
TANQUE DE ALMACENAMIENTO HORIZONTAL	TA- 201	\$ 632
"	TA- 202	\$ 632
"	TA- 203	\$ 585
"	TA- 204	\$ 632
"	TA- 205	\$ 323
"	TA- 206	\$ 585
"	TA- 207	\$ 260
CUBA MEZCLADORA	TM- 201	\$ 2 185
TANQUE SEPARADOR DE FASES	TS- 201	\$ 2 625
BOMBA DE DESPLAZAMIENTO POSITIVO	BO- 201	\$ 1 644
BOMBA CENTRIFUGA	BO- 202	\$ 305
" "	BO- 203	\$ 305
" "	BO- 204	\$ 305
" "	BO- 205	\$ 305
" "	BO- 301	\$ 425
CONDENSADOR TOTAL	E- 201	\$ 745
CONDENSADOR PARCIAL	E- 202	\$ 1 363
REACTOR ENCHUQUETADO	R- 201	\$ 8 417
" "	R- 202	\$ 4 917
TORRE DE DESTILACION	TA- 201	\$ 7 410
	TOTAL	\$ 48 743

El costo del equipo especificado asciende a \$ 48,743,000.00 (CUARENTA Y OCHO MILLONES SETECIENTOS CUARENTA Y TRES MIL PESOS 00/100 M.N.).

3.2 ESTIMACION DE INVERSION FIJA MEDIANTE EL USO DE FACTORES.

A continuación presentaremos la estimación de la inversión fija obtenida mediante la suma de las cantidades derivadas en los incisos y las resultantes al multiplicar el costo del equipo principal por una serie de factores que permiten estimar el resto de los rubros. (67)

El valor de estos factores depende del estado físico de las materias primas y productos a manejar siendo en esto similar al método de los factores de Lang, de ahí que se infiera que nuestra estimación tiene una precisión de $\pm 15\%$.

TABLA V.3

RUBRO	FACTOR	COSTO (miles de pesos)
COSTO TOTAL DEL EQUIPO PRINCIPAL	1.0	\$ 48 743
Transportes, seguros, impuestos y desechos aduanales.	0.05	\$ 2 437
GASTOS DE INSTALACION	0.30	\$ 14 623
TUBERIAS	0.30	\$ 14 623
INSTRUMENTACION	0.30	\$ 14 623
AISLAMIENTO	0.05	\$ 2 437
INSTALACIONES ELECTRICAS	0.15	\$ 7 311
SERVICIOS AUXILIARES E IMPLEMENTOS DE PLANTA	0.30	\$ 14 623
INGENIERIA, SUPERVISION Y ADMINISTRACION DE INSTALACION	0.65	\$ 31 683
IMPREVISTOS	0.20	\$ <u>9 749</u>
TOTAL POR ESTIMACION CON FACTORES		\$ 160 852
TERRENO		13 500
OBRA CIVIL Y ACONDICIONADO DEL TERRENO		59 500
MUEBLES, MATERIAL E INSTRUMENTOS DE LABORATORIO		<u>9 500</u>
		\$ <u>243 352</u>

El total de inversión fija a precios de Julio de 1986 es de ---
\$243 000 000 (DOSCIENTOS CUARENTA Y TRES MILLONES DE PESOS).

4. CAPITAL DE TRABAJO.-

Se llama "capital de trabajo" a los recursos económicos que utilizan las empresas para atender las operaciones de producción, distribución y venta de los productos elaborados. (67)

Dentro de estos recursos tenemos a inventarios de materias primas, refacciones y materiales diversos en almacén, productos para distribución, recursos para financiar las cuentas por cobrar y efectivo - en caja para hacer frente a pagos y gastos de operación.

Los principales renglones que es necesario considerar para estimar el capital de trabajo son los siguientes:

- a) Inventario de materias primas
- b) Inventario de productos en proceso
- c) Inventario de producto terminado
- d) Efectivo en caja
- e) Cuentas por cobrar
- f) Cuentas por pagar

a) Inventario de materias primas.-

El valor de este inventario es función del precio y el volumen de materia prima que es necesario tener en la planta para lograr su adecuada operación. Este volumen de materia prima dependerá de los siguientes factores:

- Capacidad de operación de la planta
- Lapsos de tiempo requerido para el suministro
- Disponibilidad de materia prima
- Diversidad de fuentes de suministro
- Capacidad de producción de los proveedores
- Volúmenes mínimos económicos de adquisición
- Costo de almacenamiento en la planta
- Período de disponibilidad anual de la materia prima. *

En el caso de nuestra planta son determinantes la capacidad de operación y la diversidad de fuentes de suministro, ya que nuestros consumos de materia prima son muy bajos y una de ellas es de importación [(CH₃)₂ SO₄].

Considerando para esta un inventario de 1 mes y de una semana para el resto de las materias primas nacionales y de acuerdo con las cotizaciones, el valor de este inventario es actualmente de :

TABLA V.4

FEACTIVOS	INVENTARIO PARA 2 SEMANAS DE PRO DUCCION. (Kg).	PRECIO POR KG \$/kg.	COSTOS TOTALES (miles de pesos)
PENOL	1774	380	674
(*) (CH ₃) ₂ SO ₄	5548	1057	5864
NaOH (50°)	1570	91	143
AGUA ORIGENADA	900	700	630
ACIDO FOSFORICO	15	326	5

* 1 mes de inventario.

ACIDO MONOCLOROACETICO	165	808	133
TOTAL			<u>7 449</u>

Considerando una inflación del 90% por año, para el primer año de operación (1988) será de: \$ 27 000 000.00

b) Inventario de productos en proceso.-

Este rubro tiene mayor significación en el caso de productos que requieren un tiempo de elaboración largo e insumos de alto costo, como sucede en la fabricación de bienes de capital. Su valor depende:

- Tiempo de elaboración del producto
- Volumen de producción
- Insumos requeridos
- Costo unitario de los insumos
- Ritmo de suministro de cada insumo

El tiempo de elaboración de un lote de 300 kg de Guayacol es de 3 días no necesitándose una cantidad grande de insumos para ello. De ahí que podemos estimar el valor de este inventario multiplicando la capacidad de producción por el costo unitario de manufactura del producto, lo cual para el año de 1988 nos da un total de ----- \$ 12 198 000.00 (TABLA V.25).

TOTAL: \$ 12 000 000.00

c) Inventario de producto terminado.-

La cantidad de producto almacenado debe ser acorde con el ritmo de ventas, las posibles fluctuaciones de éstas, las características del producto, la capacidad de producción y la dimensión del lote mínimo económico.

En ausencia de datos específicos, el valor del inventario de producto puede considerarse igual a un mes de producción valuado al costo de manufactura.

En el caso de nuestra planta, se ha considerado un inventario de -- 2100 kg lo que nos da un total para 1988 de \$ 85 386 000 (Ver presupuesto de ingresos y tabla V. 25).

TOTAL: \$ 85 000 000.00

d) Efectivo en caja.-

Todas las empresas requieren para su operación de dinero en efectivo en caja o cuenta corriente, para el pago de sueldos y salarios y para cubrir gastos menores de imprevistos en servicios y materiales.

La cantidad de dinero en efectivo que se requiere tener es función del tamaño de la planta, del número de empleados, de la diversidad de productos elaborados, etc. De manera preliminar se puede estimar considerando una semana de producción valuado al costo de manufactura. Esto nos da un total de -----
\$ 24 396 000.00

TOTAL: \$ 24 000 000.00

e) Cuentas por cobrar.-

Las empresas venden sus productos dando un plazo a los compradores para efectuar sus pagos, principalmente por razones de competencia en el mercado. Esto hace necesario incrementar el capital de trabajo para cubrir este concepto.

La dimensión de las cuentas por cobrar depende del nivel de ventas, del precio de venta del producto y de los plazos de pago establecidos.

Las cuentas por cobrar se pueden considerar equivalentes a un mes de producción valuado al precio de venta + IVA. \$ 50 913 030.00

TOTAL \$ 51 000 000.00

f) Cuentas por pagar.-

El monto del capital de trabajo se reduce a través del financiamiento de la operación de la empresa por los proveedores de los insumos, lo cual generalmente no le representa costo adicional alguno por concepto de intereses.

La magnitud de las cuentas por pagar depende principalmente del volumen de producción, del plazo de pago otorgado y de la capacidad financiera de los proveedores.

Generalmente se le puede considerar equivalente al monto de materias primas necesarias para un lote de producción.

En el caso de nuestra planta la cantidad de reactivos para producir un lote es tan pequeña que no obtendría crédito, de ahí que se considerarán las cuentas por pagar iguales al valor del inventario de materias primas las cuales al pagarse al contado hacen esta cuenta igual a cero.

4.1. ESTIMACION DEL CAPITAL DE TRABAJO.-

El capital de trabajo de una planta industrial se calcula sumando el valor de los inventarios de materia prima, producto en proceso, producto terminado, efectivo en caja y cuentas por cobrar y restando a esta suma las cuentas por pagar. De acuerdo con los totales anteriores tenemos:

TABLA V.5
(MILLONES DE PESOS)

	TOTALES
Inventario de materias primas	27
Inventario de producto en proceso	12
Inventario de producto terminado	85
Efectivo en caja	24

Cuentas por cobrar	51
Cuentas por pagar	--
Capital de trabajo	<u>199</u>

Total estimado a precios de 1988 es \$ 199 000 000 (CIENTO NOVENTA Y NUEVE MILLONES 00/100 M.N.).

5.- INVERSION TOTAL.-

La suma de la inversión fija, los gastos preoperativos y de arranque y el capital de trabajo representa la inversión total que se habrá de requerir para llevar a cabo el proyecto. De acuerdo con los totales de los incisos V.2.1, V.3.2. y V.4.1. éste será de:

(MILLONES DE PESOS)

Inversión Fija	\$ 243
Gastos Preoperativos y de arranque	\$ <u>21</u>
T O T A L	\$ <u>264</u>
Estimado a precios de Julio 1986	
+ Capital de Trabajo	\$ 199
Estimado a precios de 1988	

6. ESTIMACION DE COSTOS Y PRESUPUESTOS DE OPERACION.-

Para determinar la factibilidad de un proyecto industrial se requiere, por un lado, calcular los presupuestos de ingresos empleando - para ellos los volúmenes y precios de venta obtenidos en el estudio de mercado y por otro, estimar los presupuestos de egresos utilizando las cifras de volúmenes y precios de los insumos necesarios para operar la planta a los niveles previstos.

Estos presupuestos permitirán a su vez, hacer pronósticos del costo unitario de producción y obtener los presupuestos de utilidades de operación, así como la estimación de diversos coeficientes que servirán para llevar a cabo la evaluación económica del proyecto.

En la estimación de los rubros de estos presupuestos será muy importante tomar en cuenta a la inflación.

La inflación es un proceso que se desencadena con el aumento en el gasto público, el que a su vez genera un endeudamiento por parte - del Gobierno. El endeudamiento público causa un aumento en los impuestos y cuando esta medida no alcanza a pagarlo se hace necesario aumentar la cantidad de circulante en el mercado con la consiguiente alza de precios y pérdida del valor adquisitivo de la moneda.

La inflación en algunos casos puede ser producto de una política - deliberada de déficit presupuestal. En cualquier caso produce efectos negativos sobre la economía destacándose:

- Alteración del dominio de la riqueza
- Alteración del impuesto general
- Alteración de los recursos productivos
- Escasez

- Desánimo por el ahorro
- Especulación en el terreno económico.

En un proceso de inflación galopante como en el que estamos inmersos, la proyección estadística de los índices de inflación no es un parámetro confiable de ahí que en las proyecciones que haremos a continuación se considerará una inflación global del 90% anual.

6.1 PRESUPUESTO DE INGRESOS

En base al programa de instalación y arranque de planta y en las proyecciones de volumen y precios de venta, se prepara un programa tentativo de producción que permitirá estimar el presupuesto de ingresos al multiplicar los volúmenes anuales de producción por los precios de venta correspondientes.

A este efecto se considerarán los años de 1986 y 1987 como años de construcción y montaje de planta y en 1988 como año de inicio de operaciones. Se considerará que la planta empezará a producir al 80% de su capacidad, aumentando ésta a razón de 10% por año.

Se considerará siempre un inventario de producto terminado de 2100kg.

TABLA V.6

Capacidad de Diseño de la Planta o-Guayaquil 21000 kg
p-Guayaquil 5460 kg

AÑO	Producción		Precio por kg.	Ventas Totales (miles de pesos)
	o-Guay.	p-Guay.		
1986	-----	-----	5 840	-----
1987	-----	-----	11 096	-----
1988	16 800	4 368	21 082	446 263
1989	18 900	4 914	40 056	953 983
1990	21 000	5 460	76 107	2 013 790
1991	21 000	5 460	144 604	3 826 220
1992	21 000	5 460	274 748	7 269 830

Para estimar los presupuestos de egresos se multiplican los volúmenes anuales de producción por los consumos unitarios (balance de materia por lote) y luego por los costos unitarios de los insumos obteniéndose así, los costos variables. A estos costos se le agregan los cargos fijos de inversión y de operación para obtener los costos de fabricación o manufactura y finalmente se adicionan los gastos generales para obtener egresos totales de operación de la planta.

Como se puede observar estos egresos están formados por 4 rubros:

- 1) Costos de operación
 - a) Variables
 - b) Fijos
- 2) Cargos fijos de inversión
- 3) Cargos fijos de operación
- 4) Gastos generales

6.2.1. COSTOS DE OPERACION.-

VARIABLES

Los costos variables de operación son aquellos que intervienen directamente en la elaboración del producto, estando en función del volumen de producción.

Se compone de los siguientes aspectos:

a) Materias primas y reactivos de proceso

El costo de las materias primas se obtiene tomando en cuenta su precio de adquisición (flete incluido), su consumo por lote y el volumen anual de producción previsto.

TABLA V.7
(MILES DE PESOS)

ANO	COSTO DE MAT. PRIMAS POR LOTE* (consumo/lote*precio/kg)	VOLUMEN DE PRO DUCCION(lotes)	COSTO DE PRODUCCION
1986	1 367	---	---
1987	2 597	---	---
1988	4 935	56	276 360
1989	9 376	63	590 688
1990	17 815	70	1 247 050
1991	33 848	70	2 369 360
1992	64 312	70	4 501 820

b) Servicios Auxiliares

Aquí se toma en cuenta el costo de los servicios auxiliares, el cual varía de acuerdo con la naturaleza del proceso, la localización de -

la planta y el volumen de producción.

En el caso de nuestra planta solo consideraremos el costo de agua, energía eléctrica y combustible.

- Agua -

Tomando en cuenta los datos de ingeniería se necesitan los siguientes volúmenes por lote de fabricación

Agua de Proceso	589 l
Agua de Servicios Auxiliares	15 048 l
Agua de Servicios Generales	5 100 l
Agua para Intercambiadores	<u>48 937 l</u>
TOTAL	69 674 l

- 1) Del balance de materia. Corriente 3 + agua para preparar una solución 1:1 de ácido monoclóricoacético.
- 2) Agua requerida por la caldera para generar vapor durante 24 horas (3 días de proceso a 1 turno). Ver hoja de especificación.
- 3) 100 l x trabajador x 3 días. Reglamento de Seguridad e higiene. (79)
- 4) E- 201 18 326 l * 2 hrs. + E- 202 945 l * 13 hrs. Ver especificación de corrientes y manual de operación.

Adicionalmente se almacenarán en la cisterna del área de servicios auxiliares 20 000 l de agua para los sistemas contra incendio, los cuales no se consumen.

Considerando los lotes de producción para los cinco primeros años y - los precios de agua por m³ industrial considerando un 90% de inflación global tenemos:

TABLA V. 9

AÑO	\$/m ³ agua	Volumen de Producción (lotes)	Agua requerida por lote (m ³).	Costo Total anual (\$) (miles de pesos)
1986	116	----	----	----
1987	220	----	----	----
1988	419	56	69.674	1 635
1989	796	63	69.674	3 494
1990	1512	70	69.674	7 374
1991	2872	70	69.674	14 007
1992	5457	70	69.674	26 615

- Electricidad -

Tomando en cuenta el dato reportado por el "Chemical Engineering Cost Estimation" Aries and Newton (68) sobre un gasto de 0.05 kw-hr/lb de producto en promedio y puesto que el costo promedio del kw-hr industrial es de \$33.0 tenemos:

$$0.05 \text{ kw-hr/lb (1 lb/0.454 kg) (1000 kg/1 ton) = 110.13 Kw-hr ton}$$

TABLA V. 10

AÑO	Volumen de Producción (ton)	Costo del kw-hr (\$)	Gasto (kw-hr/ton)	Costo Total Anual (\$) (miles de pesos)
1986		33		
1987		63		
1988	21	119	110.13	275
1989	24	226	110.13	597
1990	26.5	430	110.13	1255
1991	26.5	817	110.13	2384
1992	26.5	1552	110.13	4529

- Combustible -

Para uso de la caldera se requiere de una alimentación de 41.3 l/hr de diesel trabajando al 70% de carga (operación normal). Si la caldera trabajara un promedio de 6 hrs. diarias durante 210 días por año - tendríamos un consumo de:

$$41.3 \text{ l/hr} \cdot 6 \text{ hrs/día} \cdot 210 \text{ días/año} = 52\,038 \text{ l/año.}$$

Actualmente el precio del diesel por litro es de \$ 132.00 por lo que esta cantidad representa \$ 6 869 016.00

La proyección considerando un 90% de inflación en los precios sería:

TABLA V. II

AÑO	COSTO TOTAL ANUAL (miles de pesos)
1988	24 797
1989	47 115
1990	89 518
1991	170 084
1992	323 159

Sumando los totales de estos servicios, tenemos los siguientes totales para este rubro.

AÑO	COSTO TOTAL DE SERVICIOS AUXILIARES (miles de pesos)
1988	26 707
1989	51 206
1990	98 147
1991	186 475
1992	354 303

C) REGALIAS.-

La obtención de la licencia para utilizar una tecnología considera generalmente el pago de regalías cuyo monto se establece como un porcentaje del valor de la producción, mismo que generalmente es del orden de 0.5 a 2%.

En el presente estudio se considerará un pago de regalías del 2%.

TABLA V. 15.

AÑO	REGALIAS (miles de pesos)
1988	8 925
1989	19 078
1990	40 276
1991	76 524
1992	145 397

FIJOS.

a) Mano de obra y personal de supervisión.-

Aquí se toma en cuenta el sueldo del personal requerido para la adecuada operación de la planta. Este personal es determinado en función de la naturaleza del proceso y de la capacidad de operación.

La lista de personal de base se presenta en la sección VI.5 y el organigrama correspondiente en la sección VII. 3.1.

A continuación se presentarán las tablas de cálculo de sueldos actuales y su proyección a los años venideros. En esta tabla se considera

rán el 51% del sueldo base correspondiente a prestaciones sociales, que en este caso incluye lo siguiente:

- 12.0% CUOTAS AL SEGURO SOCIAL.
- 5.0% IMPUESTO DE LA VIVIENDA.
- 1.0% IMPUESTO SOBRE REMUNERACIONES PAGADAS.
- 8.5% AGUINALDOS.
- 6.5% VACACIONES, INCLUYENDO EL 25% ADICIONAL Y PREMIOS POR PUNTUALIDAD.
 VACACIONES (18.0 DIAS)
 25% ADICIONAL 4.5 DIAS.
 PREMIO 1.0 DIA.
 23.5 DIAS.
- 4.0% DIAS FESTIVOS
 - 1 DE ENERO
 - 5 DE FEBRERO
 - 21 DE MARCHO
 - VIERNES SANTO
 - 1 DE MAYO
 - 16 DE SEPTIEMBRE
 - 2 DE NOVIEMBRE
 - 20 DE NOVIEMBRE
 - 12 DE DICIEMBRE
 - 4 EL 24 DE DICIEMBRE
 - 25 DE DICIEMBRE
 - 4 EL 31 DE DICIEMBRE
- OTROS.

1.0% AUSENTISMO POR ENFERMEDADES NO CUBIERTAS POR EL SEGURO SOCIAL.

5.0% PLAN DE RETIRO, SEGURO DE VIDA Y ACCIDENTES.

5.0% COMEDOR

3.0% OTROS

5.1% TOTAL

TABLA V.8
SUELDOS ACTUALES
(miles de pesos)

Nº	PUESTO	SUELDO MENSUAL (Base)	SUELDO ACTUAL (Base)	TOTAL CON PRESTACIONES
1	Gerente General	750	9 000	13 590
4	Gerente de Departamento	450	5 400	32 616
1	Jefe de Control de Personal	250	3 000	4 530
1	Jefe de Almacenes	250	3 000	4 530
4	Secretarias	150	1 800	10 872
3	Vigilantes	120	1 440	6 523
3	Obreros	100	1 200	5 436
2	Intendentes	75	900	2 718
GRAN TOTAL				<u>80 815</u>

Considerando un aumento de sueldo del 80% anual tenemos:

TABLA V.8.1.

AÑO	TOTAL DE SUELDOS (miles de pesos)
1986	80 815
1987	145 467
1988	261 840
1989	471 312
1990	848 362
1991	1 527 050
1992	2 748 690

b) MANTENIMIENTO Y REPARACION.-

Para que una planta opere eficientemente es necesario efectuar gastos de mantenimiento y reparación, cuyo monto depende de las condiciones de operación, de las características de los materiales y de la intensidad de operación.

Estos costos incluyen los cargos por materiales, mano de obra y supervisión.

El costo anual de mantenimiento y reparación se puede considerar del 15% de la inversión fija, por concepto de equipo.

TABLA V. 13
Mantenimiento y Reparación.

AÑO	Costo Total Anual (miles de pesos)
1986	7 311
1987	13 891
1988	26 393
1989	50 147
1990	95 278
1991	181 029
1992	343 955

c) SUMINISTRO DE OPERACION.-

Los suministros de operación, llamados también implemento de planta, son aquellos productos misceláneos que se requieren para operar eficientemente las plantas y que no forman parte de las materias pri-

mas, ni de los materiales de mantenimiento. En este rubro se incluyen productos tales como lubricantes, materiales de limpieza y artículos para protección y aseo de los operarios.

Cuando no se dispone de información más precisa, el costo de los suministros de operación puede estimarse en alrededor del 15% del costo total de mantenimiento y reparación, lo que da un total de :

TABLA V. 14.

