

201
51
UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE MÉXICO

Facultad de Química

Estudio Preliminar para la Fabricación
de Hidróquinona a partir de Anilina.

T E S I S

Que para obtener el Título de
INGENIERO QUIMICO

p r e s e n t a n

Agustín Amaya Santana

Antonio Lorenzo Rendón Hernández

1 9 8 6 .



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

TEMA	PAGINA	
1.0	PRESENTACION DEL TRABAJO	1
2.0	PRESENTACION DEL PRODUCTO	4
2.1	Historia de la Hidroquinona	5
2.2	Propiedades Físicas	9
2.3	Propiedades Químicas	11
2.4	Empleos y Aplicaciones de la Hidroquinona	21
3.0	ANALISIS DE MERCADO	28
3.1	Introducción	29
3.2	Oferta	29
3.3	Demanda	29
3.4	Origen de las Importaciones	31
3.5	Distribución Geográfica de la Demanda	34
3.6	Exportaciones	35
3.7	Proyecciones	38
3.8	Capacidad de la Planta	42
3.9	Precios	43
3.10	Localización de la Planta	47
4.0	ANALISIS TECNICO	49
4.1	Procesos para Producir Hidroquinona	50
4.2	Selección del Proceso	60
4.3	Descripción Detallada del Proceso Seleccionado	66
4.4	Seguridad en los Compuestos del Proceso Seleccionado	72

5.0	BALANCES DE MATERIA Y ENERGIA	80
5.1	Balance de Materia	81
5.2	Balance de Energia	118
6.0	ANALISIS DE COSTOS	141
6.1	Introducción	142
6.2	Evaluación Técnico-Económica del Equipo	143
6.3	Evaluación de Costos de Producción	187
7.0	ANALISIS ECONOMICO	198
7.1	Introducción	199
7.2	Capital para la Inversión	200
7.3	Costo Anual Total de Producción	202
7.4	Estimación de la Inversión Fija	203
7.5	Pronóstico de Ventas	204
7.6	Costos Totales de Producción	205
7.7	Capital de Trabajo	208
7.8	Punto de Equilibrio	209
7.9	Recuperación del Capital Invertido	211
8.0	CONCLUSIONES	219
9.0	BIBLIOGRAFIA	223

1.- PRESENTACION DEL TRABAJO

La presente tesis tiene como objetivo primordial a la evaluación del proyecto de fabricación de hidroquinona por medio de un estudio técnico-económico. Todo esto con el objeto de determinar si el proyecto propuesto es correcto desde un punto de vista técnico, económico y financiero.

Por supuesto, evaluar un proyecto implica reunir, sistematizar y analizar toda la información pertinente para determinar los costos y beneficios del mismo en términos de la rentabilidad.

La evaluación de los aspectos técnicos está referida a la Ingeniería de Procesos, esto es, la inclusión de los posibles procesos a la escala requerida, de los equipos, del tamaño, del equilibrio interno y de la disponibilidad de los requisitos físicos necesarios para su funcionamiento y selección.

La evaluación económica supone tener determinadas cuestiones importantes relacionadas al mercado interno y externo que se pueda abarcar, a los costos fijos y variables, y a la competencia en una determinada área de dicho mercado nacional e internacional.

La evaluación financiera, cuya estimación es posterior a la revisión técnica y económica, determina las ganancias basándose en las conclusiones relativas al equipo y los costos, a los requisitos de funcionamiento y costos, a la producción y al volumen de venta, y a los ingresos por ventas.

Este proyecto, obviamente, trata también de satisfacer ciertas necesidades de la industria mexicana, tales como:

- La demanda de materias primas: este producto, básico para la elaboración de productos terminados y decisivo en la manufactura de otros productos intermedios en los más diversos campos, es importado en cantidades y a precios por unidad considerablemente elevados. En la industria química mexicana la hidroquinona no se fabrica a escala industrial.
- La sustitución de importaciones: esto con el fin de frenar la fuga de divisas por este concepto, evitando de igual manera la escasez y la inflación.
- El desarrollo industrial del país: se intenta contribuir con el Plan Nacional de Desarrollo y aprovechar la coyuntura propiciada con el reciente ingreso del país al GATT.
- La creación de nuevas fuentes de trabajo: tanto para profesionistas como para obreros.