Suministro de Operación

AÑO	Costo Total Anual (miles de pesos)
1986	1 096
1987	2 084
1988	3 959
1989	7 522
1990	14 292
1991	27 154
1992	51 593

6.2.2. CARGOS FIJOS DE INVERSION.-

Estos cargos son una consecuencia de la inversión fija y por lo tanto, tienden a permanecer constantes, independientemente del volumen de producción. Los más importantes son los siguientes:

a) Depreciaciones y amortizaciones.-

La disminución en el valor de los activos fijos de la planta durante su vida útil se denomina Depreciación y, junto con las amortizaciones de los activos intangibles, representa un costo que debe ser incluido en la estimación de los egresos. Las tasas de depreciación y las de amortización son establecidas por las dependencias fiscales del país ya que afectan al monto de las utilidades gravables.

En nuestro país la tasa de depreciación anual para maquinaria y equipo de proceso es del orden del 9%, para equipo de alto desgaste incluyendo equipo de transporte es del orden del 20%, mientras que para la obra civil es del orden del 3% de las inversiones correspondientes.

Conviene señalar que en general, a la inversión en terrenos no se le aplica tasa de depreciación alguna, ya que éstas suelen incrementar su valor conforme pasa el tiempo.

Los gastos de organización, ingeniería, prueba y arranque de planta, adquisición de tecnología y otros gastos relacionados con la realización del proyecto y que no se traducen en activos tangibles se amortizan a una tasa generalmente del orden de 5 al 20% anual.

TABLA V. 16

CARGOS FIJOS DE INVERSION
(miles de pesos)

Nota: Sin considerar revalorización de activos.

AÑO	RUBRO	DEPRECIACIONES		AMORTIZACIONES.	CARGOS FIJOS DE INVERSION, TOTALES.
	CONCEPTO.	EQUIPO DE PROCESO	OBRA CIVIL	GASTOS PROOPERATIVOS Y ARRANQUE	
	TASA	9%	3%	9%	
1988		4 387	1 785	1 855	8 027
1989		4 387	1 785	1 855	8 027
1990		4 387	1 785	1 855	8 027
1991		4 387	1 785	1 855	8 027
1992		4 387	1 785	1 855	8 027

b) Impuestos sobre la propiedad.-

El costo de los impuestos sobre la propiedad depende de las leyes fiscales vigentes en el lugar donde se proyecta localizar la planta. En algunos lugares estos impuestos alcanzan un nivel del 4% anual sobre el valor de la inversión fija, como sucede en las zonas urbanas, en zonas poco desarrolladas es del 2% y si se estima la planta en zonas prioritarias que se desee desarrollar industrialmente, se exime a las empresas de este impuesto hasta por 5 años. Este es el caso del parque industrial Atlacomulco en el Estado de México donde se localizará nuestra planta.

d) Seguros sobre la planta.-

Con el fin de proteger la inversión de una planta industrial, ésta se suele asegurar a un costo que varía con el nivel de riesgo que represente su operación y con la disponibilidad de medios de protección. Este costo suele representar un egreso del orden del 1% de la inversión fija. Esto nos da un total de -----

TOTAL: \$ 2 433 520.00

6.2.3. CARGOS FIJOS DE OPERACION.-

Son aquellos cargos necesarios para coordinar los servicios de la planta, impartir seguridad industrial y proporcionar servicio a los empleados de la planta. Se incluyen en este rubro los gastos por concepto de superintendencia de planta, laboratorios de control de calidad, servicios de vigilancia, etc.

El egreso que estos cargos representan está relacionado directamente con la cantidad de mano de obra empleada en la planta. Estos cargos suelen variar entre el 30 y el 60% del costo anual de la mano de obra y supervisión.

En el caso de nuestra planta se considerará el 30%.

TABLA V. 17

ANO	CARGOS FIJOS DE OPERACION (miles de pesos)
1988	78 552
1989	141 394
1990	254 509
1991	458 115
1992	824 607

6.2.4. GASTOS GENERALES

Son aquellos gastos necesarios para hacer llegar el producto al mercado, mantener la empresa en posición competitiva y lograr una operación rentable. Se incluyen en este rubro los siguientes:

a) Gastos Administrativos.-

Son los egresos por concepto de compras de papelería, gastos de asesorías legales, gastos de servicios técnicos y suministros de oficina. Cuando no se cuenta con datos más precisos se le puede estimar como 5 a 10% de los ingresos por ventas.

TABLA V. 18

AÑO	GASTOS ADMINISTRATIVOS (miles de pesos)
1988	22 313
1989	47 699
1990	100 690
1991	191 311
1992	363 492

b) Gastos de distribución y ventas.-

Comprende los gastos derivados del conjunto de actividades que tienen como propósito hacer llegar el producto hasta el consumidor, - tales como gastos de adquisición de materiales, gastos de las oficinas de ventas, el pago de comisiones a los vendedores, los gastos de embarque y distribución del producto, así como los gastos de pu-

blicidad y asistencia técnica a los consumidores.

En el caso de nuestra empresa consideraremos el alquiler de una pequeña bodega que cuente con un despacho, un 50% de lo que importe este alquiler para gastos de operación como son teléfono, copias, papelería etc., el pago del flete para traer los pedidos desde la planta y un 2% del precio de venta del producto como comisión para los vendedores.

Los sueldos del personal de ventas (Gerente y Secretaria) ya fueron tomados en cuenta en los costos variables de operación.

	TOTAL ANUAL (miles de pesos)
Alquiler de Bodega pequeña y despacho	6 000
Gastos de Operación	3 000
Flete (11 \$/kg * Capacidad total prod)	291
Comisiones	<u>3 091</u>
TOTAL	12 382 *****

Considerando nuevamente una inflación global anual del 90% tenemos:

TABLA V.19

(miles de pesos)

AÑO	GASTOS DE DISTRIBUCION Y VENTAS.
1986	12 382
1987	23 526
1988	44 699
1989	84 928
1990	161 363
1991	306 590
1992	582 522

En caso de no contar con datos más preciso se les puede estimar del orden del 5 al 25% del total de ventas.

c) Gastos de investigación y desarrollo.-

Estos gastos son aquellos en los que se incurre para introducir eficiencia en la tecnología de producción y en el desarrollo de nuevos productos o de nuevos usos para el producto, todo ello para mantener y mejorar la posición de la empresa en el mercado. El orden de estos gastos se considera del 2 al 5% del total de las ventas.

TABLA V. 20

AÑO	GASTOS DE INVESTIGACION Y DESARROLLO. (miles de pesos)
1988	22 313
1989	47 699
1990	100 690
1991	191 311
1992	363 492

7.- PUNTO DE EQUILIBRIO.-

En el estudio de un proyecto industrial es importante determinar el volumen de producción al que debe trabajar la planta para que sus ingresos sean iguales a sus egresos, es decir, el volumen de producción mínimo a partir del cual se obtienen utilidades para una combinación dada de precios de adquisición de los insumos y precios de venta de los productos. Al punto en el cual los ingresos son iguales a los egresos se le denomina punto de equilibrio y al nivel de producción en que se obtiene este equilibrio se le llama capacidad mínima económica de operación.

Para determinar el punto de equilibrio se utilizan dos métodos, el gráfico y el analítico. Aquí utilizaremos el método gráfico.

Primero se procede a agrupar los costos en variables y fijos, como se muestra en la tabla V. 21 y a calcular éstos para una capacidad de operación igual al 100% de la capacidad instalada.

Después se grafican los ingresos y los egresos. En el punto donde se intersectan la línea de ingresos y la de egresos se encuentra - localizado el punto de equilibrio económico. La abscisa correspondiente a este punto de equilibrio es la capacidad mínima económica de operación. A la izquierda de este punto se tendrían pérdidas y a la derecha utilidades. (Gráfica V.1).

**INGRESOS POR VENTAS
AÑO 1988**

Volumen de Producción (kg)	21 168
Volumen de Ventas (kg)	19 068
Precio de venta (\$/kg)	21 082

(MILES DE PESOS)

Venta acumulada	Ingresos
5 000	105 410
10 000	210 820
15 000	316 230
19 068	401 991

DETERMINACION DE PUNTO DE EQUILIBRIO
(Costo de 1988)
MILES DE PESOS.

CONCEPTO	1988
I.- Costos de Producción	
A.- Costos Variables	
1.- Materias Primas	276 360
2.- Servicios Auxiliares	26 707
3.- Regalías	8 925
TOTAL COSTOS VARIABLES	311 925
B.- Costos Fijos	
1.- Mano de Obra y Supervisión	261 840
2.- Mantenimiento y Reparación	26 393
3.- Suministro de Operación	3 959
II.- Cargos Fijos de Inversión	
1.- Depreciaciones y Amortizaciones	8 027
2.- Impuestos sobre la propiedad	---
3.- Seguros sobre la Planta	8 783
III.- Cargos Fijos de Operación	78 552
IV.- Cargos Fijos por Financiamiento	71 820
TOTAL COSTOS FIJOS	459 374
TOTAL DE COSTOS	771 366
V.- Gastos Generales	
1.- Gastos Administrativos	22 313
2.- Gastos de Distribución y Venta	44 699
3.- Gastos de Investigación y Desarrollo	22 313
TOTAL DE GASTOS	89 325
GRAN TOTAL	860 691

9.- ESTUDIO SOBRE ALTERNATIVAS DE FINANCIAMIENTO

El desarrollo tecnológico requiere en todas sus etapas de una generosa aportación de recursos a fin de lograr resultados óptimos con la rapidez necesaria.

Estas etapas abarcan los siguientes puntos:

- Identificación de la necesidad - satisfactor
- Estudio de mercado del producto satisfactor
- Revisión bibliográfica
- Desarrollo y optimización a nivel laboratorio
- Escalamiento a planta piloto
- Diseño y construcción de equipos
- Instalación y arranque de planta

En cada uno de estos pasos se corre el riesgo de que la tecnología desarrollada no sea operativa con lo cual, la inversión realizada se hace irrecuperable.

A fin de contribuir al desarrollo tecnológico e industrial del país, el gobierno federal ha canalizado suficientes recursos a través de 3 instituciones oficiales (NAFINSA, Banco de México y CONACYT) para que aporten capital de riesgo y préstamos a tasas de interés preferenciales a fin de hacer más viables cada una de las etapas anteriores.

8.1.- Presentación de las opciones de financiamiento.-

Los fondos y programas de fomento que maneja cada institución, se presenta a continuación:

NACIONAL FINANCIERA, S.A.-

- Programa de Apoyo Integral a la Pequeña y Mediana Industria (PAI)
- Estudio Nacional de Estudios y Proyectos (FONEP)
- Fondo de Garantía y Fomento a la Industria Pequeña y Mediana (FOGAIN)
- Fondo Nacional de Fomento Industrial (FOMIN)
- Fideicomiso de Conjuntos, Pargues, Ciudades Industriales y Centros Comerciales (FIDEIN)
- Fondo de Documentación e Información para la Industria (INFOTEC)

BANCO DE MEXICO.-

- Fondo de Equipamiento Industrial (FONEI)

CONSEJO NACIONAL DE CIENCIA Y TECNOLOGIA.-

- Programa de Riesgo Compartido.

A continuación, haremos un breve desglose de las ventajas y servicios que ofrecen los principales fondos desde el punto de vista industrial.

8.2 Desglose y descripción de cada alternativa.

Fondo Nacional de Equipamiento Industrial (FONEI).-

El FONEI es un fondo creado por el Banco de México, con el objeto de fomentar la producción eficiente de bienes y servicios, así como otorgar subvenciones a las empresas que desarrollan tecnología.

El Fondo maneja 7 Programas diferentes, de los cuales el Programa de Desarrollo Tecnológico y el Equipamiento Industrial son los más atractivos.

En el primer Programa se contempla una subvención de hasta el 30% sobre el monto total a aquellos proyectos de desarrollo tecnológico de carácter prioritario que cuenten con suficiente mérito innovador sobre todo los desarrollados por nacionales.

En el segundo Programa se contempla el equipamiento o relocalización de plantas industriales con productos susceptibles de exportar

El límite inferior de estos créditos es de 10 millones de pesos y deberán tener la participación de un intermediario financiero.

El plazo de pago de un préstamo de FONEI es de 13 años incluido un plazo de gracia de 3 años. Los pagos de capital e intereses será normalmente trimestral.

La tasa de interés está referida al CPP (aproximadamente 62%) y cambia en cada programa, siendo susceptible de cambiarse a fin de que los pagos no pierdan su valor presente.

El crédito FONEI puede llegar hasta el 80% de la inversión total, siendo necesario que la empresa aporte un mínimo del 20%.

El tiempo necesario para la decisión de apoyo es un mes, disponiéndose de inmediato de un 25% del monto total y el resto contraentrega de informes de avance. (70)

TABLA V-22

ESTADOS UNIDOS MEXICANOS PROGRAMAS GENERALES DE APOYO FINANCIERO

TIPO DE INICIATIVA	OBJETIVO	OPERACIONES	MONTOS MENSURABLES	PLAZO DE IMPLEMENTACION	TIPO DE INTERES	GARANTIA	REQUISITOS
DESARROLLO TECNOLÓGICO	DESARROLLO, INVESTIGACION Y ADAPTACION DE NUEVOS Y PROGRESIVOS MÉTODOS PARA LA FABRICACION EFICIENTE DE PRODUCTOS INDUSTRIALES, DIFUSION, DEMONSTRACION Y PROMOCION DE BIENES DE CAPITAL.	COMPRA DE INFORMACION BASICA Y DE INGENIERIA DE PROCESO, DISEÑOS DE PRODUCCION, MATERIALES, EQUIPO, SERVICIOS, GASTOS DE CAPACITACION, ETC. CREDITO PARA EQUIPAMIENTO Y OPERACION.	35 millones de pesos en activos fijos de planta industrial. COMPAÑIA SUBVENCION Y CREDITO MULTIPLES DE 100,000 PESOS TOTAL.	12 AÑOS COMENZANDO EN LA GARANTIA INCLUIDA.	4% DEL CEP (COSTO FINANCIERO PROMEDIO)	A LOS DUEÑOS, INGENIEROS, DISEÑADORES Y FINANCIEROS PARTICIPANTES EN EL PROYECTO. EL RESTO POR CUENTA DE PAGAR DEL EMISOR.	SE DEBE DE TENER UN PLAN DE NEGOCIOS.
ESTUDIOS DE FACTIBILIDAD Y ASSESORIA	AYUDAR A LOS EMPRESARIOS A ESTUDIOS PROYECTOS Y FACTIBILIDAD PARA LOS MILES DE INVERSION.	ESTUDIOS DE FACTIBILIDAD DE PROYECTOS susceptibles de ser financiados por el FONDA.	7% DE LOS ACTIVOS FIJOS TOTALES DE LA EMPRESA.	12 AÑOS COMENZANDO EN LA GARANTIA INCLUIDA.	8% DEL CEP.	CREDITO EXCLUSIVO DE LOS EMPRESARIOS EN LA FABRICACION DE LOS BIENES DE CAPITAL. INCLUIDA EN LOS INTERESES FINANCIEROS DE LOS FINANCIEROS.	
PROMOCION DE EQUIPAMIENTO	APOYO FINANCIERO PARA EL EQUIPAMIENTO DE NUEVOS PLANTAS INDUSTRIALES Y PARA PROMOCION, MODERNIZACION O RECONSTRUCCION DE LAS EXISTENTES.	COMPRA DE MAQUINARIA Y EQUIPO; ADQUISICION, MANTENIMIENTO, MODIFICACIONES, GASTOS DE INSTALACION Y ADMINISTRACION DE ESTOS; GASTOS DE SERVICIOS, REPARACIONES, CONSTRUCCION DE NAVES INDUSTRIALES; COMPRA DE ACTIVOS FIJOS: Bienes de lo que la empresa recibe como credito.	(MANTENIMIENTO Y REPARACIONES) 2% DE LOS ACTIVOS FIJOS TOTALES DEL FONDO.	12 AÑOS COMENZANDO EN LA GARANTIA INCLUIDA.	12% DEL CEP.	LOS CREDITOS SE ANADEN EN LA FABRICACION DE LOS PROYECTOS DE INVERSION EN LA MANEJERIA NORMAL DE LOS ACREDITADOS.	
OPTIMIZACION DE LA CAPACIDAD INDUSTRIAL	MANTENIMIENTO, ADAPTACION, AJUSTE DE PROCESOS Y LA INSTALACION DE CUELLOS DE BOTELLA.	COMPRA DE PARTES, CONSUMIBLES, MANO DE OBRA, MANTENIMIENTO Y EQUIPO, ASÍ COMO EL COSTO DE ESTUDIOS Y ASSESORIA.	0.5% DE LOS ACTIVOS FIJOS TOTALES DEL FONDO.	12 AÑOS.	12% DEL CEP.		
CAPITAL DE TRABAJO PARA BIENES DE CAPITAL PARA LA AMPLIACION DE LA INDUSTRIA.	APORTAR AL CAPITAL INSTALADO EN LAS INDUSTRIAS Y FACILITAR PARA LA FABRICACION DE BIENES DE CAPITAL.	CONDICION PARA CAPITAL DE TRABAJO INTERCANTADO EN UN PAQUETE FINANCIERO INCLUIDO QUE CUBRA LAS EXIGENCIAS DEL PROYECTO.	100% DE LOS ACTIVOS FIJOS TOTALES DEL FONDO.	12 AÑOS COMENZANDO EN LA GARANTIA INCLUIDA.	4% DEL CEP.		
PARA FINANCIAR EL CAPITAL DE TRABAJO PERMANENTE. PROMOCIONES DEL CREDITO.	FINANCIAR LA COMPRA DE MATERIAS PRIMAS, ETC. QUE FORMAN PARTE DE LOS BIENES DE CAPITAL.	INCREMENTO DE LOS INVENTARIOS SIN QUE QUERAN LOS NIVELES DE OPERACION PRODUCTIVA.	100% DE LOS ACTIVOS FIJOS TOTALES DEL FONDO.	12 AÑOS COMENZANDO EN LA GARANTIA INCLUIDA.	9% DEL CEP.		
LIMITES DE CONTINUACION	RESERVA EN PROMOCION AMBIENTAL.	ADQUISICION DE MAQUINARIA Y EQUIPO PARA EL CONTROL DE RUIDOS, LUCES, AGUAS, VIBRACIONES, ETC.	100% DE LOS ACTIVOS FIJOS TOTALES DEL FONDO.	12 AÑOS COMENZANDO EN LA GARANTIA INCLUIDA.	9% DEL CEP.		

Fondo de Garantía y Fomento a la Pequeña y Mediana Industria.

El FOGAIN en su operación actual ha registrado una serie de cambios de acuerdo con las fluctuaciones del mercado financiero.

A continuación presentamos los principales lineamientos actuales -- del fondo.

Para establecer el monto de los préstamos del fondo, este clasifica a las empresas solicitantes en los siguientes rubros:

EMPRESA	NO. DE EMPLEADOS	VOL.VTAS.ANUALES
Micro	menos de 15	\$ 40'000.000.00
Pequeña	entre 15 y 100	\$ 500'000.000.00
Mediana	entre 100 y 1000	\$1'000,000.000.00

Para cada clasificación se cuenta con diferentes plazos, tasas de interés y montos máximos a los que pueden ascender los préstamos. Estos puntos se presentan a continuación:

Para la Industria "Micro" se tiene:

GIRO	MONTO MAXIMO DEL PRESTAMO (millones de pesos)	TASAS DE INTERES
Rehabilitación	15	CPP + 5 puntos
Maquinaria	15	CPP + 5 puntos
Construcciones	20	CPP + 5 puntos

En el caso de industria farmacéutica o farmoquímica CPP + 3 puntos por ser prioritaria.

Para la industria "Pequeña"

Giro	MONTO MAXIMO DEL PRESTAMO (millones de pesos)	Tasa de Interés
Rehabilitación	100	CPP + 4
Maquinaria	100	CPP + 4
Construcción	100	CPP + 4

Para la industria "Mediana" se le puede financiar hasta 225 millones en préstamo para cualquier giro.

Para solicitar estos créditos es necesario presentar los siguientes documentos:

- 1) Acta constitutiva de la empresa
- 2) Estados financieros de la misma en los últimos años
- 3) Un anteproyecto que justifique la inversión a realizar
- 4) Participar con fondos propios en el total del monto solicitado
- 5) Autorización de crédito de un banco (Banco Internacional) que responda como aval del préstamo.

El FOGAIN participa con los siguientes porcentajes en cuanto al último punto.

TIPO DE INDUSTRIA	PORCENTAJE DE PARTICIPACION	
	IND. INTERESADA	FOGAIN
Micro	10%	90%
Pequeña	15%	85%
Mediana hasta 25 millones	15%	85%
Mediana " 50 "	18%	82%
Mediana " 75 "	21%	79%
Mediana 100 millones o más	25%	75%

El plazo para pagar los préstamos también varía de acuerdo con la clasificación en la que caiga la industria.

TIPO DE INDUSTRIA	PLAZO PARA PAGAR	PERIODO DE GRACIA
Micro	desde 18 meses	3 meses
	hasta 48 meses	6 meses
Pequeña	desde 18 meses	6 meses
	hasta 60 meses	12 meses

En el caso de la mediana industria los plazos son un poco más holgados

En el caso de industrias nuevas se requiere recurrir a los Programas Especiales de Nafinsa.

Una vez obtenida la autorización de crédito, de un banco y aprobado el proyecto técnicamente, se puede disponer de los fondos en 3 meses. (69)

El FONEP se fundó en 1967, con el propósito de apoyar técnica y financieramente a los inversionistas y empresas de los sectores público y privado en la fase de planeación y estudio de sus proyectos.

Los estudios más comunmente apoyados por FONEP son de factibilidad técnica, económica y financiera; de ingeniería básica y de detalle, así como estudios destinados a mejorar la capacidad administrativa, operacional, productiva o de mercado de la empresa.

El monto promedio de los préstamos FONEP es de 5 millones de pesos.

Para poder solicitar un crédito a FONEP se debe llenar una solicitud dando los datos generales de la empresa y las características del estudio a realizar. A continuación FONEP o el solicitante seleccionarán una firma consultora para realizar el estudio y se presenta a consideración del Consejo Técnico el anteproyecto, quien se encargará de aprobarlo.

El monto mínimo de los préstamos es de \$ 500,000.00

La tasa de interés de los créditos es de 70% del costo porcentual - promedio para estudios generales y tecnológicos; 80% del costo promedio porcentual para estudios de factibilidad y operaciones y 90% del costo promedio porcentual para estudios complementarios, su amortización varía de 2 a 6 años incluyendo el período de gracia.

La duración de los estudios no podrá ser mayor de 24 meses y su contenido será confidencial.

El Fondo puede aportar hasta el 95% del costo del estudio y el interesado deberá aportar cuando menos el 5%.

Una vez presentada la documentación se puede disponer de los fondos en 3 meses como máximo en caso de ser aprobado el estudio. (71)

TABLA V. 23

ANALISIS DE LAS OPCIONES DEL FINANCIAMIENTO.

FONDO	GIRO	% DE PARTICIPACION SOBRE INVERSION TOTAL	MONTO MINIMO DE AFORTACION POR PARTE DEL FONDO	TASA DE INTERES	PLAZO (AÑOS)	TIEMPO PARA DISPONER DE FONDOS
FONEP	Estudios de preinver- sión	95%	\$ 500,000.00	70% CPP	2 - 6	3 meses
FOGAIN	Créditos para capital de trabajo y edifica- ción de naves indus- triales.	85%	70'000,000.00	CPP + 4%	2 - 5	15 días
FONEI	Créditos para desarro- llo, estudios y equi- pamiento.	80%	10'000,000.00	CPP + 4%	13	1 - 2 meses

8.3 ESTUDIO DEL FINANCIAMIENTO DEL PROYECTO.

Del análisis de las diferentes opciones de financiamiento se puede concluir que el fondo más apropiado para financiar el presente proyecto es FONEI, a través de su programa de apoyo al desarrollo tecnológico el cual proporciona una subvención hasta del 30% a proyectos que lo promueven como el nuestro, además de contar con un plazo de amortización de hasta 13 años.

A continuación presentaremos el flujo de efectivo para pagar un préstamo de \$ 90 000 000.00 manteniendo una tasa de interés del CPP + 4% (79.8%) anual a un plazo de 13 años incluidos 3 años iniciales de gracia en los que solo se pagarían intereses.

TABLA V. 24

FLUJO DE EFECTIVO. CARGOS FIJOS POR FINANCIAMIENTO (miles de pesos)

AÑO	PAGO PROPORCIONAL	INTERESES	PAGO TOTAL	SALDO
1	-----	71 820	71 820	90 000
2	-----	71 820	71 820	90 000
3	-----	71 820	71 820	90 000
4	9 000	71 820	80 820	81 000
5	9 000	64 638	73 638	72 000
6	9 000	57 456	66 456	63 000
7	9 000	50 274	59 274	54 000
8	9 000	43 092	52 092	45 000
9	9 000	35 910	44 910	36 000
10	9 000	28 728	37 728	27 000
11	9 000	21 546	30 546	18 000
12	9 000	14 364	23 364	9 000
13	9 000	7 182	16 182	0

El préstamo solicitado corresponde al monto de la inversión fija estimada por factores, considerando un 30% de subvención y una participación del FONEI en un 80% del capital restante.

9.- ESTADOS FINANCIEROS PROFORMA.-

Para estimar la situación económica de la planta industrial en sus primeros años de operación, es necesario preparar Balances y Estados Proforma de Pérdidas y Ganancias.

Los Estados Proforma de Pérdidas y Ganancias incluyen básicamente - los siguientes rubros:

- a) Valor de las ventas netas
- b) Costo de lo vendido
- c) Utilidad bruta por ventas
- d) Gastos por ventas y administración
- e) Gastos financieros
- f) Utilidades de operación
- g) Productos financieros
- h) Utilidades antes de impuestos
- i) Impuestos sobre utilidades
- j) Participación de utilidades al trabajador
- k) Utilidades netas

El valor de las ventas se obtiene multiplicando el volumen de ventas por el precio de venta y restando al resultado el importe de las devoluciones y el monto de los descuentos concedidos.

El costo de lo vendido se obtiene sumando primero los diferentes incrementos de costo en que se incurre durante la manufactura del volumen total de producción para obtener el costo de lo producido y sumando a éste el incremento o reducción en el valor de los inventarios de productos.

La utilidad bruta por ventas se obtiene restando al valor de las ventas netas, el costo de lo vendido.

Las utilidades de operación son el resultado obtenido al restar a las utilidades brutas por ventas tanto los gastos derivados de las ventas y de la administración de la empresa, como los gastos financieros, originados en los intereses pagados por los créditos que graviten sobre la empresa.

La utilidad antes de impuestos o utilidad gravable, se obtiene sumando a las utilidades de operación, los productos financieros obtenidos al invertir las reservas de la empresa en valores.

Las utilidades netas o utilidades por distribuir, se calculan restando a las utilidades gravables tanto los impuestos que sobre dichas utilidades señalen las leyes hacendarias.

10.- BALANCES GENERALES PROFORMA.-

Los Balances Generales Proforma contienen los rubros que constituyen, por un lado, los activos de la empresa, es decir, las propiedades y derechos que adquiriría en caso de que se llevase a cabo el proyecto, y por otro, los pasivos de la misma, es decir, las obligaciones financieras que contraería a través de préstamos. Asimismo, estos balances contienen los rubros que dan origen al capital contable, el cual representa la participación directa de los socios en la propiedad de la empresa.

10.1. ACTIVOS DE LA EMPRESA.-

Los activos de la empresa son de 3 clases:

a) Activo circulante

Está constituido por aquellos bienes y recursos que son o pueden convertirse fácilmente en efectivo a través de las operaciones de -

la empresa, es decir, efectivo en caja, cuentas por cobrar y valor de inventarios.

b) Activo fijo.-

Está formado por aquellos bienes físicos que se utilizarán en las actividades productivas y comerciales de la empresa, por ejemplo: terrenos, edificios, maquinaria, etc.

c) Otra clase de activos.-

Son bienes intangibles que forman parte de la inversión fija pero no del activo fijo, como son licencias, gastos preoperativos, etc.

10.2. PASIVOS DE LA EMPRESA.-

Los pasivos de la empresa son de dos clases:

a) Pasivo circulante.-

Está constituido por las deudas que la empresa deberá pagar en un plazo no mayor de un año por ejemplo: créditos bancarios, créditos de proveedores, amortización anual, etc.

b) Pasivo fijo.-

Son las deudas contraídas con las instituciones bancarias para la adquisición de activos fijos y cuyo período de vencimiento es mayor a un año.

10.3. CAPITAL CONTABLE.-

El capital contable está constituido por las aportaciones de los socios (capital social suscrito y pagado) más las reservas legales para contingencias o reinversión, más el superávit o déficit que resulte de los ejercicios anteriores.

11.- EVALUACION ECONOMICA.-

La situación financiera de la empresa se puede analizar mediante la obtención de una serie de coeficientes determinados con base en la información contenida en los balances generales de la misma.

Los principales coeficientes que se consideran son los siguientes:

- Rendimiento de la planta.- Obtenido al dividir la utilidad neta entre la inversión fija. Indica el rendimiento que se obtiene de la inversión. Es mejor mientras más tiende a 1.
- Solvencia inmediata.- Obtenido al dividir el activo disponible entre el pasivo circulante. Indica la necesidad de efectivo para operar la planta. Mientras más pequeño sea es mejor.
- Coeficiente de liquidez.- Obtenido al dividir el activo circulante entre el pasivo circulante. Indica el grado de endeudamiento necesario para operar la planta. Mientras más pequeño mejor.
- Margen de seguridad.- Obtenido al dividir el capital de trabajo entre el pasivo circulante. Indica la necesidad de financiamiento. Mientras más pequeño mejor.
- Rentabilidad.- Obtenido al dividir la utilidad neta entre el capital contable. Indica las ganancias obtenidas de la inver-

si6n.

- Cartera.- Obtenida al dividir las cuentas por cobrar entre la venta neta. Indica el cr6dito que se est6 otorgando. Mejor mientras se aproxima a cero.
- Nivel de inventarios.- Obtenido al dividir el inventario del producto terminado entre el costo de lo vendido. Indica la cantidad de dinero porcentual invertida en el almac6n. Mejor mientras tienda a cero.
- Costo promedio de usar dinero prestado.- Obtenido al dividir los gastos financieros entre el pasivo total y nos indica los intereses que se pagan sobre el pr6stamo otorgado. Mejor cuando tiende a cero.

En base a lo anterior, se encontraron los siguientes valores:

CONCEPTO	PERIODO				
	1988	1989	1990	1991	1992
RENDIMIENTO DE PLANTA	-1.69	-2.81	-4.69	-8.40	-15.12
RENTABILIDAD (%)	-54	-69	-64	-64	-64
CARTERA	0.12	0.11	0.096	0.096	0.096

(Indices constantes a lo largo de todo el periodo)

SOLVENCIA INMEDIATA	0.16
COEFICIENTE DE LIQUIDEZ (solvencia financiera)	2.85
MARGEN DE SEGURIDAD	1.85
NIVEL DE INVENTARIOS (%)	26
COSTO PROMEDIO DE USAR DINERO PRESTADO (%)	100

Tabla V.25

PRESUPUESTO DE EGRESOS TOTALES DE OPERACION PARA UNA PLANTA INDUSTRIAL
(Basado en Guayaquil)

291

CONCEPTO	1988	1989	1990
Precio de Venta (\$/kg)	21 082	40 056	76 107
Volumen de Ventas (kg)	19 068	21 714	24 360
Volumen de Producción (kg)	21 168	23 814	26 460
Materias Primas y Reactivos	276 360	590 688	1 247 050
Servicios Auxiliares	26 707	51 206	98 147
Regalías	8 925	19 078	40 276
Costos Variables (miles de pesos)	311 992	660 972	1 385 473
Mano de Obra y supervisión	261 840	471 312	848 362
Mantenimiento y Suministros	30 352	57 669	109 570
Depreciaciones y Amortizaciones	8 027	8 027	8 027
Seguros	8 783	16 688	31 707
Cargos Fijos de Operación	78 552	141 394	254 509
Cargos Fijos por financiamiento	71 820	71 820	71 820
Costos Fijos (miles de Pesos)	459 374	766 910	1 323 995
Administración y Ventas	67 012	132 627	262 953
Investigación y Desarrollo	22 313	47 699	100 690
Gastos Generales (miles de pesos)	89 325	180 326	362 743
Costos Totales de Operación (miles)	860 691	1 608 208	3 072 211
Costo Unitario (\$/kg)	40 660	67 532	116 108
Costo unitario de lo vendido	45 138	74 063	126 139

TABLA V.26
PRESUPUESTO DE CAPITAL DE TRABAJO
PARA LA OPERACION DE LA PLANTA
(Miles de Pesos)
(Costos Unitarios)

CONCEPTO	1988	1989	1990
CAJA Y BANCOS (1)	24 396	46 352	88 069
INVENTARIOS	124 584	236 709	449 747
MATERIAS PRIMAS (2)	27 000	51 300	97 470
PRODUCTO (4)	97 584	185 409	352 277
CUENTAS POR COBRAR (3)	50 913	96 735	183 796
CAPITAL DE TRABAJO	199 893	379 796	721 612

- (1) Considerando una reserva equivalente al costo para 1 semana de producción.
- (2) Considerando reserva para 9 días de producción.
- (3) Considerando 1 mes-producción al precio de venta de cada año + IVA.
- (4) Considerando la suma de los inventarios de producto en proceso y producto terminado valuados al costo de producción de cada año.

TABLA V. 27
ESTADOS PROPORCIONA DE PERDIDAS Y
GANANCIAS PARA LA OPERACION PREVISTA DE LA PLANTA.
 (miles de pesos).

CONCEPTO	1988	1989	1990
Volumen de Ventas (kg)	19 068	21 714	24 360
Precio de Venta (\$/kg)	21 082	40 056	76 107
Valor de Ventas Totales	401 991	869 775	1 853 960
Costos Variables	311 992	660 972	1 385 473
Costos Fijos	459 374	766 910	1 323 995
Gastos Generales	89 325	180 326	362 743
Costo de lo Vendido	860 691	1 608 208	3 072 211
Utilidad Bruta por Ventas	---	---	---
Utilidad antes de impuestos	---	---	---
Impuestos sobre la renta	---	---	---
Participación de Utilidad	---	---	---
Utilidades Netas.	(458 700)	(738 433)	(1 218 251)

CAPITULO VI**ESTUDIO DE DISTRIBUCION DE PLANTA**

VI. ESTUDIO DE DISTRIBUCION DE PLANTA

" LAY - OUT "

1.- CONCEPTO DE DISTRIBUCION DE PLANTA.-

La distribución de planta consiste en organizar las áreas de trabajo mediante la disposición de todos sus componentes, de tal manera que permita a la empresa operar en óptimas condiciones económicas.

La distribución adecua los terrenos, edificios, instalaciones y las estaciones de servicio y de trabajo, previendo la flexibilidad conveniente para efectuar cambios a futuro en el proceso de fabricación.

El concepto de distribución física de planta o "Lay - Out" implica la ubicación coherente de los equipos, materiales y personas dentro de un área determinada, a fin de que el flujo de elementos productivos se desplace fácilmente a lo largo de distancias mínimas dentro de una secuencia de operaciones lógicas, seguras y económicas. (73)

2.- OBJETIVOS DEL ESTUDIO DE DISTRIBUCION DE PLANTA.-

El estudio de distribución de planta busca alcanzar los siguientes objetivos:

- Aumentar la producción, procurando el acceso y la circulación adecuada de materiales y personal.
- Reducir los gastos de operación y mantenimiento procurando las

condiciones necesarias para realizar una supervisión óptima.

- Mejorar las condiciones de trabajo eliminando las causas que provocan ruidos excesivos y olores desagradables, manteniendo la iluminación y ventilación adecuadas.
- Proporcionar seguridad al personal cuidando que la disposición del equipo permita el paso de los trabajadores sin ningún riesgo y distribuyendo adecuadamente los equipos de protección contra incendio.
- Mejorar la manipulación de los materiales, recomendando que los pasillos sean rutas directas de comunicación entre las diferentes áreas y suficientemente anchos para permitir la operación de montacargas u otros sistemas de movilización.
- Calcular los almacenes de acuerdo al volumen y tipo de las materias primas y producto terminado situándolos lo más cerca posible de las áreas de producción.
- Reducir el número de productos en proceso para mejorar el flujo.
- Utilizar mejor el espacio al ubicar estratégicamente las oficinas, laboratorios e instalaciones de servicio, así como los relojes checadores, ventiladores, etc., de tal forma que presten un mejor apoyo a la operación integral.
- Prever las tendencias de crecimiento y adaptar la distribución de planta de tal modo que pueda absorber las posibles ampliaciones.
- Reducir los recorridos y tiempos muertos a fin de minimizar las horas - hombre perdidas.

3.- ETAPAS EN LA PLANEACION DE LA DISTRIBUCION DE PLANTA.-

Para elaborar un plan de distribución de planta es recomendable considerar las siguientes etapas:

- Establecer los alcances y restricciones del plan en función de factores económicos.
- Preparar un listado de todos los departamentos afectados por el plan y las relaciones entre unos y otros.
- Informarse sobre las necesidades de espacio requeridos por las máquinas, equipos, servicios, instalaciones, mano de obra y tonelaje de materiales, considerando todo lo referente a su manejo, tipo y forma en que dichos materiales llegan a los trabajadores, se almacenan y distribuyen durante el proceso.
- Estimar las necesidades relacionadas con el aire, gas, agua y drenaje.
- Finalmente, trazar diagramas de flujo, sugiriendo los procedimientos más racionales para la movilización de elementos productivos.

En la integración de toda la información anterior, es recomendable apoyarse en diagramas de recorrido y maquetas que permitan visualizar la distribución.

El diagrama de recorrido es un plano de la fábrica a escala, con sus máquinas y diferentes estaciones de trabajo. La relación entre ellas se expresa mediante una línea gruesa que indica el flujo del proceso o los movimientos de los productos.

La maqueta es la reproducción tridimensional a escala de la planta con modelos de cartón o madera.

Con ésto, se trata de simular la distribución y adecuarla lo mejor posible para que se implemente una vez que se esté seguro de su operabilidad.

4.- BUENAS PRACTICAS DE MANUFACTURA A OBSERVAR EN EL DISEÑO Y OPERACION DE LAS AREAS PRODUCTIVAS

Hace más de cien años que se establecieron en la primera Farmacopea, las primeras normas para la identidad, pureza y valoración de las sustancias que intervenían en las preparaciones farmacéuticas.

Estas normas han ido evolucionando de acuerdo al avance tecnológico, llegando a conformarse en las reglas conocidas como "Buenas Prácticas de Manufactura" ("Good Manufacture Practices" G.M.P. por sus siglas en inglés) las cuales, se han integrado a los códigos sanitarios de los diferentes países. (74)

En México, la industria químico farmacéutica es controlada por las Secretarías de Salud y de Comercio y Fomento Industrial, a través del código sanitario y del reglamento en vigor, el cual data del 5 de enero de 1982.

Dentro de las G.M.P. más relevantes marcadas por este reglamento, hemos cuidado de respetar las siguientes:

- La empresa farmacéutica o químico farmacéutica no deberá ubicarse en un lugar cercano a establecimientos que por sus actividades sean una fuente de contaminación.
- Se deberá evitar el riesgo de que las materias primas, materiales de proceso o empaque se mezclen o se contaminen entre sí.
- Los pisos deberán ser lisos, de material impermeable, sin grietas y que no desprendan polvo a fin de facilitar su limpieza.
- Los muros y los techos también deberán ser lisos, sin grietas,

pintados totalmente con material impermeable y que no desprendan polvo, a fin de facilitar su limpieza.

- Las uniones de pisos, muros y techos en áreas críticas, como son las áreas estériles y de fabricación, deben ser redondeadas.
- Se debe contar con áreas específicas para las diferentes etapas de la fabricación.
- Deberá existir separación física definida entre áreas de almacenamiento, fabricación, acondicionamiento y laboratorio de control analítico y estas áreas no deben ser vías de paso para el personal.
- Los locales estarán perfectamente iluminados y ventilados y deben contar con controles de aire, polvos, humedad y temperatura en caso de que así lo requieran.
- Si se cuenta con ventiladores, estarán colocados de tal manera que se evite el riesgo de contaminación cruzada por polvos, vapores o gases nocivos originados de otros productos.
- Las instalaciones de conductos, líneas de luz, puestos de ventilación y otros servicios para las áreas de fabricación es conveniente que se encuentren fuera de éstas.
- Los locales de las diferentes áreas, específicamente las de fabricación, deberán mantenerse ordenados y limpios, de acuerdo con los programas de saneamiento, donde se describan los procedimientos y materiales de limpieza y se señalen los aspectos generales de mantenimiento.
- Los almacenes tendrán el tamaño y espacio suficientes para la colocación de los materiales, observando las condiciones de iluminación, ventilación, humedad y temperatura adecuadas a las ca

racterísticas de los productos almacenados.

- Los almacenes deberán estar equipados de tal manera que los materiales no se encuentren directamente sobre el piso, debiendo existir tarimas o anaqueles.
- Se contará con sistemas que aseguren la utilización de materias primas de tal forma que se evite el rezagamiento de los materiales.
- Los movimientos de almacén serán supervisados en todo momento por personal de control de calidad.
- Todos los materiales deben estar adecuadamente identificados.
- Se deberá contar con equipo especial para el manejo de materiales.
- Los almacenes deberán contar con las siguientes áreas, las cuales deberán estar perfectamente identificadas:

AREA DE RECEPCION DE MATERIALES.-

- Area de cuarentena.- Debe estar aislada, cerrada y con acceso a la sección de materia prima aprobada.
- Area de materia prima aprobada.- Será un local aislado, cerrado y protegido pero con comunicación al área de fabricación.
- Area de pesado.- Será un área cerrada, protegida y aislada de cualquier otra, pero con acceso al local de materias primas aprobadas y contará con su correspondiente extractor de polvos. (74)

AREA DE MATERIALES RECHAZADOS.-

- Almacén de envases, tapas y etiquetas.- Se encontrará cerrado y aislado, pero con acceso al área de fabricación. Las etiquetas se quedarán bajo llave y con acceso solo de personal autorizado.
- Area de cuarentena de producto terminado.- Será un área cerrada con comunicación a la zona de acondicionamiento y con el almacén de producto terminado aprobado, en ella se detendrán los envases que se encuentren pendientes de análisis de control de calidad.
- Almacén de producto terminado.- Será un área cerrada comunicada con la zona de carga de los camiones. En él se detendrán los productos que hayan sido aprobados por control de calidad para su venta, distribuidos de tal forma que se embarquen los lotes más antiguos primero.
- El conjunto de áreas de fabricación debe tener espacio suficiente y funcional a fin de facilitar el flujo de materiales.
- Se deberá contar con un cuarto de limpieza de recipientes antes de ser suministrados al área de acondicionamiento.
- Las operaciones de llenado y empaquetado deberán ser llevadas a cabo en una línea que debe encontrarse separada por una distancia conveniente, de tal manera que se evite la confusión de materiales y no se estorbe el trabajo de los obreros en la línea.
- Se deberá contar con un área destinada a la colocación de muestras de retención de materias primas y productos terminados debiendo mantener estas muestras perfectamente ordenadas e identificadas por un lapso de tiempo de 5 años y en -

el caso de productos con fecha de caducidad, serán resguardados por 4 años más después de la fecha de caducidad.

- Se deberá contar con facilidades para la higiene del personal, retretes limpios, vestidores, servicio de agua fría y caliente, jabón, detergente, secadores y toallas desechables que se encuentren cerca de los lugares de trabajo, pero separados de las áreas de fabricación, acondicionamiento o control.
- El agua potable deberá cumplir con las normas prescritas por las autoridades sanitarias para permitir su entrada a la red de tuberías.
- Los drenajes deben ser de tamaño adecuado y si están conectados directamente a una coladera o alcantarilla, deberán tener una salida de aire, una trompa o algún dispositivo mecánico que evite el sifoneo. Todos los pisos deberán tener una inclinación del 1% orientada hacia tales drenajes.
- Las aguas negras, basura y otros desperdicios provenientes de las instalaciones deberán ser eliminados en forma sanitaria.
- La localización del equipo de proceso debe ser tal que facilite su limpieza, dejando separación suficiente de pisos, muros y techos, reduciendo al mínimo la posibilidad de contaminación de los medicamentos o principios activos.
- Las superficies del equipo que estén en contacto con los productos en proceso, deberán ser de material no reactivo, aditivo o absorbente. Se aconseja el uso de acero inoxidable o de acero vidriado.
- Los lubricantes, aditivos, refrigerantes, etc., requeridos para el funcionamiento del equipo no deberán estar en con-

tacto con los materiales en proceso.