Es importante recalcar que este proyecto está considerado en la Secretaría de Programación y Presupuesto como prioritario para el país y como viable para la iniciativa privada.

Por supuesto, este proyecto estará siempre sujeto a diversos puntos de vista, ya sean tanto técnicos como económicos. Por lo tanto, surge otro aspecto a tomarse en cuenta y es el referente a la flexibilidad al cambio, para de esta manera satisfacer las necesidades que se presenten en determinados momentos y situaciones.

2.- PRESENTACION DEL PRODUCTO

2.1 HISTORIA DE LA HIDROQUINONA

La hidroquinona, que se conoce también como 1,4-bencenodiol, 1,4-dihidroxibenceno ó p-dihidroxibenceno, es un compuesto cristalino blanco que fué obtenido por primera ocasión en el año de 1820 a partir de la destilación seca del ácido quínico. Posteriormente en 1844, Woehler establece su estructura química después de haberla obtenido por reducción de quinona producida por oxidación del ácido quínico.

En realidad, la hidroquinona no tenía ninguna aplicación aparente, por lo que su importancia parecía sólo radicar en satisfacer una mera curiosidad científica. Esto cambió conforme otras industrias se desarrollaron, como el caso de la industria fotográfica. Esto es, la importancia a nivel industrial de la hidroquinona comienza a principios de la Primera Guerra Mundial, cuando los Estados Unidos de Norteamérica iniciaron una sorda lucha para independizarse del mercado europeo de los compuestos químicos orgánicos por las obvias razones tanto de orden político como económico. En aquellos tiempos la hidroquinona empezaba a tener otros usos más importantes, de los cuales se hablará en forma implícita.

Los fabricantes norteamericanos observaron que una de las industrias que deberían auxiliarse con más rapidez y eficacia era la industria de la fotografía.

Y curiosamente entre los químicos fotográficos más importantes se encontraban la hidroquinona y el elón, los cuales estaban en una posición muy precaria, sobre todo desde el pun-

to de vista del suministro, de acuerdo a la situación creada por el conflicto bélico en el viejo continente. Por supuesto este hecho trajo consigo las terribles compras de pánico y esto a su vez un considerable aumento en el costo de ambos materiales. En el caso de la hidroquinona los precios se dispararon hasta en un 600 %.

Por estas razones la Merck y Co. intentó ser la pionera en investigar a fondo la forma de producir en una escala verdaderamente industrial a este valiosísimo compuesto, sin obtener, desafortunadamente para ellos, ningún resultado que se considerara como positivo. Sin embargo, sin desalentarse del todo, decidieron unirse a otras empresas, y durante algún período de la guerra y aún tiempo después, la Eastman-Kodak, la propia Merck, la Lloyd y la American Chemical Works, intentaron la fabricación de la hidroquinona, consiguiéndolo en cantidades muy limitadas solamente.

Después de la guerra, no obstante, por varios años la Eastman regresó a la compra de sus requerimientos. Lo que en realidad ocurría era que aunque la calidad evaluada de la hidroquinona parecía ser la adecuada, el precio altamente prohibitivo limitaba su fabricación a gran escala.

En los inicios del siglo veinte, diversas patentes europeas estaban concesionadas para la producción de hidroquinona por oxidación de fenol con permanganato alcalino (Alemania) y con peróxido de hidrógeno (Inglaterra). Otro método (Alemania) involucraba el calentamiento del p-clorofenol con cobre

bajo presión.

La Dupont fué la primera en fabricar hidroquinona en cantidades comerciales después de la Primera Guerra Mundial. Esto fué posible gracias al uso de un proceso original de la compañía francesa Busines de Rhone. Dicho proceso, recogido por la New Brunswick de New Jersey para la planta de la Newport Chemical Co., implica la oxidación de la anilina con dicromato de sodio, la reducción de la quinona con dióxido de azufre, así como la extracción de la hidroquinona con éter etílico.

Ya para el año de 1924, en un titánico esfuerzo por reducir los costos de la hidroquinona, la Eastman-Kodak decide regresar a la fabricación de sus propios requerimientos, y por estos motivos crea una subsidiaria, la Eastman Chemical Corp., que inicia sus operaciones en 1952 en la planta de Passaic, New Jersey. La Eastman-Kodak utilizó para este fin una variación sobre el proceso de la Dupont, el cual se había venido utilizando como modelo de los nuevos procesos para producir hidroquinona en varias partes del mundo.