- El equipo usado para tuberías o máquinas deberá ser de acero - inoxidable, tubo de hule quirúrgico o plástico certificado. (75)

5.- CALCULO DE LAS AREAS REQUERIDAS POR DEPARTAMENTO E INSUMO

De acuerdo con lo expresado en la sección VI.3., en el diseño y realización de un Lay - Out, es preciso contar con cierta información básica. Esta información básica para la planta que nos ocupa es la siguiente:

ALCANCE.-

Diseño y distribución de una planta para producción de Guayacol con áreas bien delimitadas, funcionales y susceptibles de absorber modificaciones o ampliaciones.

RESTRICCIONES.-

Aprovechar el espacio lo mejor posible, de tal manera que el terreno ocupado sea el que razonablemente pueda costear la planta.

DEPARTAMENTOS CONSIDERADOS Y RELACIONES ENTRE ELLOS.-

Ver figura núm.

PRESENTACION DE LAS MATERIAS PRIMAS.-

FENOL	Pipa de 15 toneladas
$(\text{CH}_3)_2\text{SO}_4$	Tambor 200 l.
NaOH 50%	Tambor 200 l.
AGUA OXIGENADA	Tambor 200 l.
ACIDO FOSFORICO	Tambor 200 l.
ACIDO MONOCLOROACETICO	Cuñeta de 50 kg

PRESENTACION DE MATERIAL DE EMPAQUE.-

Garrafas de 50 l
 Tapaderas (25 tapas por caja 0.4 X 0.4)
 Etiquetas

REQUERIMIENTO DE ESPACIO DE ACUERDO AL DISEÑO DE LOS EQUIPOS MAS GRANDES. (Sección IV.4.).

TABLA VI.1

EQUIPO	CLAVE	DIAMETRO (m)	*ALTURA	
			LONGITUD (m)	AREA REQUERIDA (m ²)
Tanque de almacenamiento	TA-201	0.78	1.56	3.1
" " "	TA-202	0.78	1.56	3.1
" " "	TA-203	0.60	1.50	2.7
" " "	TA-204	0.78	1.56	3.1
" " "	TA-205	0.49	0.98	1.7
" " "	TA-206	0.60	1.50	2.7
" " "	TA-207	0.40	1.00	1.6

EQUIPO	CLAVE	DIAMETRO	*ALTIMA LONGITUD	AREA REQUE RIDA.
Cuba mezcladora	TM-202	1.27	2.53*	4.8
Tanque de almacenamiento calentado	TAC-101	2.34	4.40*	9.6
Reactor enchaquetado	R-201	1.16	2.32*	4.4
"	R-202	0.84	1.26*	3.3
Torre de destilación	TD-201	0.30	3.92*	1.8

LISTA DE PERSONAL DE PLANTA POR DEPARTAMENTO.-

Gerencia General.-

- 1 Gerente de planta (Gte. de la Empresa)
- 1 Secretaria

Departamento de Asistencia
Técnica y Control Analítico

- 1 Gerente de Control de Calidad
Ingeniero Químico
- 1 Mecanógrafa

Departamento de Producción.-

- 1 Gerente de Producción
Ingeniero Químico
- 3 Obreros
- 1 Jefe de Almacén
- 1 Almacenista

Departamento de Administración
y Control.-

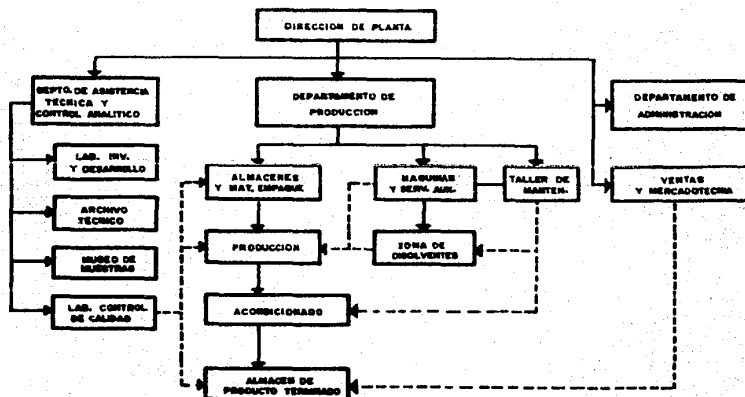
- 1 Gerente de Administración
Contador Público o L.A.E.
- 1 Jefe de Control de Personal
Contador Privado
- 1 Mecanógrafa



U. E. A. N.

TESIS PROFESIONAL FACULTAD DE QUIMICA

No de Hojas: 61
PROYECTO: POR 84/01
GRADUANDERA: E. I.
SECCION: III.5



Departamento de Ventas

1 Gerente de Ventas
 1 Ingeniero Químico
 1 Secretaria

Personal General

3 Vigilantes
 2 Intendentes comodines

En función de que el fenol se surte en pipas de 15 toneladas y del bajo consumo que se tiene de la demás materia prima, se -- prevés la conveniencia de diseñar las áreas de almacenes para contener un inventario de 2.5 meses de producción (76 días hábiles) a fin de que las demás materias primas se acaben al mismo tiempo que aquellas que se surten por medio de pipas, dejan do un buen margen para sortear cualquier irregularidad en el suministro.

En el cálculo de las áreas se tomará como unidad básica, el área de una tarima estándar de madera, cuyas dimensiones son de 1.20 X 1 m.

En una tarima se puede almacenar lo siguiente:

- 4 cufetas de 200 kg
- 5 tambores de 200 l
- 5 garrafas de 50 l
- 3 sacos de 25 kg (máximo 7 estibas)

El cálculo de las áreas de almacén será hecho en una estiba para el caso de tambores y en 3 estibas para el caso de sacos, es to tiene como finalidad garantizar la estabilidad de los empaques y lograr que si aumenta la producción se pueda almacenar con comodidad hasta 3 veces la misma cantidad de insumos utilizando racks (anaqueles)

5.1 Cálculo de áreas de almacén

Área de almacenaje de tambores.

Para un inventario de 2 1/2 meses de producción que equivale a 76 días hábiles y 25 lotes, se tienen los siguientes requerimientos.

TABLA VI.2

INSUMO	CANT. POR LOTE. (Kg)	UNIDADES POR LOTE (TAMBORES O CUFETES)	TOTAL
NaOH 50%	523.2	2	50
H ₂ O ₂ 60%	300.0	1.5	34
H ₃ PO ₄	5.0	0.04	1
			<hr/> 85 tambores
ClCH ₂ COOH	54.8	1	25 cufetes

El almacenamiento de los tambores de sulfato de dimetilo -- (75 tambores) se hará en la zona de disolventes, de ahí que no se les tome en cuenta en la tabla anterior.

De acuerdo con lo mencionado con respecto al área y capacidad de almacenaje de una tarima, se requiere:

$$\begin{array}{l}
 \text{Tambores} \quad 17 \text{ tarimas } (1.20 \text{ m}^2) \quad = \quad 20.4 \text{ m}^2 \\
 \text{Cufetes} \quad 7 \text{ tarimas } (1.20 \text{ m}^2) \quad = \quad \frac{8.4 \text{ m}^2}{28.8 \text{ m}^2}
 \end{array}$$

Dejando pasillos de hasta 2 m para una circulación eficiente y un espacio de 1 m alrededor de las tarimas, el espacio requerido para el almacén de materia prima es 45 m².

Se debe dejar 15 m² para el área de cuarentena.

Área requerida: 60 m²

Área de almacenaje de envases.-

Para envasar la producción de 2.5 meses se requieren 30 tarimas y un área de 36 m^2 para almacenar 150 garrafas de 50 l. Dejando flexibilidad y espacio para maniobrar, se requieren de 75 m^2 . En el caso de envases es conveniente considerar desde el principio -- racks para 4 estibas con lo que serán suficientes 18 m^2 .

Área requerida: 75 m^2
 18 m^2 con racks

Área de almacenaje de producto terminado.-

Será similar a la de material de empaque pero con una zona dividida de 50 m^2 para delimitar la zona de cuarentena.

Área requerida: 75 m^2

5.2.- CALCULO DEL AREA DE LABORATORIOS.-

Se precisará de un laboratorio que funcione como laboratorio de control de calidad y laboratorio de investigación y desarrollo. Este contará con una mesa de trabajo central a donde llegarán las tuberías de servicio (agua, gas, vacío) de 60 cm de ancho por lado, un canal de desagüe central de 10 cm y 3 m. de largo.

Dos corredores de 1 m de ancho y 2 mesetas laterales con gavetas y equipadas con lavabos para lavado de material.

Se dejará un espacio frontal libre de 4 m de largo para equipos más grandes como pueden ser estufas agitadas, muflas, incubadoras, liofilizadores, etc.

De acuerdo con lo anterior se requiere 5 m X 8 m

Area requerida: 40 m²

5.3.- AREA DE FABRICACION.-

Dentro de la zona de fabricación se localizarán 7 tanques de almacenamiento, 1 cuba de mezclador, la torre de destilación y 2 reactores enchaquetados, así como el equipo de bombeo y tuberías.

Tomando en cuenta el diámetro del más voluminoso de estos equipos - (1.27 m, cuba TM-201 según tabla VI.1) y procurando que todos tuvieran el mismo espacio, se requiere de 4.8 m² por cada uno y un total de 52.8 m².

Dejando espacio para plataformas, pasillos de maniobra y mesas de control, es conveniente dejar 100 m².

Area requerida: 100 m²

5.4.- AREA DE ACONDICIONADO (Envase).-

Considerando una línea de llenado, consistente en una banda de 4 m de largo, más espacio frontal y lateral para operarios, se necesita un espacio de 15 m² por línea.

Dejando espacio para la futura instalación de otras dos líneas, se deberá considerar 45 m².

Area requerida: 45 m²

5.5.- AREA DE ALMACENAMIENTO DE DISOLVENTES.-

En el área de disolventes se almacenarán las sustancias más inflamables y tóxicas así como aquellas que por el volumen en que se requieren se les necesita comprar por pipa, en este caso serán el fe-

no!, el $(\text{CH}_3)_2\text{SO}_4$ y diesel para la caldera.

Los tanques que los contendrán requieren el siguiente espacio TAC-101 9.8 m^2 ; 70 tambores, 16.8 m^2 y el de diesel 5.9 m^2 , de ahí que el área requerida sea 33 m^2 . Dejando espacio para maniobra, - descarga de pipas, tuberías y sistemas de bombeo, se dejarán 100 m^2 .

Area requerida: 100 m^2

5.6.- AREA DE TALLERES Y SERVICIOS AUXILIARES.-

Se considerará la construcción de un edificio paralelo a la nave principal separado 10 m de ésta y cercano a la zona de fabricación. Con tará con 4 cubículos separados ocupados por el equipo de tratamiento de agua, generación de vapor, compresión de aire y por los talleres de mantenimiento.

La demineralizadora propuesta requiere un espacio mínimo de $2.98 \text{ m} \times 1.00 \text{ m}$ (2.98 m^2). Considerando dos tanques de almacenamiento de agua tratada de 5000 l cada uno ($\phi = 1.55 \text{ m}$, $h = 2.9 \text{ m}$) que requieren un área de 5.9 m^2 por tanque, estaremos hablando de un cubículo de 25 m^2 tomando en cuenta espacio de maniobra y pasillos.

De acuerdo con la estimación anterior se requerirá de 100 m^2 para los 4 cubículos de esta área.

Area requerida: 100 m^2

5.7.- AREAS ADMINISTRATIVAS Y DE SERVICIO ESPECIAL.-

Para el trabajo administrativo que se realiza sentado se debe considerar un mínimo de $3 \times 3 \text{ m}$ por persona, en tanto que en lugares de uso general como vestidores y comedor, se considerará un espacio mínimo de $2 \times 2 \text{ m}$ por persona.

De acuerdo con lo anterior y con la lista de personal por departamento que se presentó al principio, se calcularon las siguientes áreas:

Enfermería	9 m ²
Caseta de vigilancia	9 m ²
Vestidores de hombres	30 m ²
" " mujeres	30 m ²
Cubículos de supervisión de proceso y control de calidad	9 m ² c/u
Museo de muestras	9 m ²
Archivo técnico	9 m ²
Área administrativa general	72 m ²
Sala de juntas	20 m ²
Cocina - comedor	100 m ²
Zona de lavado	18 m ²

5.8.- AREAS COMERAS.-

Para la intercomunicación entre las áreas de la nave principal se considerará un pasillo de 4 m de ancho a todo lo largo de la misma, además de un andén exterior de 2 m de ancho para la carga y descarga de camiones en el área determinada para tal efecto (aproximadamente 168 m²).

Se considerará además una zona de estacionamiento para 15 automóviles, marcándose claramente una zona para 5 automóviles de visita.

Este espacio de corredores, estacionamiento y salas de espera se considerará como un 7% del área fabril total (construcciones y zona de disolventes) aproximadamente 720 m².

Para la circulación de camiones y trailers se considerarán 1440 m²

de terreno asfaltado, con una zona a desnivel de tal manera que la caja de los mismos quede a nivel con el andén de carga y descarga.

Resumiendo las cifras de los ocho incisos anteriores, los requerimientos de área para nuestra planta son los siguientes:

AREA DE CONSTRUCCIONES

Departamentos de producción, administración, control de calidad y servicios auxiliares	850 m ²
--	--------------------

AREA PARA EXPANSION

(Hasta en un 100% en capacidad de producción)	168 m ²
---	--------------------

AREAS COMEXAS

Area de disolventes, estacionamientos y varias.	<u>2428 m²</u>
---	---------------------------

AREA TOTAL REQUERIDA

	3446 m ²
--	---------------------

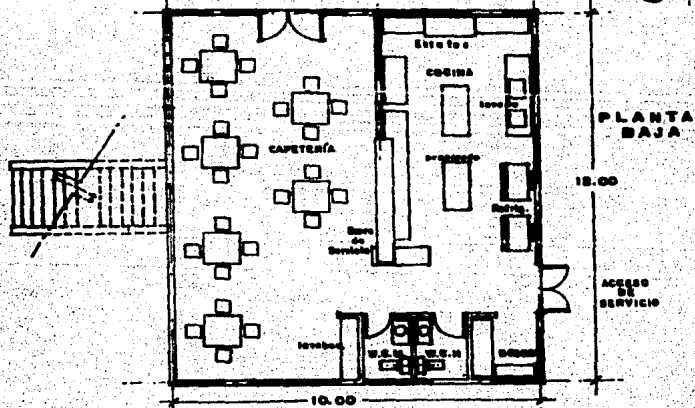
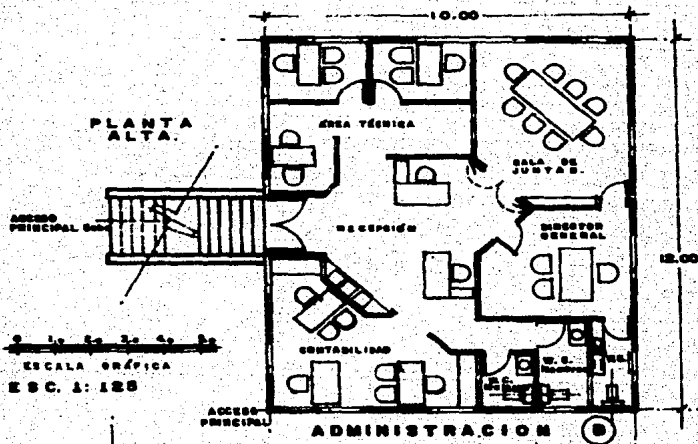
Los terrenos más pequeños en un parque industrial son de 4500 m² y tienen un costo de \$ 3,000.00 / m², razón por la cual nuestra planta solo ocupa el 76% del terreno disponible dejando con ello un margen excelente para áreas verdes y recreativas. (canchas, auditorio, etc.).

A continuación presentaremos los planos de la distribución de la -- planta en conjunto y de los edificios de producción, administración y servicios auxiliares en particular.



TESIS PROFESIONAL
FACULTAD DE QUÍMICA
ANTEPROYECTO PARA UNA PLANTA
DE PRODUCCIÓN DE GUAYACOL.

Nº de Hoja: 5.4
Proyecto: PQR-88/DL
Escala: 1:125
Sección: VI-B

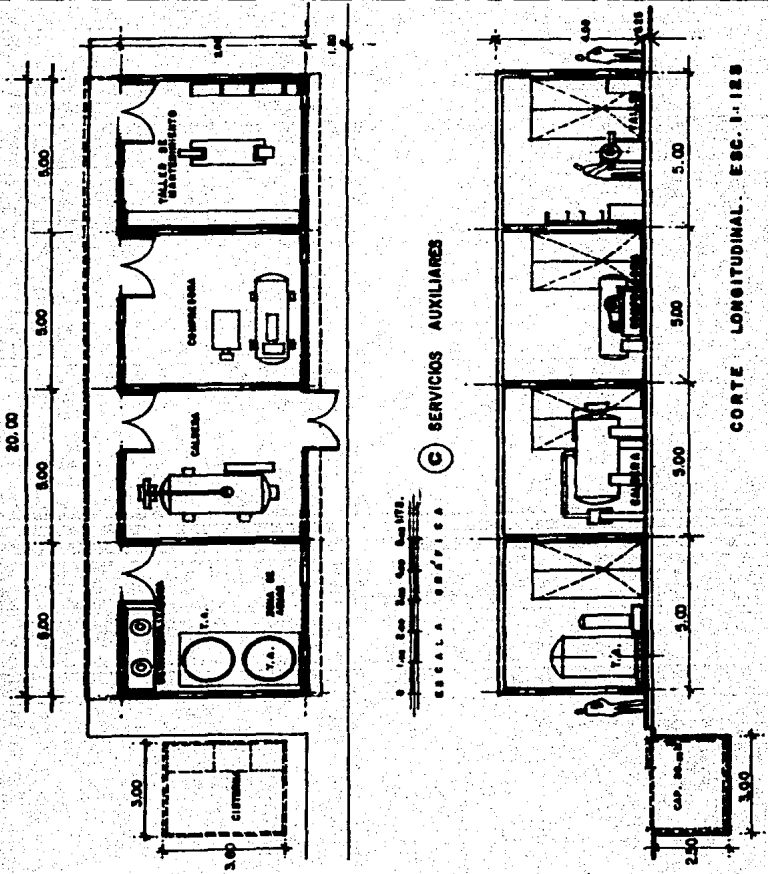


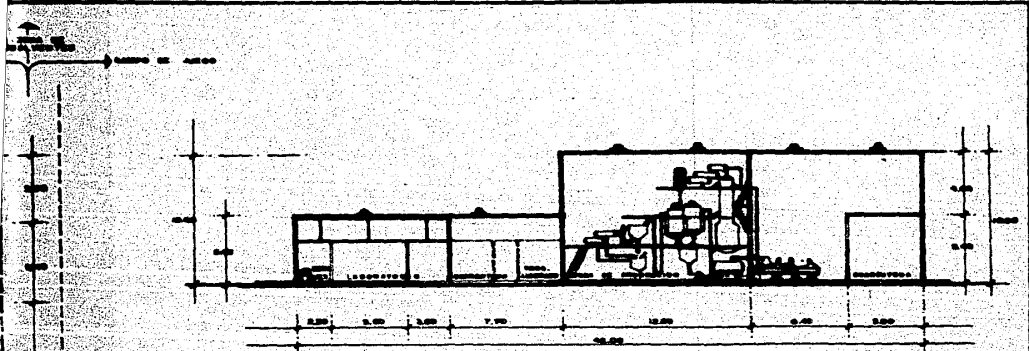


S. R. A. M.

TESIS PROFESIONAL
FACULTAD DE QUÍMICA
ANTEPROYECTO PARA UNA PLANTA
DE PRODUCCION DE GUAYACOL.

No de Hoja: 6.5
Proyecto: PQR-86/01
Escala: 1:125
Sección: VI-B





CORTE LONGITUDINAL



EDIFICIO A EDIFICIO B
CORTE TRANSVERSAL

OMAL
MICA

ANTEPROYECTO PARA UNA PLANTA
DE PRODUCCION DE SUYACOL

ESCALA 1:200 NO. DE PLANO: 0.3
PROYECTO P.B. 66/51. SECCION: U1.3



CAPITULO VII.

MANUAL DE OPERACION.

VII MANUAL DE OPERACION

1.- OBJETIVOS DEL MANUAL DE OPERACION

El manual de operación es el documento que define los procedimientos de realización de las actividades administrativas, productivas y de control de una planta de proceso.

Dentro de sus objetivos primordiales podemos destacar los siguientes:

- La elaboración e implementación de métodos y planes para la fabricación económica de productos terminados.
- Coordinar la mano de obra necesaria para el cumplimiento de los programas de producción.
- Coordinar y procurar el buen uso de materiales, herramientas y servicios.
- Producir los productos finales dentro de la especificación de calidad con una eficiencia óptima de tiempo y costo
- Orientar y motivar al personal de las diferentes áreas.
- Fijar planes de mantenimiento y de prevención de incendios, así como plantear los lineamientos de seguridad e higiene a seguir.

Es por todo lo anterior que el manual de operación constituye ser la principal guía en el funcionamiento de cualquier planta productiva pudiendo llegar a ser el reglamento interno que defina y regule cada una de las operaciones desde la recepción de materias primas y su transformación, hasta la comercialización en el mercado del producto final.

En el caso particular de nuestra planta, trataremos de hacer la planeación y descripción táctica de lo que debería ser su funcionamiento dando énfasis -

a la operación de los equipos y marcando en forma somera los lineamientos a seguir sobre seguridad e higiene, así como del manejo en el control administrativo de la producción.

2.- OPERACION TECNICA. ORDEN MAESTRA

2.1 PRESENTACION

La orden maestra es el procedimiento resumido de operación de una planta productiva para la fabricación de un lote de producción.

Este documento representa ser el elemento medular del Manual de Operación, al establecer en forma detallada y secuencial todo el conjunto de movimiento que es preciso realizar para la carga y descarga de los tanques de almacenamiento y reactores así como la adecuada operación de los equipos de proceso.

En el caso particular de nuestra planta, por estar apenas en la fase de anteproyecto su manual de operación será resultado de un análisis teórico que establezca el perfil de operación por etapa de proceso y por equipo en particular, respetando en todo momento el balance de materia de la sección IV.2 y procurando hacer la optimización de tiempos y movimientos que eleve la productividad de la planta.

A continuación se presenta una discusión sobre el proceso en general y posteriormente se presentará la redacción de la orden maestra.

2.2.- DISCUSION GENERAL DEL PROCESO

El proceso que utilizará la planta está basado en una investigación bibliográfica que arrojó una serie de rutas posibles (Capítulo 11), y de una investigación a nivel laboratorio de la ruta escogida.

La ruta cuenta con una integración 85% nacional y 2 pasos de reacción. En el primero se produce anisol a partir de fenol por un proceso de nitrilación

utilizando sulfato de dimetilo (CH_3)₂SO₄ como agente metilante, en presencia de sosa al 50%. Al descargar el reactor se lava la carga obteniéndose una mezcla de 2 fases compuesta básicamente por anisol y agua, en la cual van disueltos el fenolato de sodio que no reaccionó y el metil sulfato de sodio formado.

La reacción cuenta con un buen rendimiento aproximadamente 74%, aunque si se recurre a sosa fundida el rendimiento se eleva hasta casi un 90%. En esta etapa las principales variables a controlar son la temperatura, la agitación y la velocidad de adición del sulfato de dimetilo.

La reacción tiene una duración de 3 horas contando los tiempos muertos que básicamente son el tiempo de carga, descarga y estabilización de variables en el equipo. Terminada la reacción se procede a lavar la descarga del reactor R-201 en la cuba TM-201 con 534 l. de agua tratada para asegurar la completa disolución de los productos más polares y dejar lo más puro posible al anisol. Toda la mezcla se bombeará en 10 minutos al tanque separador TS-201, tan pronto como se le hayan operado 10 minutos de agitación en la cuba y una vez ahí se le dejará reposar por una hora, se decantará la fase acuosa de la pierna del tanque y se bombeará la fase orgánica a la torre de destilación, la cual funcionará a este paso como torre de agotamiento a 120°C para asegurar que la mayor parte del agua remanente se separe del anisol, descargándose estos vapores a la atmósfera.

La operación de destilación se deberá llevar a cabo en un lapso máximo de 2 horas, contando los tiempos muertos, de ahí que este primer paso para la obtención de anisol, no deberá consumir en ningún caso más de 7 hrs bajo operación normal. Otros aspectos relevantes de este paso son el control de la exotermicidad de la reacción y la seguridad necesaria en el manejo del sulfato de dimetilo.

A primera hora del 2° día de proceso, el anisol así obtenido se cargará rápidamente del tanque TA-204 al reactor R-202 (10 min) donde se arrancará la reacción de hidroxilación catalítica con ayuda de H_2O_2 al 60% y utilizando como catalizador pequeñas cantidades de H_3PO_3 y $ClCH_2COOH$. Las variables a controlar son la temperatura, la dosificación de catalizadores y reactivos (principalmente el H_2O_2), la agitación y la recirculación - recuperación del anisol no transformado. Esta reacción cuenta con una conversión del 57% con una duración de 2 hrs, lo cual equivale a un rendimiento de 41 Kg de guayacol en ese mismo lapso debido a la limitante que en todo momento se deberá mantener en el reactor una cantidad de anisol en proporción molar de 9:1 con respecto al H_2O_2 dosificado para evitar la oxidación del guayacol.

Con el fin de poder alcanzar la meta de producción estimada, se tendrá que operar esta segunda etapa en forma continua y no estacionaria, es decir, el reactor trabajará un total de 16 hrs. - repartidas en 2 días, de tal forma que opere 8 horas incluyendo tiempos muertos, continuas respectivamente para completar un lote de 300 Kg de guayacol. Para realizar esta operación se dosificará un flujo de 18 l/hr de H_2O_2 a una boquilla situada a la mitad de la altura de una mampara cónica cuya función será aumentar el tiempo de residencia de los reactivos en el seno de reacción a fin de forzar la conversión de anisol a guayacol. Además se contará con un sistema de recirculación ajustado, de tal forma que sólo el 10% del flujo, sea enviado a la torre de destilación, la cual operará 6 horas continuas contando tiempos muertos, por turno a partir del momento en que se hayan cumplido 2 hrs. del inicio de la reacción en el reactor R-202.

El sistema de recirculación, así como el sistema de recuperación de anisol de la torre de destilación contribuirán a mantener un nivel adecuado dentro del reactor, y sobre todo a mantener la relación de 9:1 moles de anisol con respecto a H_2O_2 aunque la -

cantidad global de ambos vaya disminuyendo en función a la producción y separación del guayacol.

La mezcla que se descarga continuamente del reactor R-202 está -- formada principalmente por anisol que no reaccionó, un 15% de agua y 7% de productos. El pH de esta mezcla es ligeramente ácida por la presencia de catalizadores, pero esta circunstancia no afecta a los productos ni a los equipos.

La torre de destilación empacada contará con una bomba de vacío a fin de disminuir la temperatura de vaporización del anisol y con ello evitar que el guayacol se oxide o se queme, obteniéndose además un aumento en la eficiencia de la torre en la separación de los isómeros y en la purificación del anisol recuperado.

Como se puede observar, el proceso es en su conjunto intermitente el volumen de producción es bajo y la capacidad de los equipos intermedia, razones por las cuales, se prefirió el uso de reactores batch y de una torre de destilación empacada en lugar de equipos más grandes y costosos que son comunes de procesos continuos.

A continuación se describirán los tiempos y movimientos en forma más detallada en la Orden Maestra.

2.3 Orden Maestra.

1a. Etapa de Proceso

Reacción de Obtención de Anisol
por Metilación de Fenol.

Carga de Materiales al Reactor (Ver diagramas de flujo.
Sección IV.3)

FENOL

El fenol es una sustancia altamente corrosiva e higroscópica que a temperatura ambiente puede llegar a solidificar, es por ello - que se ha propuesto para su almacenamiento un tanque con serpentín de calentamiento para asegurar que el fenol se halle en estado líquido.

Para iniciar la maniobra de carga al reactor R-201 se alimentará vapor al serpentín del tanque TAC-101 a razón de 532 lb/hr. a una presión de 4.7 psi. Una vez que se halla estabilizado la temperatura en el seno del fenol a 110°F (43°C) se dará orden de alimentar aire comprimido al tanque teniendo la precaución de revisar antes la operabilidad de venteos y válvulas de seguridad, entonces se abrirá completamente la válvula V-101, el flujo registrado por diferencia de presión deberá ser de 3 900 lb/hr. En caso de no contarse con un medidor de flujo se mantendrá el flujo durante 20 min. tiempo en que se cerrará la válvula V-101, se interrumpirá la alimentación de aire comprimido y se reducirá paulatinamente el suministro de vapor.

Con el fin de precalentar el fenol y evitar que se solidifique - en las tuberías (corriental) se ha enchaquetado la tubería siendo necesario alimentar a esta chaqueta aproximadamente 100 lb/hr de vapor 4.7 psi. siendo para ello necesario orientar las válvulas VT-301 y VT-302 en forma correcta para lograr la alimentación y el desfoque del vapor una vez que ha recorrido la chaqueta.

NaOH (50%)

La solución comercial de sosa al 50% es un líquido denso, muy tóxico por ingestión, fuertemente irritante para los tejidos y corrosivo para el equipo de proceso, principalmente si es equipo vidriado. Para almacén el volumen requerido por lote (523 l) se especificó un tanque construido en acero inoxidable de 1/8" con una capacidad nominal de 600 l y L/D = 2 (Tanque del día).

Para llenar este tanque el operador de proceso solicitará al almacén 3 tambores de sosa al 50% que haya liberado control de calidad, y utilizando cuantes y peto vaciará su contenido por el registro de este tanque, asegurándose que la válvula V-201 esté cerrada.

Para iniciar la maniobra de carga al reactor R-201, el operador tomará la lectura del contador de flujo de la corriente 2, con el fin de poder saber en que momento se han surtido 523 l y suspender la operación de la bomba.

Una vez hecho esto se posicionan las válvulas VT-201, 202, 203 y 204 en dirección al reactor R-201 y se abrirá la válvula --- V-201 y la V-202 con 1/4 de vuelta a fin de dejar pasar la cantidad de solución necesaria para que inunde la voluta de la -- bomba B0-201. Una vez que se ha logrado esto, se arranca la -- bomba y se abre completamente la válvula V-202 manteniéndose - la operación por aproximadamente 20 minutos, tiempo necesario para vertir los 523 l. Este volumen será checado con el medidor de nivel de reactor R-201.

Es importante que antes de bombear estén totalmente cerradas - las válvulas V-305 y V-203.

Al terminar se apagará la bomba, se cerrará la válvula V-201.

HIELO.

Con el fin de controlar la reacción, se colocarán 400 kg de hielo en el interior del reactor (8 bloques). Para ello el hielo deberá ser previamente revisado y limpiado con una franela en caso de estar sucio y fragmentado en pedazos de regular tamaño, los cuales serán transportados en cubetas de acero inoxidable o lámina galvanizada y depositados con sumo cuidado en el seno de reacción a través del registro pasahombre del reactor R-201 tan pronto como se haya cargado la sosa.

El operador de proceso deberá usar en esta operación guantes - largos, peto o impermeable completo de hule y mascarilla anti-gases. Este vestuario será obligatorio en esta operación.

Al terminar de agregar el hielo, deberá asegurarse del cierre hermético de la escotilla.

FASE DE REACCION.

Una vez cargado y cerrado el reactor R-201 se arranca el motor del agitador el cual mediante un reductor de poleas integrado fijará su velocidad en 380 rpm.

Se esperará hasta que la temperatura dentro del reactor se estabilice en aproximadamente 10°C con ayuda del hielo. Esto se supervisará a todo momento en el indicador controlador de temperatura integrado al reactor.

En este momento se da la orden de empezar el bombeo del sulfato de dimetilo. Para ello se posiciona la válvula VT-201 para descargar el tanque TA-202 a la bomba BO-201 y se posicionan las válvulas VT-203 y VT-204 en dirección al reactor R-201; se toma la lectura en el contador de flujo de la corriente 2 y se abre la válvula V-202 1/4 de vuelta para inundar la voluta de la bomba. Se arranca la bomba y se regula su velocidad con su reductor variable a fin de que entregue un flujo de 17.2 l/min. La operación de la bomba se interrumpirá al haberse suministrado 792 l o bien 45 minutos después de arrancar.

En este paso se deberá tener una supervisión continua en la lectura de temperatura a fin de prevenir cualquier posible disparo en la reacción debido a su exotermicidad.

El personal deberá usar obligatoriamente mascarilla antigas y en caso de tener que intervenir en la línea, guantes y peto.

Para la carga de sulfato de dimetilo al tanque de día TA-202, se usará la vestimenta descrita y se vaciará el contenido de 3 tambores liberados por control de calidad a través de manguera sanitaria acoplada con un adaptador especial a la boca del tambor. El traslado y vaciado de los tambores se hará con una carretilla especial con sistema de volteo. El almacenaje del sulfato de dimetilo se hará en la zona de disolventes en un tapanco con ventilación.

La operación del reactor se mantendrá en la forma descrita una hora después de iniciado el bombeo, tiempo suficiente para la adición del $(\text{CH}_3)_2\text{SO}_4$ requerido y para que la temperatura suba gradualmente. En este momento se abren las válvulas --- V-301 y V-302 y se posiciona la válvula VT-303 para iniciar el bombeo de agua cruda al intercambiado E-201. Esta operación será coordinada desde el edificio de servicios auxiliares con el arranque de la bomba BO-301.

Paralelamente se posicionarán las válvulas VT-301, VT-209 y VT-302 para dirigir un flujo de 855 lb/hr de vapor a la chaqueta del reactor R-201 a fin de que se alcance una temperatura de 100°C en el seno de la reacción y se establezca un re flujo suave con ayuda del condensador E-201. El vapor suministrado tendrá una presión absoluta de 29.4 lb/pulg^2 y el reactor contará con un indicador-controlador de temperatura que posicionará automáticamente la válvula VT-301 hacia el desfoque en caso de que la temperatura rebase los 100°C .

Las válvulas V-301 y V-302 serán controladas automáticamente por un controlador diferencial de presión, el cual moverá -- las válvulas ajustando el flujo en caso de que se tenga una caída de presión superior a 10 psi. El retorno de condensados al reactor deberá contar con una "U" en la tubería de tal -- suerte que se evite el sifoneo.

Una vez establecido el reflujo se mantendrá la operación durante un total de 2 hrs. teniendo una supervisión constante sobre la permanencia de las variables agitación, nivel, temperatura y caída de presión en el condensador.

Se deberá tener especial cuidado en que se mantenga cerrada la válvula V-203.

Al término del tiempo mencionado se cierra la válvula V-301 interrumpiendo el flujo de agua y se apagan el agitador y la bomba BO-301. Se cierra también la válvula VT-301 y se desfogó todo el vapor por la válvula VT-302.

Se esperan 10 minutos a la estabilización del sistema y se procede a descargar el reactor abriendo paulatinamente la válvula V-203 hacia la cuba TM-201 donde se deberá tener 530 l de agua tratada para lavar la descarga y enfriarla. Esta operación deberá ser ayudada por el agitador portátil de la cuba girando a una buena velocidad que garantice la disipación del calor.

CARGA DE AGUA DE LAVADO A LA CUBA TM-201

Para succionar el agua de lavado a la cuba TM-201, se reposicionan las válvulas VT-201 a 204 a cerrar la descarga de los tanques y dirigir el flujo a la cuba, 20 minutos antes de que termine la reacción en el reactor R-201. Se abre la válvula V-305 del suministro de agua desmineralizada de la zona de aguas del edificio C y la válvula V-202 para inundar la voluta de la bomba BO-201. La bomba se arranca una vez que se ha tomado la lectura del contador de flujo y se apaga cuando se han bombeado 530 l o bien después de 20 minutos de operación.

Deberá tenerse especial cuidado en checar que la válvula de descarga V-204 esté cerrada.

Una vez cargada con agua de cuba y justo después de descargar el reactor se arrancará el agitador portátil con el fin de favorecer el lavado de la fase orgánica y disipar el calor generado.

Una vez que la mezcla se homogenice y enfríe se apagará el agitador y se abrirá la válvula V-204 lentamente. Una vez inundada la bomba BO-202 se arrancará para trasladar la mezcla al tanque TS-201. Traslada la mezcla se apagará la bomba y se cerrará la -- válvula V-204.

En esta operación se deberá utilizar obligatoriamente mascarilla antigas y en caso de tener que intervenir en la línea guantes y peto.

DECANTACION DE LA FASE ACUOSA.

Una vez en el tanque separador TS-201, la mezcla se deja reposar durante 1 hora contada a partir del momento en que se deja de -- bombear. En este punto la mezcla es una suspensión de anisol en agua que tarda en separarse completamente. Se puede optar por añadir un par de cubetas de 20 l de agua saturada de sal en caso de que las fases no se separen después de un tiempo razonable. Se deberá llevar un continuo chequeo de la separación de fases -- en la varilla de nivel.

La solución acuosa se aloja en la pierna del tanque separador y una vez separadas las fases se abre la válvula V-205 por donde -- se decanta a un drenaje especial.

La válvula V-205 se cierra al acercarse la interfase a la descarga, lo cual se checa en la varilla de nivel.

Una vez decantada la fase acuosa, se abre paulatinamente la válvula V-206 hasta inundar la bomba BO-203, la cual se arranca para bombear la fase orgánica a la torre de destilación TD-201 sólo hasta que se tiene aviso de que está estabilizada.

Es importante posicionar la válvula VT-205 en dirección a la bomba BO-203.

Una vez en operación la bomba se deberá regular el flujo a razón de 553 kg/hr con ayuda de la válvula V-206.

Una vez alimentada la carga se apaga la bomba.

FASE DE DESTILACION - PURIFICACION DE ANISOL
(AGOTAMIENTO DEL AGUA)

Paralelamente a la separación de fases en el tanque TS-201 se iniciará la estabilización de la torre de destilación.

Para tal efecto se cierran las válvulas V-211 y VT-206, en tanto que se posiciona la válvula VT-208 para que descargue los vapores a la atmósfera. Estos vapores estarán formados prácticamente por agua.

Posteriormente se encenderá el hervidor de la torre de destilación con el fin de que vaya aumentando su temperatura. Pasados 5 minutos de estas operaciones y una vez que se hayan separado las fases en el tanque TS-201 se empezará a bombear la mezcla.

A partir de este momento empezará a haber fluctuaciones en la temperatura que se tratarán de corregir a la brevedad posible.

Es importante cuidar el flujo de alimentación a la torre a fin de que no se rebase la velocidad de inundación lo cual bajaría su eficiencia. La estabilización de la columna no deberá exceder de 20 minutos en los cuales se fijen la temperatura en 120°C y el flujo en 553.3 Kg/hr (1218.7 lb/hr).

La operación se interrumpirá en 1 hora más aproximadamente, de tal manera que al tomar en cuenta los tiempos muertos y los tiempos de carga y descarga, no se exceda una duración máximo de 2 hrs

En este tiempo se espera eliminar el 90% del agua que contiene la mezcla de alimentación, de tal manera que el anisol obtenido tenga un 96% de pureza cuando mínimo. La cantidad de agua remanente es muy pequeña y no forma ya una interfase perceptible en el tanque TA-204.

Una vez terminada la destilación se apagará el reboiler y la bomba BO-203, se cierra las válvulas VT-208 y 205 y se reposiciona la -- válvula VT-206 a fin de dirigir la descarga de la torre tanque TA-204 de almacenamiento de anisol. Si el nivel del tanque al recibir la descarga rebasa los 680 l, un controlador automáticamente cerrará la válvula VT-204.

El personal que opere este paso del proceso no requerirá de mascarilla o vestimenta especial, sin embargo, deberá tener a mano este equipo en caso de presentarse alguna fuga.

Las principales variables a controlar son la temperatura y el flujo de alimentación, sobre los cuales el personal deberá ejercer un chequeo continuo.

(2° día)

2a. etapa de proceso

REACCION DE OBTENCION DE GUAYACOL
POR HIDROXILACION CATALITICA DE ANISOL

Carga de materiales al reactor.

Se cuidará especialmente que la válvula V-207 esté cerrada

ANISOL

El anisol es un líquido transparente o ligeramente amarillento, inco

lubre en agua per soluble en solventes polares orgánicos, tiene un olor agradable aromático. Como todo éter es inflamable y bajo ciertas condiciones puede ser explosivo.

El anisol producido el día anterior se cargará en su totalidad al reactor R-202. La cantidad esperada de anisol es de 500 l. (503-kg), una vez destilada el agua residual. Para bombearlo se abrirá la válvula V-209 para permitir que se inunde la voluta de la bomba BO-205 y se posicionará la válvula VT-207. Una vez conseguido esto se arranca la bomba y se bombea durante un máximo de 10 minutos o el tiempo en que se vacie totalmente el tanque TA-204 a tal efecto el controlador de nivel del tanque mencionado tendrá una alarma luminosa que al encenderse indicará el paro total de la operación y el paro inmediato de la bomba BO-205.

Preparación y Carga de la mezcla Catalitica ($\text{Cl CH}_2 \text{COOH}$ y H_3PO_4)

Paralelamente a la carga de anisol al reactor R-202, se pesará con todo cuidado en una cubeta de acero inoxidable 4.8 kg de ácido monocloroacético los cuales junto con el contenido de 1 cubete de 50 kg del mismo material serán alimentados al reactor.

El ácido monocloroacético es una masa cristalina incolora o ligeramente marrón, de baja toxicidad pero irritante para la piel. Es por ello que en esta operación será obligatorio el uso de guantes largos de hule y mascarilla antigases para evitar intoxicación con vapores de anisol que salgan por la escotilla. La maniobra se hará a mano disolviendo el ácido monocloroacético en un tambor de 200 l -- que contendrá 55 l de agua tratada con ayuda de una pala de acero inoxidable.

Inmediatamente después de preparar la solución se medirá en una probeta de vidrio 6 l de H_3PO_4 al 85% obtenido del tambor aceptado por control de calidad. El ácido será sustraído mediante un muestreador de acero inoxidable y depositado inmediatamente en la probeta, la cual será adicionada al tambor y posteriormente este se vaciará a través de la escotilla.

En esta operación el obrero usará el uniforme completo de protección, guantes, mascarilla y botas.

Una vez cargado el reactor con la mezcla catalítica se cerrará la escotilla asegurándose de que su sellado sea hermético.

Toda la operación descrita no deberá durar arriba de 30 minutos - iniciándose al mismo tiempo que la carga del anisol.

El orden de adición de los reactivos al reactor será anisol, mezcla ácida (catalizador) y finalmente al agua oxigenada, la cual - no será adicionada sino hasta que se haya estabilizado y arrancado la operación del reactor.

FASE DE REACCION.

Una vez cargado el reactor R-202, se posicionarán las válvulas - VT-301 y 209 a fin de dirigir el flujo de vapor a la chaqueta de este reactor. La alimentación de vapor será a razón de 100 lb/hr a una presión de 4.7. psi. La regulación de flujo se hará automáticamente gracias a un sistema controlador indicador de temperatura que operará la válvula VT-301, ajustando así la temperatura de la chaqueta a 70°C. Es importante checar que la válvula VT-302 - esté en posición de desfogue.

Al tiempo que se cargue la mezcla ácida (catalizador) se pondrá en operación el agitador, el cual mediante un reductor de poleas se fijará su velocidad en 210 r.p.m.

En este punto la temperatura interna del reactor fluctuará ligeramente, razón por la cual es conveniente esperar a la adecuada estabilización de la temperatura en 70°C. En este momento se registra con toda precisión la lectura del indicador de nivel y se da orden de dosificar el agua oxigenada llevando una estricta supervisión de

esta adición a fin de actuar rápidamente ante cualquier disparo de la reacción.

El agua oxigenada es un líquido pesado e inodoro muy oxidante. En concentración al 60% se inhibe su inestabilidad pero puede causar quemaduras muy serias. No es volátil. Existe riesgo de explosión e incendio si entra en contacto con sustancia fuertemente reductoras.

La carga de H_2O_2 al tanque de día TA-203, se hará en forma igual a la descrita anteriormente para la sosa, agragando goggles al ve tu ario de protección.

Para iniciar la maniobra de dosificación al reactor R-202 del agente hidroxilante (H_2O_2) se posicionan las válvulas VT-202 y 203 de tal manera que dirijan el flujo al reactor R-202. Se regulará la descarga del tanque TA-202 abriendo $\frac{1}{2}$ de vuelta de válvula V-202 y se espera que la voluta de la bomba BO-201 se inunde, tras lo cual se le arranca y dosifican 18 l/hr. de H_2O_2 al 60%. Este flujo se regulará con la válvula V-202 y se mantendrá constante durante las siguientes 7 hrs. lo mismo que la agitación y el suministro de vapor a la chaqueta.

Dos horas después de haber arrancado la reacción de hidroxilación se tiene ya una cantidad apreciable de guayacol formando (41 kg de mezcla o y p-guayacol 80:20 molar), de ahí que se posicione la válvula VT-205 en dirección a la descarga de la bomba BO-204 y se abran las válvulas V-207 y V-208 $\frac{1}{2}$ de vuelta. Al inundarse la voluta de la bomba BO-204 se arranca esta y se abre completamente la válvula V-207 en tanto que se regula el flujo de la corriente 5 -- Bis a 476 lb/hr lo cual es aproximadamente un 40% de la capacidad de diseño de la torre de destilación TD-201.

El bombeo no deberá iniciarse hasta no tener aviso de que la torre de destilación TA-201 se haya estabilizada.

Es importante en esta operación observar un estricto chequeo del flujo de admisión de la torre, ya que si este no es el marcado -

arriba, no se mantendrá la relación 9.1 anisol- H_2O_2 en el reactor y el guayacol formado se oxidará. Este flujo representa ser solo el 10% del volumen total de reacción en tanto que el 90% restante se recircula al reactor R-202 por la corriente 13.

Este 10% que llega a la torre de destilación TD-201 tiene una composición del 69% en peso de anisol, 23% de agua de pH ácido y 8% de productos, lo cual, en una corriente de 476 lb/hr representa - 149 kg de anisol recuperado por hora que regresará al reactor R-202 a través de la corriente 14 para ajustar la relación anisol- H_2O . Esta operación será automática mediante el controlador-indicador de nivel del tanque TA-205 el cual al registrar un volumen de 120 l. abrirá la válvula V-213 de tal forma que se descargue el tanque a una velocidad de 149 kg/hr que al ser el mismo flujo que recibe de la torre, hará que nunca quede vacío y su nivel sea constante hasta el fin de la operación.

En este punto se deberá tener especial cuidado en que la válvula VT-207 esté posicionada hacia la descarga del tanque TA-205.

Siete horas después de arrancada la reacción o lo que es lo mismo, media hora antes de terminar el turno se apagará la bomba -- BO-201, se reposiciona la válvula VT-202 a fin de bloquear la -- descarga del tanque y se purgará la línea para desalojar el H_2O_2 que pudiera haber quedado en ella.

Posteriormente se procederá a cerrar el suministro de vapor posicionado a la válvula VT-301 a desfogue, se apagará el agitador y se esperará a que el sistema se establezca a condiciones ambiente manteniendo la operación de la bomba BO-204 y cerrando completamente la válvula V-208.

Una vez estabilizado el sistema se cierra la válvula V-207 y se -- apaga la bomba BO-204. La tubería de la corriente 13 se purga para desalojar el líquido que pudiera haber quedado.

Los variables a controlar durante toda la operación son el flujo de dosificación de H_2O_2 , el flujo de descarga, el flujo de admisión a la torre, el flujo de recirculación de anisol, la temperatura, la agitación y el nivel dentro del reactor.

Dado que varias de estas operaciones serán automáticas solo es necesario ejercer un chequeo de las variables cada 15 minutos y estar listos para cualquier eventualidad. No se requiere de vestimenta o equipo especial de seguridad pero es importante tener a mano la mascarilla antigas en caso de presentarse una fuga.

FASE DE SEPARACION DE LOS PRODUCTOS FINALES

La operación de estabilización y carga de la torre de destilación TD-201 es enteramente igual en este paso al descrito para la destilación del anisol en la 1a. etapa, salvo por pequeñas modificaciones. Aquí no se trata de una simple vaporación de uno de los componentes manejando el otro como residuo, sino que los 3 tienen importancia ya sea como producto final o materia prima a recuperar, (o - metoxifenol, p-metoxifenol y anisol), es por ello que se repetirá la técnica marcada en el paso anterior en 2 ocasiones la primera separará el anisol de la mezcla de isómeros del Guaya-col, y en la segunda se dará la separación de estos. Las diferencias a la técnica marcada, para cada una son las siguientes:

a) Separación de Anisol

- Se posiciona la válvula VT-208 para dirigir los vapores al condensador E-202.
- Se estabilizará la temperatura en $75^{\circ}C$.
- La presión interna se estabilizará en $0,04 \text{ kg/cm}^2$ (30 mm Hg) con ayuda de la bomba de vacío BV-301.
- El flujo de alimentación se estabilizará en 149 kg/hr .
- La operación de la torre será continua durante 5.5 hrs.

iniciándose a partir del momento en que se cumplan 2 horas de haber arrancado la reacción.

- El residuo no se descarga de la torre.
- Esta operación se realizará al 2° y el 3er. día de operación.

b) Separación de la mezcla de isómeros

O-Guayacol Pto. de eb. = 205°C (1 atm); aprox. 120°C (30mmHg)

P-Guayacol Pto. de eb. = 243°C (1 atm); aprox. 150°C (30mmHg)

-Se posiciona la válvula VT-208 y se cierra la válvula V-214 con lo cual, el condensador E-202 se transforma en un condensador de reflujo ciego.

-Se cuidará que la válvula V-212 esté cerrada.

-La temperatura se estabilizará en 120°C y la presión en -
0.04 kg/cm² (30 mmHg).

La operación se interrumpirá 1 hr. después de iniciada o bien cuando el controlador de nivel marque 300 l (operación automática).

El residuo corresponde al p-Guayacol y se descargará de la torre una vez que se posicione la válvula VT-206 para dirigir el flujo al tanque TA-207.

Se revisará que la válvula V-210 esté cerrada.

Esta operación durará a lo sumo 2 hrs. incluidos los tiempos muertos y se realizará a primera hora del 3er. día de operación y en forma paralela a la reacción de metilación de anisol correspondiente al siguiente lote de producción.

La válvula V-210 y V-212 serán abiertas a las líneas de acondicionado siempre y cuando lo apruebe control de calidad y contra la presentación de la orden de acondicionado correspondiente al lote de fabricación.

(3er. día)

2a. ETAPA DE PROCESO
REACCION DE OBTENCION DE GUAYACOL
POR HIDROKILACION CATALITICA DEL ANISOL

En este día se realizarán las mismas operaciones descritas para el 2° día de proceso a partir de la fase de reacción.

Al reactor no se tendrá que cargar ninguna cantidad de reactivo o catalizador y se trabajará la misma carga que se dejó reposando - el día anterior.

En esta ocasión se recomienda tener más cuidado en la estabilización de las variables antes de iniciar el bombeo de H_2O_2 .

Paralelamente al arranque del reactor se arrancará en la torre -- TD-201 la separación de la mezcla de isómeros obtenida el día anterior.

La válvula V-210 y V-212 serán abiertas a las líneas de acondicionado siempre y cuando lo apruebe control de calidad y contra la presentación de la orden de acondicionado correspondiente al lote de fabricación.

(3er. día)

2a. ETAPA DE PROCESO
REACCION DE OBTENCION DE GUAYACOL
POR HIDROXILACION CATALITICA DEL ANISOL

En este día se realizarán las mismas operaciones descritas para el 2° día de proceso a partir de la fase de reacción.

Al reactor no se tendrá que cargar ninguna cantidad de reactivo o catalizador y se trabajará la misma carga que se dejó reposando - el día anterior.

En esta ocasión se recomienda tener más cuidado en la estabilización de las variables antes de iniciar el bombeo de H_2O_2 .

Paralelamente al arranque del reactor se arrancará en la torre -- TD-201 la separación de la mezcla de isómeros obtenida el día anterior.

2.4.- DISPOSICIONES DE SEGURIDAD E HIGIENE A SER OBSERVADAS EN EL DISEÑO Y OPERACION DE LAS AREAS PRODUCTIVAS

Dos de los enemigos más grandes de la industria y la economía de un país, son los accidentes de trabajo y los incendios. Las empresas que son víctimas de alguno de estos percances sufren pérdidas irreparables que además de afectar a su personal, perjudican a proveedores, clientes y consumidores.

Aunque la mayor parte de las industrias están aseguradas parcial o totalmente contra los daños materiales que pudiera causar un incendio, los seguros nunca cubren la totalidad de los perjuicios como son la pérdida de prestigio, mercado y clientes.

Muchas de las empresas que han sido paralizadas por un siniestro, nunca vuelven a levantarse a lo que eran antes y en no pocas ocasiones quiebran.

El riesgo de que se produzca un accidente o un incendio, es muy grande en las empresas industriales. Basta con pensar que en ellas se usan sustancias tóxicas o inflamables; que se manejan máquinas muy grandes por medio de energías peligrosas y que concurren a ellas muchas personas, que a veces ni se conocen entre sí.

Es por ello necesario analizar a fondo el mecanismo por el cual se producen, a fin de eliminar sus causas y evitar en lo posible que ocurran, ya que una vez producidos los accidentes e incendios, es bien poco lo que puede hacerse para reducir sus daños. (77).

2.4.1.- La seguridad industrial. Programa de Seguridad de la Empresa

La disciplina encargada de aplicar técnicas para la reducción, con-

trol y eliminación de los accidentes y enfermedades de trabajo es - la seguridad industrial.

Esta además, analiza las causas, reglamenta las medidas preventivas para cada caso y propone la implantación de programas de seguridad en las empresas.

Un programa de seguridad es el conjunto sistemático de todas las - actividades de seguridad, hecho con el objeto de lograr la mayor re - ducción de accidentes con la menor inversión de esfuerzos y recu - sos.

Para que el programa sea efectivo debe ser diseñado de acuerdo con las necesidades de la empresa.

Los programas prefabricados generalmente no se adaptan y resultan - deficientes y caros. Las necesidades son los riesgos que están cau - sando o amenazan causar accidentes e incendios.

Para determinar cuáles son esas necesidades existen instrumentos - muy buenos, tales como las inspecciones, investigaciones, el anli - sis de las estadísticas, etc.

De acuerdo con las necesidades específicas de la planta que nos ocu - pa, proponemos el siguiente programa de seguridad. (Tabla VII)

2.4.2.-Medidas generales de prevención de accidentes

La seguridad industrial dicta medidas preventivas básicas en la ope - ración y manejo de elementos productivos, a fin de adiestrar al per - sonal y capacitarlo para prevenir por sí solo accidentes.

Algunas de estas disposiciones generales en el manejo de sustancias y servicios son los siguientes:

Naturaleza del fuego. Prevención de incendios.

El fuego es una reacción química en que se oxida violentamente un material combustible desprendiendo el suficiente calor para que dicha reacción se sostenga. ●

Para que se inicie y se sostenga un fuego, son necesarios tres elementos: combustible, calor y oxígeno.

Si alguno de ellos falta, no podrá iniciarse ni mantenerse.

Combustible.- Es un material que al oxidarse desprende suficiente calor para mantener el fuego.

Calor.- Es la energía necesaria para que el combustible vaporice y el fuego se mantenga.

Oxígeno.- Es el elemento que produce la oxidación del combustible que arde.

Su conjunto suele representarse en forma de triángulo que se llama "triángulo del fuego".

Cada uno de sus lados representa uno de los elementos necesarios para su existencia. Si se quita cualquiera de éstos el fuego no puede existir.

La prevención de incendios consiste, fundamentalmente en evitar que sus tres elementos se reúnan, por que en cuanto lo hagan, se inicia rá un fuego. La manera más sencilla de evitarlo es mantener los -

combustibles y sus vapores retirados de una fuente de calor, y evitar que haya fuentes de calor sin control. Algunas veces es necesario retirar el aire y poner en su lugar una atmósfera de CO_2 o nitrógeno, como cuando se solda un recipiente que contenía combustible.

En las empresas, el riesgo de incendio es motivo de la instalación de equipo contra incendio, como puede ser extinguidores, hidrantes, mangueras, sistemas de espumas, etc.

Este equipo deberá someterse a una inspección minuciosa a fin de que sean efectivos en el momento en que se llegara a producir un siniestro. Para ello se propone el siguiente "Programa Anual de Inspecciones y Mantenimiento del Equipo contra Incendio de Planta". Tabla VII.2 .

La prevención general de accidentes puede llevarse a cabo observando las 4 siguientes medidas:

- a) Eliminando la fuente de riesgo. Por ejemplo, cambiando una sustancia tóxica por otra que no lo es; cambiando el procedimiento para eliminar algún paso peligroso.
- b) Evitando que los riesgos queden accesibles a las personas. Esto se logra bloqueándolos por medio de protecciones o de guardas.
- c) Protegiendo a la persona para evitar que el riesgo entre en contacto con ella. Por ejemplo, el uso de equipo de protección personal como guantes, zapatos de seguridad, cascos, etc.
- d) Advirtiendo a las personas el riesgo que existe para que se protejan. Por ejemplo, colocando carteles "Cuidado con el montacarga", "Piso resbaloso", etc.



TESIS PROFESIONAL FACULTAD DE QUIMICA

No. de Hojas: 74
 Formato: PER 88/01
 TÍTULO: VN 2
 SESIÓN: VN 2.1.1

11. ARRESTADORES DE FLAMA

- a) Zona de desarrollo
- b) Aproximación y desarrollo
- c) Acomodación

Atención: Aproximación Construcción Limpieza
 Inicio Septiembre
 Inicio Septiembre
 Inicio Septiembre

Dep. Producción
 y Mantenimiento
 Vigilancia

12. PLANTELAS DE INICIALES AUTOMÁTICAS

Ver Cronograma Clave

10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
10	10	10	10	10	10	10	10	10	10	10	10	10	10	10	10	10	10	10	10	10

Vigilancia
 Vigilancia

13. TIERRA DE BICAMBA

- a) Toda la obra

ENERO

Dep. Producción
 y Mantenimiento

14. FERTILIZANTES

Impresión Visual

- a) Zona de desarrollo
- b) Fase y desarrollo final
- c) Acomodación

10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
10	10	10	10	10	10	10	10	10	10	10	10	10	10	10	10	10	10	10	10	10
10	10	10	10	10	10	10	10	10	10	10	10	10	10	10	10	10	10	10	10	10

Vigilancia
 Vigilancia
 Vigilancia

Impresión Visual
 ENERO

Dep. Producción
 y Mantenimiento

15. Agua Ox.

Ver Cronograma Clave

10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
10	10	10	10	10	10	10	10	10	10	10	10	10	10	10	10	10	10	10	10	10

Vigilancia

Cambión Inicio de Seguimiento
 a) Vigilancia

CMBM

3.- OPERACION ADMINISTRATIVA

3.1.- DEFINICION DEL ORGANIGRAMA

En la sección VI.5 se presentó la lista de personal necesario para la adecuada operación de la planta como dato para el diseño y distribución de las áreas de trabajo. A partir de ella se estableció el siguiente organigrama, el cuál define los cargos y las relaciones directas entre sus titulares. (Organigrama VII.3)

3.2.- DEFINICION DE RESPONSABILIDADES POR PUESTO Y AREA

A continuación se describirán las obligaciones y responsabilidades de los puestos definidos en el organigrama anterior tomando en cuenta además, los departamentos que se marcaron en la sección VI.5.

La descripción de cada puesto en particular se da en las hojas subsiguientes. (80)

3.3.- LINEAMIENTOS DE OPERACION GENERAL.

Los lineamientos generales de operación de nuestra planta como parte integral y básica de una empresa, se establecerían en un conjunto de 6 programas además de su Reglamento Interno de Trabajo.

Estos programas que en conjunto cubren todas las necesidades operativas, preventivas, y de innovación, deberán ser anuales con una revisión de avances por cada semestre.

Los programas que hemos marcado son los siguientes:

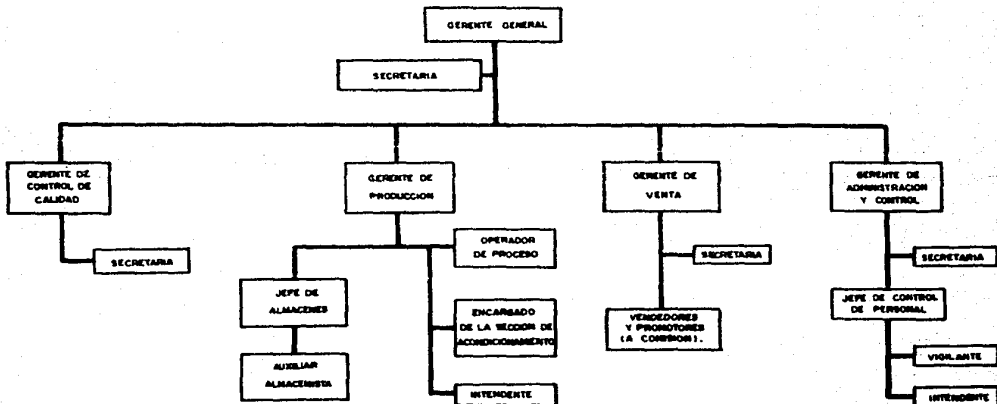
PROGRAMA	DEPTO. ENCARGADO
Programa de Investigación y Desarrollo	Depto. de Asistencia Técnica y Control Analítico



**TESIS PROFESIONAL
FACULTAD DE QUIMICA.**

No. de Hoja: 349
PROYECTO: POR 86/04
FOLIO: VII-3
SECCION: VII B.1.

ORGANIGRAMA OPERATIVO



PROGRAMA	DEPTO. ECARGADO
Programa de Producción	Depto. de Producción
Programa de Capacitación	Depto. de Administración Depto. de Producción
Programa de Seguridad	Depto. de Producción Depto. de Administración Comisión Mixta de Seguridad e Higiene
Programa de Inspecciones y Mantenimiento de Planta	Depto. de Producción Depto. de Administración Comisión Mixta de Seguridad e Higiene
Programa de Ventas y Mercadotecnia	Depto. de Ventas

En ellos se establecerán los objetivos, los mecanismos a instrumentar y la descripción de los proyectos específicos anexando su programa particular de actividades, - su cronograma y el estudio de rentabilidad y costos que justifique su realización.

En cuanto al Reglamento Interior de Trabajo, este deberá estar basado en los lineamientos que marcan la Ley Federal del Trabajo y el Reglamento General de Seguridad e Higiene editados por la Secretaría del Trabajo y Previsión Social. En él se establecerá la duración de la jornada de trabajo, los incentivos o sanciones a las que se haga acreedor el personal en función de su desempeño en las labores, las medidas de seguridad de observancia obligatoria, las líneas de autoridad dentro de la planta y los mecanismos para la autorización de permisos, préstamos etc. (78) y (79)

Este Reglamento deberá ser repartido entre el personal de todos los niveles y deberá ser revisado por lo menos una vez por año con el fin de incluir o excluir las cláusulas que se considere conveniente.

Los cambios que se realicen al reglamento deberán ser informados a todo el personal mediante la emisión de desplegados que se pegan en lugar visible dentro de las áreas de trabajo y que se mantengan en ellas por lo menos durante una semana

DESCRIPCION DE PUESTO

349

TITULO DEL PUESTO Gerente de la Empresa (Gerente General)	REPORTA A Consejo Directivo Junta de Accionistas
DIAS DE TRABAJO De lunes a viernes	RESPONSABLE ANTE Consejo Directivo
HERRAMIENTAS DE TRABAJO: (1o TURNO) (2o TURNO) (3o TURNO) ENTRADA _____ DESAYUNO _____ COMIDA _____ CENA _____ SALIDA _____	RESPONSABLE POR AUTORIDAD SOBRE Todo el personal de la empresa

FUNCION:

- Supervisar la totalidad de las actividades administrativas, productivas y de desarrollo.
- Autorizar o rechazar los casos que rebasen la capacidad de decisión de los gerentes.
- Llevar la gestión y manejo financiero de la empresa.
- Promover y fomentar la optimización de recursos de la empresa.
- Promover y fomentar la capacitación de personal.
- Representar a la empresa ante cámaras y coloquios empresariales.

OBLIGACIONES Y RESPONSABILIDADES:**DIARIAS:**

- Se fijará un horario de recepción de visitas empresariales o promocionales.
- Leer los reportes diarios de operación de los gerentes.
- Revisar las propuestas de innovación y optimización de proceso.
- Llevar el seguimiento de los programas de desarrollo tecnológico, producción, administración y ventas.
- Cuidar la implementación de resoluciones tomadas por el Consejo Directivo.
- Realizar por lo menos una vez por día una entrevista con los gerentes de departamentos para revisar los avances.
- Ordenar la realización de estudios especiales.
- Atender a los imprevistos que puedan surgir.
- Hacer su reporte diario de actividades.

OCCASIONALES:

- Preparar los informes de resultados para el Consejo de Administración.
- Realizar juntas periódicas con su personal a fin de tomar decisiones.
- Realizar la representación de la empresa ante cámaras y congresos.
- Supervisar y elaborar programas de seguridad, capacitación, etc.

DESCRIPCION DE PUESTO

350

TITULO DEL PUESTO Gerente de Control de Calidad	REPORTA A Gerente General con copia para Gerente de Producción y Gerente de Administración.																				
DIAS DE TRABAJO De lunes a viernes	RESPONSABLE AFTE: Gerente General Gerente de Producción Gerente de Administración																				
HORARIO DE TRABAJO: (1° TURNO) (2° TURNO) (3° TURNO) <table border="1" data-bbox="43 283 436 412"> <tr> <td>ENTRADA</td> <td>8:00</td> <td>AM</td> <td></td> </tr> <tr> <td>DEPARTURO</td> <td>-</td> <td>-</td> <td></td> </tr> <tr> <td>COMIDA</td> <td>13:00</td> <td>a 13:30</td> <td>P.M.</td> </tr> <tr> <td>CESA</td> <td></td> <td></td> <td></td> </tr> <tr> <td>SALIDA</td> <td>16:00</td> <td>P.M.</td> <td></td> </tr> </table>	ENTRADA	8:00	AM		DEPARTURO	-	-		COMIDA	13:00	a 13:30	P.M.	CESA				SALIDA	16:00	P.M.		RESPONSABLE POR AUTORIDAD SOBRE: Secretaria del Depto. de Asistencia Téc. Jefe de Almacenes (Autorización de liberación de Mat. Prima y Prod. Terminado).
ENTRADA	8:00	AM																			
DEPARTURO	-	-																			
COMIDA	13:00	a 13:30	P.M.																		
CESA																					
SALIDA	16:00	P.M.																			

FUNCION:

- Practicar procedimientos analíticos a las materias primas, productos en proceso y terminados que se reciban o produzcan en la planta a fin de corroborar su calidad y cumplimiento de las especificaciones.
- Determinar la liberación o rechazo de materia prima y productos terminados.
- Realizar el muestreo de materias primas y productos en proceso y terminado.
- Llevar al día el inventario de reactivos y refacciones de equipo.
- Realizar trámites ante el Depto. de Administración para adquisiciones.
- Conservar e incrementar en lo posible el archivo técnico.
- Cuidar del adecuado manejo y seguimiento del museo de muestras.
- Realizar actividades de desarrollo de nuevos productos y optimización de tecnología.

OBLIGACIONES Y RESPONSABILIDADES:**DIARIAS:**

- Llegar a las 8:00 hrs. a su lugar de trabajo
- Checar la limpieza y orden del área de Laboratorio.

- Realizar la calibración de los equipos y materiales de laboratorio.
- Checar la operación y calibración de los instrumentos.
- Realizar el muestreo en los almacenes de las materias primas y producto terminado.
- Practicar los análisis a las muestras recolectadas.
- Reportar en las hojas correspondientes los resultados de los análisis anotando sus conclusiones de la comparación con estándares.
- Entender Órdenes de liberación de materia prima, material de empaque y producto terminado al Jefe de Almacenes, una vez que se haya demostrado su calidad.
- Guardar personalmente las muestras de cada lote (mat. primas, intermedios y producto terminado) en el museo de muestras y checar el adecuado archivo de la documentación correspondiente.
- Supervisar el suministro de los reactivos necesarios para el funcionamiento del laboratorio.
- Llenar el reporte diario de actividades.

OCCASIONALES:

- Hacer la recopilación y análisis bibliográfica.
- Realizar pruebas de laboratorio y escalamiento de nuevas tecnologías en el desarrollo de nuevos productos.
- Elaboración de boletines técnicos y artículos sobre desarrollo.
- Atender los trámites para la adquisición de refacciones, material o reactivos que se tengan que hacer en el Depto. de Administración.

DESCRIPCION DE PUESTO

352

TITULO DEL PUESTO Gerente de Administración y Control	REPORTA A Gerente General (Gerente de La Empresa)																				
DÍAS DE TRABAJO De lunes a viernes.	RESPONSABLE ANTE Gerente General																				
HORARIO DE TRABAJO <table border="0"> <tr> <td></td> <td>No TURNO</td> <td>De TURNO</td> <td>De TURNO</td> </tr> <tr> <td>ENTRADA</td> <td>8:00</td> <td>A.M.</td> <td></td> </tr> <tr> <td>DESAYUNO</td> <td></td> <td></td> <td></td> </tr> <tr> <td>CENA</td> <td>13:00</td> <td>a</td> <td>13:30 P.M.</td> </tr> <tr> <td>SALIDA</td> <td>16:30</td> <td>P.M.</td> <td></td> </tr> </table>		No TURNO	De TURNO	De TURNO	ENTRADA	8:00	A.M.		DESAYUNO				CENA	13:00	a	13:30 P.M.	SALIDA	16:30	P.M.		RESPONSABLE POR AUTORIDAD SOBRE Jefe de control de Personal Vigilantes Personal de Servicio.
	No TURNO	De TURNO	De TURNO																		
ENTRADA	8:00	A.M.																			
DESAYUNO																					
CENA	13:00	a	13:30 P.M.																		
SALIDA	16:30	P.M.																			

FUNCIÓN:

- Realizar el control administrativo y contable de la empresa.
- Llevar el control del Personal y la contratación del mismo.
- Supervisar las ventas y llevar el control estadístico y financiero.
- Hacer estudios de mercado de nuevos productos.
- Llevar el manejo fiscal y de registro de marcas, patentes, etc.

OBLIGACIONES Y RESPONSABILIDADES

DIARIAS:

- Llegar a las 8:00 A.M. a su lugar de trabajo a menos que tenga que realizar algún trámite a nombre de la empresa.
- Supervisar el control de asistencia y puntualidad del personal.
- Supervisar el estado financiero de la empresa.
- Solicitar los reportes de producción y control de calidad a sus respectivos titulares.
- Supervisar el adecuado funcionamiento del archivo.
- Anotar los totales de producción y ventas obtenidos en el día.
- Supervisar la adquisición de materiales y materias primas.
- Atender a las visitas promocionales ó de relaciones públicas.

- Atender a cualquier imprevisto de índole administrativa o de control durante la jornada de trabajo.
- Hacer su reporte diario de actividades.

OCCASIONALES:

- Realizar estadísticas y gráficas de producción y proyección.
- Realizar estudios de mercado.
- Elaborar declaraciones de impuestos y presentarlas a tiempo.
- Hacer la gestión de registros sanitarios y de marcas o patentes.
- Elaborar estados de resultados y financieros.

DESCRIPCION DE PUESTO

354

TITULO DEL PUESTO Jefe de Control de Personal	REPORTA A: Gerente de Administración en su ausencia al Gerente General.
DIAS DE TRABAJO: De lunes a viernes	RESPONSABLE ASITE: Gerente de Administración
HORARIO DE TRABAJO: (En TURNOS DE TRABAJO EN TURNOS) ENTRADA 7:30 A.M. SALIDA - COMIDA 13:00 a 13:30 P.M. SALIDA 16:30 P.M.	RESPONSABLE POR AUTORIDAD SOBRE: Secretario del Depto. de Admón. Vigilantes Intendentes

FUNCIONES:

- Llevar el control del personal de todas las áreas y en forma directa del personal de servicio.
- Auxiliar en las tareas contables de la empresa.
- Llevar las estadísticas de la empresa, los archivos y la nómina.

OBLIGACIONES Y RESPONSABILIDADES:**DEBERES:**

- Llegar a las 7:30 A.M. a su lugar de trabajo.
- Revisar las tarjetas de control del personal.
- Supervisar la puntualidad del personal.
- Llevar el control y gestionar la adquisición de materias primas, disolventes, refacciones, alimentos y papelería para la empresa.
- Supervisar las labores de intendencia, cocina y vigilancia.
- Dar un recorrido de inspección por todas las áreas para vigilar la observancia de las reglas de seguridad e higiene, así como el reglamento interno de trabajo.
- Supervisar el adecuado manejo del archivo.
- Hacer su reporte diario de actividades.

OCCASIONALES:

- Elaborar la nómina quincenal.
- Realizar los trámites ante bancos y oficinas de estado.
- Pagar a proveedores y empleados.
- Auxiliar en la contabilidad a juicio del Gerente de Administración.
- Recopilar datos de mercado.

DESCRIPCIÓN DE PUESTO

355

TÍTULO DEL PUESTO Gerente de Ventas	REPORTA A: Gerente General (Gerente de la Empresa)
DÍAS DE TRABAJO De lunes a viernes	RESPONSABLE ANTE: Gerente General
HORARIO DE TRABAJO: (1a. TURNO) (2a. TURNO) (3a. TURNO) ENTRADA _____ DEBAYUNO _____ CENIZA _____ CENA _____ SALIDA _____	RESPONSABLE POR AUTORIDAD SOBRE: Vendedores eventuales o por comisión Secretaria

FUNCIONES:

- Realizar las ventas técnicas de los productos.
- Dar asesoría a los compradores.
- Prestación de datos sobre el producto a usuarios.
- Promoción de los productos.
- Levantamiento de encuesta.

OBLIGACIONES Y RESPONSABILIDADES

Su oficina estará en México, D.F. teniendo la obligación de comunicarse diariamente a Atlacomulco, Edo. de México.

DIARIAS:

- Fijar un horario de atención a clientes en oficina.
- Leer el programa de promoción y ventas.
- Hablar a Atlacomulco e informarse del volumen disponible de prod. terminado.
- Recepción de embarques y envío a los demandantes.
- Solicitar especificaciones y datos sobre No. de lote, características particulares, etc.
- Concertar citas con clientes.
- Llevar el adecuado control administrativo y de archivo de las ventas realizadas.
- Llevar su reporte diario de actividades.

OCASIONALES:

- Elaborar programa de promoción y ventas.
- Capacitar a vendedores.
- Elaborar reportes de ventas y estadísticas.
- Concertar participación en exposiciones.
- Llevar las relaciones públicas de la empresa.

DESCRIPCION DE PUESTO

356

TITULO DEL PUESTO				REPORTA A	
Gerente de Producción				Gerente General con copia para Gerente de Control de Calidad y Gerente de Administración.	
DIAS DE TRABAJO:				RESPONSABLE ANTE:	
De lunes a viernes				Gerente General	
HORARIO DE TRABAJO:				RESPONSABLE por Autoridad sobre	
	(1° Turno)	(2° Turno)	(3° Turno)	Operadores de Proceso y Acondicionado Jefe de Almacenes y almacenistas Secretarias de Departamento.	
ENTRADA	8:00	A.M.	_____		
DEBAYURO	-	-	_____		
COMIDA	13:00	a 13:30	P.M.		
CENA	_____	_____	_____		
SALIDA	16:00	P.M.	_____		

FUNCION:

- Supervisar la totalidad de las actividades de producción, suministro de materias primas, almacenamiento de insumos y acondicionado.
- Checar el adecuado uso y mantenimiento de los equipos de proceso, tanques de almacenamiento y generación de servicios auxiliares.
- Supervisar cada paso de proceso para asegurar la calidad del producto, ventas, acondicionado y servicios auxiliares.

OBLIGACIONES Y RESPONSABILIDADES**DEBAYURO:**

- Llegar a las 8:30 A.M. a su lugar de trabajo.
- Revisar el reporte de proceso del día anterior.
- Extender órdenes de fabricación, llevando el # de lote y el control de inventarios.
- Checar la observancia de las condiciones de proceso, así como las disposiciones de seguridad e higiene en las áreas de producción.

- Cuidar el adecuado abastecimiento de insumos para la fabricación de los productos.
- Supervisar las operaciones de pesado y acidificación a las cubas y reactores.
- Revisar el estado y operatividad de los instrumentos de medición y control.
- Checar la adecuada limpieza de los envases en la zona de acondicionado.
- Revisar el estado y limpieza de las máquinas llenadoras.
- Hacer la revisión y arrancar los equipos del área de servicios auxiliares.
- Gestionar la compra de materias primas ante el depto. de administración.
- Checar en todo momento la limpieza del área de fabricación, acondicionado y almacenas.
- Checar el uso por parte de su personal del uniforme e implementos de seguridad adecuados.
- Colaborar en el momento que considere necesario dentro de la operación del proceso.
- Elaborar un reporte diario del proceso y comentarios sobre el mismo.

OCCASIONALES:

- Supervisar la descarga de pipas.
- Realizar programas de capacitación.
- Supervisar el programa de seguridad e higiene.
- Adaptación de nuevas tecnologías al equipo de proceso existente.
- Realizar y supervisar el mantenimiento del equipo de proceso, servicios auxiliares y zona de almacenamiento de disolventes.
- Realizar simulacros de paro y emergencia.
- Realizar simulacros de incendio.
- Revisar los equipos de seguridad y de servicios auxiliares.

DESCRIPCION DE PUESTO

358

TITULO DEL PUESTO Operador de Proceso		REPORTA A: Gerente de Producción.
DÍAS DE TRABAJO De lunes a viernes		RESPONSABLE ANTE: Gerente de Producción.
HORARIO DE TRABAJO:		RESPONSABLE POR AUTORIDAD SOBRE:
	(No TURNO) De TURNO(De TURNO(
ENTRADA	8:00 A.M.	
DESAYUNO	-	
SEÑALA	13:00 a 13:30 P.M.	
SEÑALA	16:30 P.M.	
SALIDA		

FUNCION:

- Cargar los equipos de proceso.
- Cuidar las condiciones de reacción y realizar los ajustes pertinentes.
- Arrancar y vigilar la operación de la caldera y desmineralizadora.
- Realizar el mantenimiento del equipo cuando lo marque el programa correspondiente

OBLIGACIONES Y RESPONSABILIDADES

DIARIAS:

- Llegar a las 8:00 A.M. a su lugar de trabajo.
- Usar el uniforme reglamentario y el equipo de seguridad.
- Leer el reporte de proceso del día anterior.
- Recibir el embarque de la zona de almacenes.
- Realizar el pesado de los materiales.
- Realizar la carga y preparación de mezclas de reacción
- Arrancar motores y cuidar el manejo de las válvulas.
- Monitorear los instrumentos de medición.
- Vigilar la mantención de las condiciones de operación.
- Checar la limpieza de los equipos.
- Hacer el reporte diario de proceso.

OCASIONALES:

- Realizar el mantenimiento del equipo de proceso, servicios auxiliares y zona de almacenamiento de disolventes.
- Colaborar en la descarga de pipes.
- Encargarse del adecuado uso del taller de mantenimiento.

DESCRIPCION DE PUESTO

359

<p>TITULO DEL PUESTO Encargado de Banda de Acondicionado</p>	<p>REPORTA A Gerente de Producción.</p>																								
<p>DIAS DE TRABAJO De lunes a viernes</p>	<p>RESPONSABLE ANTE: Gerente de Producción.</p>																								
<p>HORARIO DE TRABAJO:</p> <table border="0"> <tr> <td></td> <td>(1° Turno)</td> <td>(2° Turno)</td> <td>(3° Turno)</td> </tr> <tr> <td>ENTRADA</td> <td>8:00</td> <td>A.M.</td> <td>_____</td> </tr> <tr> <td>DEBAYUNO</td> <td>-</td> <td>-</td> <td>_____</td> </tr> <tr> <td>COMIDA</td> <td>13:00</td> <td>a 13:30</td> <td>P.M.</td> </tr> <tr> <td>CENA</td> <td>_____</td> <td>_____</td> <td>_____</td> </tr> <tr> <td>SALIDA</td> <td>16:30</td> <td>P.M.</td> <td>_____</td> </tr> </table>		(1° Turno)	(2° Turno)	(3° Turno)	ENTRADA	8:00	A.M.	_____	DEBAYUNO	-	-	_____	COMIDA	13:00	a 13:30	P.M.	CENA	_____	_____	_____	SALIDA	16:30	P.M.	_____	<p>RESPONSABLE POR AUTORIDAD SOBRE</p> <hr/>
	(1° Turno)	(2° Turno)	(3° Turno)																						
ENTRADA	8:00	A.M.	_____																						
DEBAYUNO	-	-	_____																						
COMIDA	13:00	a 13:30	P.M.																						
CENA	_____	_____	_____																						
SALIDA	16:30	P.M.	_____																						

FUNCION:

- Realizar las tareas de acondicionado, llenando las garrafas y tapándolas.
- Realizar el etiquetado de los garrafrones de producto terminado.
- Lavar los garrafrones
- Revisar los garrafrones entregados por el proveedor.
- Checar la capacidad operativa de sus máquinas.
- Cuidar las reglas de higiene en la operación de llenado.

OBLIGACIONES Y RESPONSABILIDADES

DIARIAS:

- Llegar a las 8:00 A.M. a su lugar de trabajo.
- Leer el programa de acondicionado.
- Solicitar la orden de acondicionado y la hoja de control.
- Realizar de acuerdo con el Supervisor de Producción y Control de Calidad la apertura de las válvulas que surten a la llenadora.
- Revisar el funcionamiento de sus máquinas.
- Revisar la limpieza del equipo y área de trabajo.

- Realizar el etiquetado de las garrapas de producto terminado.
- Realizar el perfecto lavado de las garrapas y alimentarlas a la línea de llenado.
- Hacer su reporte diario de actividades.

OCCASIONALES:

- Asistir a las labores de acomodo en el almacén de producto terminado.
- Revisar el estado de las garrapas al ser entregadas por el proveedor.
- Asistir en las labores productivas y de mantenimiento a juicio de Supervisor.

DESCRIPCION DE PUESTO

361

TITULO DEL PUESTO		REPORTA A
Jefe de Almacenes		Gerente de Producción con copia para el Gerente de Control de Calidad.
DÍAS DE TRABAJO		RESPONSABLE ANTE:
De lunes a viernes		Gerente de Producción Gerente de Control de Calidad (Lotes liberados)
HORARIO DE TRABAJO:		--- RESPONSABLE POR AUTORIDAD SOBRE
	(De TURNO) De TURNO) De TURNO)	Auxiliar Almacenista
ENTRADA	8:00 a.m.	Intendentes
DESAYUNO	---	
COMIDA	13:00 a 13:30 P.M.	
CEÑA	---	
SALIDA	16:30 P.M.	

FUNCION:

- Supervisar el buen desempeño de las actividades de bodega de materiales.
- Vigilar la oportuna y correcta atención a proveedores para recepción, acoso y almacenamiento.
- Surtir oportunamente las ordenes de fabricación.
- Mantener en orden el almacén dando buena rotación al producto.

OBLIGACIONES Y RESPONSABILIDADES**DIARIAS:**

- Presentarse a su lugar de trabajo a las 8:00 hrs. A.M.
- Recibir, controlar y surtir ordenes de fabricación.
- Recibir a proveedores de materia prima y material de empaque.
- Recibir y controlar ordenes de embarque.
- Supervisar el adecuado funcionamiento de los montacargas.
- Checar físicamente el producto que están entregando a los departamentos de producción y acondicionamiento.
- Solicitar autorización de liberación de producto terminado y materia prima a control de calidad.
- Supervisar el embarque de producto terminado.
- Checar la observancia de las normas de seguridad e higiene en los almacenes.
- Registrar en la libreta de control la cantidad, # de lote, nombre de los pro

datos, cantidad y presentación.

- Elaborar su reporte diario de actividades.

OCCASIONALES :

- Supervisar la devolución de los insumos rechazados por control.
- Colaborar en la descarga de pipas.
- Hacer el control visual del material de empaques. (Garrafas)

DESCRIPCION DE PUESTO

363

TITULO DEL PUESTO Auxiliar Almacenista		REPORTA A Jefe de Almacenes. En su ausencia al Gerente de Producción.
DIAS DE TRABAJO De lunes a viernes.		RESPONSABLE ANTE: Jefe de Almacenes
HORARIO DE TRABAJO: (No Turno) (de Turno) (de Turno) ENTRADA 8:00 A.M. _____ DESAYUNO _____ COMIDA 13:00 a 13:30 P.M. _____ CENA _____ SALIDA 16:30 P.M. _____		RESPONSABLE POR AUTORIDAD SOBRE _____

FUNCION:

- Realizar el acomodo de los insumos y materiales en las áreas de almacenamiento
- Realizar la rotación del material almacenado.
- Planear y controlar el embarque de producto terminado.
- Checar la limpieza de los almacenes.

OBLIGACIONES Y RESPONSABILIDADES

DIARIAS:

- Presentarse a su lugar de trabajo a las 8:00 A.M.
- Surtir las ordenes de fabricación recibidas.
- Tener listo el espacio para la recepción de materiales.
- Acomodar el material de empaque y materias primas.
- Realizar la rotación de productos.
- Surtir las ordenes de embarque.
- Revisar la capacidad operativa de los montacargas.
- Acomodar el producto terminado.
- Elaborar su reporte diario de actividades.

OCCASIONALES :

- Ayudar en la descarga de pipas.
- Realizar la carga del material rechazado al carro del proveedor.

CAPITULO VIII

DISCUSSION

VIII.- DISCUSION

El o-Metoxifenol comúnmente conocido como guayacol, es un producto versátil del que se aprovechan sus propiedades expectorantes y antioxidantes principalmente.

El análisis técnico y económico realizado en el capítulo II, marca que su producción a escala industrial es idónea a partir del anisol - por hidroxilación catalítica del mismo empleando agua oxigenada (60%). Debido a que el anisol no se produce en México se determinó necesaria su producción en planta como intermediario del guayacol a través de - metilación de fenol haciéndolo reaccionar con sulfato de dimetilo en presencia de sosa.

Los dos pasos de síntesis esquematizados utilizan el mismo equipo y tienen una integración nacional del 85% en cuanto a materias primas, lo que aunado a que no se manejan condiciones drásticas de proceso, los hacen muy recomendables.

Contra todos los pronósticos el guayacol tiene un mercado limitado y un consumo bajo que apenas alcanza las 12 ton. anuales para uso farmacéutico y unas 22 ton. en total. Al parecer sus buenas propiedades - como expectorante directo han ido cediendo el paso a su derivado de reacción, la guafenesina que es un potente expectorante reflejo, de ahí - que su consumo directo vaya disminuyendo y se le utilice básicamente - como materia prima en la síntesis de sus derivados.

Sus propiedades como antioxidante han sido desplazadas por el BHT - debido principalmente a sus características organolépticas, sin embargo, existe un amplio mercado en la industria hulera y de plásticos coloreados donde su uso es factible y no se ha extendido al parecer por falta de promoción, principalmente en los polietilenos.

La proyección del volumen de importación marcó un consumo para 1988 (año de inicio de operaciones) de 21 ton., por lo que se tomó este - dato como capacidad de diseño de la planta para operar al 100% en 1991.

El equipo necesario se especifica en el cap. IV secciones 5,6 y 7 de

terminándose que para su adecuada operación y mantenimiento es necesaria un área de producción de 100 m². Considerando áreas de almacenamiento, - circulación, administración, laboratorio, servicios auxiliares y servicio del personal se determinó la conveniencia de adquirir un terreno de 4 500 m² en un parque industrial de la zona II proponiéndose al Parque Industrial Atlacomulco como principal opción. La distribución de planta se resume en los planos del cap. VI sección 5.

La empresa basada en este producto debería contar con un mínimo de 17 personas agrupadas en 4 departamentos (Control de Calidad, Producción, - Administración y Ventas). La empresa trabajaría 230 días de cada año -- con semana inglesa y produciendo un lote de 300 Kg de o-Metoxifenol cada 3 días.

La inversión necesaria para montar la planta es de 492 millones de pesos con un periodo de instalación de 2 años y considerando un capital de trabajo necesario para el primer año de operación (1988) de 228 millones de pesos. Si se considera que la empresa venderá el producto al precio - internacional equivalente considerando gastos aduanales y fletes, no se obtiene un punto de equilibrio en el primer año de operación habiendo pérdidas significativas ya que como puede observarse en la tabla de presupuesto de egresos totales (tabla V.25) la operación de la empresa es in-costeable basada unicamente en el guayacol.

Por último la evaluación económica marca alto costo promedio por el uso de dinero prestado y un porcentaje negativo de rentabilidad y rendimiento de planta , lo cual hace abortar el proyecto a menos de que la planta tenga un uso múltiple.

CAPITULO IX

CONCLUSIONES GENERALES

IX.- CONCLUSIONES GENERALES

Por todo lo anterior consideramos que técnicamente la producción de guayacol es factible en el país cumpliendo con las especificaciones del producto, pero económicamente no es conveniente su fabricación por no ser rentable.

Sin embargo, la producción de guayacol es una buena opción para las empresas que actualmente lo importan como materia prima para la síntesis de otros productos y que busquen integrar sus procesos. Al adaptar esta tecnología a sus equipos sin tener que realizar inversiones, obtendrían beneficios directos ya que los costos variables de producción del guayacol son menores que su precio de venta, de ahí que al estar los demás costos de producción soportados por las ventas de otros productos, este diferencial se convertiría en utilidades para la empresa.

BIBLIOGRAFIA

REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS.

CAPITULO 1

- 1.- The Merck Index
Tenth Edition
Merck Ind. Co. Inc.
U.S.A. 1983 pág. 4421
- 2.- Química Orgánica
Morrison and Boyd
Fondo de Cultura Interamericana
Edición 2a.
México, D.F.
- 3.- Farmacología
Manuel Litter
Editorial "El Ateneo"
Sexta Edición
Buenos Aires, Arg. Sept. 1983
Pág. 891 - 900
- 4.- Roviralta, R.A. Aromatic, Aliphatic Ethers.
Patente Española 219,920 Marzo 18(1954)
C.A. 49, 8332 b (1955).
- 5.- Farmaceutyczna Spoldzielnia Pracy "ESPEPA"
Pol. Pat. 48885, Jan. 2 1962
C.A. 63, 17973 b (1965)
- 6.- Dondi, G.
Fr. Demande No. 2441606
C.A. 94, 121124t.
- 7.- Principles of Polymers Systems.
Ferdinand L. Rodriguez.
Mc. Graw Hill International Student Edition
Cap. 4 pág. 59 -70.
Cap. 11 pág. 277-291

- 8.- Encyclopedie of Chemical Technology
Kirk - Othmer / Third Edition 1984
Vol. 3 Antioxidants and Antiozonants
John Willey and Sons Inc.
Pág. 128 - 140.

CAPITULO II

- 9.- Massie, S; Daum, R (Universal Oil Products Co.)
Catalytic Hydroxylation of Aromatic Compounds
U.S. pat. 3,662,006 (C.L. 260-613 D, C 07c) 9/V/1972
Appl. 823, 984 12 mayo 1969. 4 pág.

C.A. 77; 61547 v

- 10.- Directorio de Empresas, Productos, Servicios y Distribuidores de la Industria Química Mexicana.
ANIQ Asociación Nacional de la Industria Química, A.C.
Directorio de Productos Químicos
Indice de Industrias Productoras.

- 11.- Sugano, J; Kuriyama, Y (Mitsubishi Gas Chemical Co. Inc)
Hydroxylation of Aromatic Compounds
Japan, Kokai 74 24,925 (C.L. 16 C411) 5/III/1974
Appl. 72 64,922 30 Jun. 1972. C.A. 80 . 145 769 u

- 12.- Ogata, Y; Shimizu, H.
Oxidation of Organic Compounds with perborates or Hydrogen Peroxide - boric acids.
(Fac. Eng. Nagoya Univ., Nagoya Japan)
Bulletin Chemical Society, Japan 52(2), 635 - 6 (1979)

C.A. 90:167 685*

- 13.- Sugano J. Kuriyama, y (Mitsubishi Gas Chemical Co. Inc.)
Hydroxylation of Aromatic Compounds.
Japan, Kokai 74 07,234 (C.L. 16 C411) 22/I/1974.
Appl. 72 51,195 25 de mayo de 1972 6 pág.
- C.A. 80: 120 535 b
- 14.- Mc. Clure, J.D.; Williams, P.
The Oxidation Of Anisole and Diphenyl Ether with trifluoro
peroxiacetic acid.
Journal Organic Chemistry 27,627 (1962)
- 15.- Chemical Engineering -- D.G. Austin
Drawing Symbols. New York.
John Wiley and Sons Pu-
blishing Co.
- 16.- Productos Químicos Far- Editorial Atlante
macéuticos. México 1946
Vol. 2 Aromáticos Pág. 816 - 817.
Giral - Rojahn.
- 17.- Lewis, H., Pearl I (Sulphite Products Corp.)
Mercuric, Oxide Oxidation of Lignin.
U.S. pat. 2,433,227 23 de diciembre de 1947.
- C.A. 42(6-9): 2 103 h.
- 18.- Gal, G. Sletsinger, M (Merck and Co. Inc)
Process for preparing methyl vanillyl ketone
U.S. pat. 3 057 927 13 sep. 1979 7 pág.
Brit U.K. Pat. appl 2054 955 (C.L. C07C49/175) 29 abril 1978
- C.A. 95(17): 150 202 t.
- 19.- Ratton, Serge (Rhône - Poulenc Industries S.A.)
Etherification of Phenols FR.

Eur. Pat. appl. EP. 37 353 (C.L. CO7C41/09) 7 de oct. 1981.
 FR. Appl. 80/7628, 31 de mar. 1980. 27 págs.

C.A. 96:3484 3z

- 20.- Practical Organic Chemistry 2a. Edición
 Vogel págs. 669
- 21.- Named and Miscellaneous Reactions in Practical Organic Chemistry
 R.J.W. Cremlyn; R.H. Still
 Heinemann Educational Books Ltd. London 1967

CAPITULO III.

- 22.- IMS International Marketing Service
 PPM Pharmaceutical Market Mexico 1983.
 Directorio de productos por laboratorio.
- 23.- Diccionario de Especialidades Farmacéuticas PLM
 32a. Edición 1986.
 Índice de sustancias químico medicamentosas
 Directorio de laboratorios.
- 24.- Directorio de la Cámara Nacional de la Industria Farmacéutica
 CANIFARMA
- 25.- Subdirección General de Abastecimientos/Jefatura de Desarrollo
 Subjefatura de Fomento Industrial
 Departamento de Bienes de Consumo. SECOFI
 Registro del Padrón de la Industria Farmacéutica.
- 26.- Instituto Mexicano de Comercio Exterior
 Dirección Técnica-Informática
 Importaciones comparativas por fracción arancelaria.
 Fracción 2908A0021 y fracción 2906A004

- 27.- Anuarios Estadísticos de Comercio Exterior
Secretaría de Programación y Presupuesto
Año 1975 a 1983
- 28.- Guía de la Industria Química
Productos Químicos 84 - 86
Editorial Cosmos 1984
- 29.- Directory of Chemical Producers of Asia and Australasia.
Chemical Information Services LTD.
P.O. Box 61 Oceanside N.Y. 11 572 U.S.A.
- 30.- Directory of West European Chemical Producers
Chemical Information Services LTD.
P.O. Box 61 Oceanside N.Y. 11 572 U.S.A.
- 31.- OPD Chemical Buyers Directory 1986
73rd Annual Edition/ Chemical Marketing Reporter.
Schnell Publishing Co. Inc. New York, N.J.
- 32.- Chemical Marketing Reporter
Oil, Paint and Drug Reporter. OPD
Schnell Publishing Co. Inc. July 7th, 1986.
- 33.- Departamento de Registro de Productos Químico Farmacéuticos-Materias
Primas.
Dirección General de Precios
Secretaría de Comercio y Fomento Industrial.
- 34.- Departamento de Ventas
Signa S.A. (28 de Julio de 1986).
- 35.- Directorio de Empresas, Productos, Servicios y Distribuidores de la
Industria Química Mexicana.
ANIQ. Asociación Nacional de la Industria Química A.C.
Directorio de Productos Químicos.
Índice de Empresas Productoras.

- 36.- Anuario de la Industria Química Mexicana en 1984.
Asociación Nacional de la Industria Química A.C.
Edición 1985.
- 37.- Especificaciones de producto folleto.
BHT (2, 6 - Diterbutil - 4 - Metilfenol)
Esquim, S.A.
- 38.- Nutriquis, S.A. de C.V.
Departamento de Ventas
Srita. Elizabeth Acevedo
358-87-98
- 39.- Gordon H. Stillson (Gulf Research and Development Co.)
Alkylation of phenols
U.S. pat. 2,428,745 Oct. 7, 1947.
C.A. (51) 7 413 h.
- 40.- Conjuntos Industriales. Folleto FIDEIN
Fideicomiso de Conjuntos, Parques, Ciudades Industriales
y Centros Comerciales.
- 41.- Seminario sobre desarrollo de parques industriales
Boletín informativo especial (FIDEIN)
Tijuana, B.C. 25/Sep/84
pág. 62, 63.
- 42.- Revista de Programación de Apoyo Integral a la
pequeña y mediana industria. (PAI)
Sept - Dic. 1980; oct. 1981; ene 1982; jul - ago 1983; ene 1984.

CAPITULO IV.

- 43.- Bases de Diseño
Ingeniería de Proyectos
Contrato 1081. Septiembre de 1974
Instituto Mexicano del Petróleo.

- 44.- Principios y Cálculos Básicos de la Ingeniería Química
David M. Himmelblau
Sexta Impresión 1981 C.E.C.S.A.
- 45.- Manual del Ingeniero Químico
Robert H. Perry/Cecil H. Chilton
Quinta Edición. Segunda Edición en Español Mc. Graw Hill 1982
- 46.- Process equipment design
Brownell and Young John Willey and Sons Co.
- 47.- Procesos de Transferencia de Calor.
Donald Q. Kern
16a. Impresión C.E.C.S.A. 1982.
- 48.- American Society of Mechanical Engineers
Código ASME Sección VIII
- 49.- Manual de Prácticas de Laboratorio de Transferencia de Masa.
Angel M. González/Antonio Valiente B.
Facultad de Química U.N.A.M. 1984.
- 50.- Problemas de Ingeniería Química, Operaciones Básicas. Tomo I
Joaquín Ocoña García/Gabriel Tojo Barriero
2a. Edición Editorial Aguilar.
- 51.- Principios de Operaciones Unitarias.
Foust - Wenzel
14a. Impresión C.E.C.S.A. 1982.
- 52.- Operaciones Básicas de la Ingeniería Química.
Mc. Cabe-Smith Vol. II
Ed. Reverté 1981
- 53.- Vapor Liquid Equilibrium Data at Normal Pressures
E. Hala, I. Wichterle, J. Polack, T. Boulik
Pergamon Press 1968.

- 54.- Applied Nomography
Javier F. Kuong Vol. II
Gulf Publishing Co.
- 55.- Flow of Fluids Through Valves, Fitting and Pipe.
Crane Co.
Technical Paper No. 410.
- 56.- Culligan Catalog No. 8170-25
Culligan Co.
Industrias Mass, S.A.
Recursos Petroleros 5 "La Loma" Tlalnepantla Edo. de México
- 57.- Catálogo SELMEC. Calderas Clearer Brooks mod. MONITOR
Instituto SELMEC de Capacitación.
SELMEC Equipos Industriales S.A. de C.V.
Manuel M. Contreras No. 25 México, D.F.
- 58.- Ingeniería de Proyecto para Plantas de Proceso.
Race - Barrow
4a Impresión 1977
C.E.C.S.A.
- 59.- Válvulas Resistentes a la Corrosión
Catálogo Aloyco
Revista - Walworth
- 60.- Válvulas, Correcta Selección y Aplicación
Ing. Javier Etcheagaray O.
Revista Motiválvulas, Manejo y Control de Fluidos
Vol. 1 Números 3 y 4 Ene-junio 1981
- 61.- Applied Instrumentation
Engineering Design Criteria
William G. Andrew
John Wiley and Sons. Publishing Co. 1980

- 62.- Equipos de Control
Folleto. Nivotron S.A. de C.V.
Progreso Sur 621 Guadalajara, Jal.
- 63.- Estrategia e Ingeniería de Procesos
D.F. Rudd/Ch. C. Watson
Ed. Alhambra
- 64.- Manual de Fórmulas Técnicas
Kurt Greck
XVII Edición
Representaciones y Servicios de Ingeniería, S.A.
- 65.- Pump Handbook
I. Karassik/W. Krutzch
2a. Edición Mc. Graw Hill Book Co.
- 66.- Catalog Hand book of Fine Chemicals 1986-1987
Aldrich Chemical Company, Inc.
940 West Saint Paul Avenue
Milwaukee, Wisconsin 53233 U.S.A.

CAPITULO V.

- 67.- Formulación y Evaluación Técnico Económica de Proyectos Industriales
Ing. Humberto Soto, Ing. Ernesto Espejel, Ing. Héctor Martínez.
2a. Edición Editorial Visual CENETI
- 68.- Chemical Engineering Cost. Estimation
Aries and Newton
Chemical Engineering Series Mc. Graw Hill Book Co.

- 69.- Fondo de Garantía y Fomento a la Pequeña y Mediana Industria
Formulario de Consulta FOGAIN
Banco Internacional Suc. Coyoacán
- 70.- Fondo Nacional de Equipamiento Industrial (FONEI)
Serie de Documentos Técnicos
Programas Generales de Apoyo Financiero - Folleto.
Guía de Seguimiento de Proyectos de Desarrollo Tecnológico -
Folleto.
Reglas Generales de Operación del FONEI - Folleto
Programa de Apoyo Financiero para el Desarrollo Tecnológico
Folleto.
Lic. Gabino Hernández Sánchez/Jefe de Asesoría Industrial.
- 71.- Fondo Nacional de Estudios y Proyectos (FONEP)
Financiamiento de Estudios y Proyectos - Folleto
Lic. Jorge Bustos Flores Gerente de Crédito y Finanzas.
- 72.- Introducción a la Ingeniería de Proyectos
Miguel Ángel Corso
Sexta Reimpresión 1982 Edit. Limusa.

CAPITULO VI

- 73.- Distribución de Planta
Artículo - Revista del Programa de Apoyo Integral a la Peque-
ña y Mediana Industria. (PAI)
- 74.- Proyecto de Buenas Prácticas de Manufactura en la Industria
Farmacéutica Mexicana.
Trabajo Monográfico
Ms. de Lourdes Castrejón V.
Facultad de Química 1982.

- 75.- Guía para Efectuar Prácticas Correctas de Manufactura en la Industria Farmacéutica.
Q.B.P. HORACIO OLIVERA/Q.F.B. Fernando Abadía
Academia Nacional de Ciencias Farmacéuticas. AFM 1983
- 76.- Remington's Pharmaceutical Sciences
Alfonso R. Cennaro et al.
17th Edition Marck Publishing Co.

CAPITULO VII

- 77.- Curso de Seguridad y Financiamiento para Comisión de Seguridad e Higiene
Manual - Asociación Mexicana de Higiene y Seguridad, A.C.
- 78.- Ley Federal del Trabajo
Manual - Secretaría del Trabajo y Previsión Social
- 79.- Reglamento General de Seguridad e Higiene en el Trabajo
Manual - Secretaría del Trabajo y Previsión Social.
- 80.- Manual de Tabletas.
Ing. Arturo Silva Granados Mayo 1970
Elly-Lilly y Cia. de México, S.A. de C.V.

MATERIAL DE APOYO.

(Apuntes)

Ingeniería Económica II
Prof. Guillermo Carsolio Pacheco.
Sem 1 - 85
Fac. de Química U.N.A.M.

Ingeniería de Proceso.
Prof. Claudio Aquilar Martínez
Sem 1 - 85
Fac. de QUIMICA U.N.A.M.

Diseño de Equipo**Prof. Mario Guevara Vera****Sem 1 - 85****Fac. de Química U.N.A.M.****Ingeniería Química III (Flujo de Fluidos)****Prof. Alberto Bremauntz Monce****Sem 1 - 84****Fac. de Química U.N.A.M.****Instrumentación Industrial****Prof. Gerardo Reyes Zavala****Sem 1 - 85****Fac. Química U.N.A.M.**

ANEXO I

ESPECIFICACIONES DEL PRODUCTO.

APARIENCIA: CRISTALES O LIQUIDOS DE COLOR AMARILLO CLARO
ESTADO FISICO: LIQUIDO O SOLIDO.

OLOR : CARACTERISTICO.

PUNTO DE EBULLICION: 202° - 209°C.

DENSIDAD DE VAPOR : 2.86 g/ml a 25°C.

PRESION DE VAPOR : 4.6 mm Hg a 20°C.

GRAVEDAD ESPECIFICA : 1.097 g/ml a 25° C.

SOLUBILIDAD EN AGUA : Ligeramente Soluble.

TEMPERATURA DE DESCOM

POSICION:

CORROSIVIDAD : NO ES CORROSIVO. PERO REBLANDECE ALGUNAS FORMAS DE PLASTICO Y ELASTOMEROS.

RIESGOS : LIQUIDO COMBUSTIBLE. SE ENCIENDE FACILMENTE AL PONERLO EN CONTACTO CON UNA FUENTE DE IG NICION.

TEMP. DE AUTOIGNICION:

PUNTO DE FLASHEO : 82°C.

LIMITES DE INFLAMABILIDAD. EN EL AIRE (CONC):

GASES QUE SE PRODUCEN

EN SU COMBUSTION :

TOXICOS: INCLUYEN VAPORES DE GUAYACOL SIN QUE MAREE Y HUMOS ACIDOS DE SU COMBUSTION.

**RECIPIENTES CONTE-
NEDORES :**

RECIPIENTES DE CIRSTA O POLIETILENO; LATAS, -
TANBORES, O TANQUES DE LAMINA.

**CONDICIONES DE
ALMACENAMIENTO :**

ALMACENAR EN UN AREA BIEN VENTILADA Y FRESCA,
LEJOS DE LA LUZ SOLAR, DE AGENTES OXIDANTES Y
DE CUALQUIER FUENTE DE IGNICION.

EMERGENCIAS

MEDIO DE EXTINCION:

DIOXIDO DE CARBONO; POLVO QUIMICO SECO, ESPU-
MA DE ALCOHOL.

**EQUIPO DE PROTECCION
PERSONAL PARA COMBATIR
LO. :**

MASCARILLA CON LINEA DE AIRE O SCBA, SI SE EX
PONE A LOS VAPORES O HUMOS DE COMBUSTION.

OTROS PROCEDIMIENTOS:

MOJAR LOS RECIPIENTES EXPUESTOS AL FUEGO CON
GRANDES CANTIDADES DE AGUA, PARA MANTENERLOS
FRIOS.

DERRAME MENORDERRAME MAYOR

CANTIDAD:	MENOS DE 4 LTS.	MAS DE 4 LTS.
MEDIO DE NEUTRALIZACION O ABSORCION :	TIERRA DIATOMACEA. AGUA.	TIERRA DIATOMACEA. AGUA.
EQUIPO DE PROTECCION PERSONAL NECESARIO PARA RECOGERLO :	MASCARRILLA COM LINEA DE AIRE O VENTILACION ADECUADA CON CARETA Y GOGGLES; - GUANTELETES Y - MANDIL SINTETICOS.	MASCARRILLA COM LINEA DE AIRE O VENTILACION ADECUADA CON CARETA Y GOGGLES; TRAJE ANTI-ACIDO; GUANTELETES Y - BOTAS SIMTETICOS.
COMO CONTENERLO :	RECOGER EL DERRAME CON HERRAMIENTA ANTICHISPA Y PONERLO EN RECIPIENTES DE POLIE- TILENO, LATAS O TAMBORES DE LAMINA. CE- RRARLOS PERFECTAMENTE.	
COMO DESTRUIRLO :	ETIQUETAR EL RECIPIENTE CON: "MATERIAL - TOXICO" DEPOSITAR EL RECIPIENTE PARA QUE SEA ENTERRADO EN UN CEMENTERIO INDUSTRIAL.	
OTROS PROCEDIMIENTOS:	MANTENER ALAJADA CUALQUIER FUENTE DE IG- NICION. DESPUES DE RECOGER EL DERRAME, LA VAR COM GRADES CANTIDADES DE AGUA EL AREA Y LAS HERRAMIENTAS UTILIZADAS.	
PRIMEROS AUXILIOS		
INHALACION :	LLEVAR AL PACIENTE A UN AREA BIEN VENTILA- DA, MANTENERLO EN REPOSO Y CALIENTE. PRO- PORCIONAR RESPIRACION ARTIFICIAL SI ES NE- CESARIO, OBTENER ATENCION MEDICA INMEDIATA.	
CONTACTO CON LA PIEL :	LAVAR CON GRANDES CANTIDADES DE AGUA Y JA- BON, QUITAR TODA LA ROPA CONTAMINADA. OB- TENER ATENCION MEDICA INMEDIATA.	
CONTACTO CON LOS OJOS :	LAVAR CON GRANDES CANTIDADES DE AGUA CO- RRIENTE, POR LO MENOS DURANTE 10 MIN., NO VIENDO OCASIONALMENTE LOS PARPADOS. OBT- NER ATENCION MEDICA INMEDIATA.	
INGESTION :	SI LA VICTIMA ESTA CONSCIENTE, ADMINISTRAR LE GRANDES CANTIDADES DE AGUA. NO INDUCIR EL VOMITO. OBTENER ATENCION MEDICA INMEDI- TA.	