Cuando se hace referencia de tales nuevos procesos se menciona a los procesos de hidroxilación de fenol (utilizados principalmente en Francia, Italia y Japón) y oxidación de p-diosopropilbenceno (utilizados principalmente en los Estados Unidos de Norteamérica).

De igual manera los usos de este producto también se han ido incrementando y diversificando al través de los años, de mo-

do tal que para estas fechas la hidroquinona producida en todo el mundo ha encontrado su uso en un 45% para revelado fotográfico (el cual era su uso original), en un 50% como anti oxidante e inhibidor y en un 5% para otros usos que se explicarán posteriormente.

Sin duda alguna es considerablemente notable el cambio que ha sufrido en un lapso de 60 a 70 años este producto.

Un país como México, en pleno intento de un desarrollo industrial verdaderamente enérgico no puede permanecer indiferente a los diversos usos que se le puede dar a tan importante compuesto, de ahí que su demanda se incremente y a un precio verdaderamente alto, tal como lo indica el mercado y ciertos boletines expedidos por la Secretaría de Programación y Presupuesto.

Por último, es conveniente hacer la aclaración que si bien por sí misma la hidroquinona es un producto altamente importante en la industria, también lo son sus derivados, y por lo tanto deberán tomarse en cuenta para un estudio más profundo acerca de su fabricación.

2.2 PROPIEDADES FISICAS

Se conocen tres variedades cristalinas de la hidroquinona. La primera variedad es la llamada alfa (α), la cual es estable, y se obtiene por cristalización en agua en forma de agujas blancas ó prismas triangulares que se funden a 172.3°C. Por sublimación, se obtiene una forma gamma (γ) lábil en prismas monoclinicos. La forma beta (β), también lábil, disuelta en metanol cristaliza en prismas triangulares. La hidroquinona que se vende a nivel comercial de alta calidad posee las siguientes propiedades:

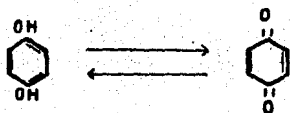
PUNTO DE FUSION: 166°C

PUNTO DE EBULLICION (A 730 mm Hg): 285°C

DENSIDAD RELATIVA: 1.324-1.328

La solución saturada de hidroquinona en agua contiene 5.8 gramos de hidroquinona por 100 gramos de agua a 15°C, y 9.4 gramos a 28.5°C. La hidroquinona es muy soluble en alcohol etílico y éter etílico y casi insoluble en benceno frío (aproximadamente 0.2 gramos de hidroquinona por litro de benceno). La hidroquinona posee dos hidróxilos fenólicos con constantes de disociación de 1.22×10^{-10} y 9.18×10^{-10} , respectivamente a 30°C. Su momento dipolo es 1.4 unidades Debye. El potencial de oxidación-reducción, que ha sido muy estudiado en relación con el uso de la hidroquinona como revelador fotográfico, depende mucho del pH de la solución; el poder reductor aumenta en forma considerable y rápida a medida que aumenta la alcalinidad. La hidroquinona y la quinona forman

un sistema redox reversible en solución ácida; en estas condiciones la quinona es estable:



La hidroquinona se encuentra en abundancia en la naturaleza, principalmente formando parte primordial de diversos compuestos. Así se le encuentra, por ejemplo, como parte del glucósido arbutina, de fórmula molecular $\text{HOC}_6\text{H}_4\text{OC}_6\text{H}_{11}\text{O}_5$, cuyo peso molecular es 272.25 y cuyo punto de fusión es de 195°C ; por hidrólisis de la arbutina se forma la hidroquinona. La arbutina a su vez se encuentra en las hojas de muchas plantas, tales como: la gayuba (*Arctostaphylos uva-ursi*), el arándano (*Myrtillus*), el arándano encarnado (*Vititis-idaea*) y la protea mellifera.

La arbutina también se encuentra en el aceite volátil del anís estrellado (*Illicium verum*) y se ha aislado asimismo de la corteza y las yemas del peral.

2.3 PROPIEDADES QUIMICAS

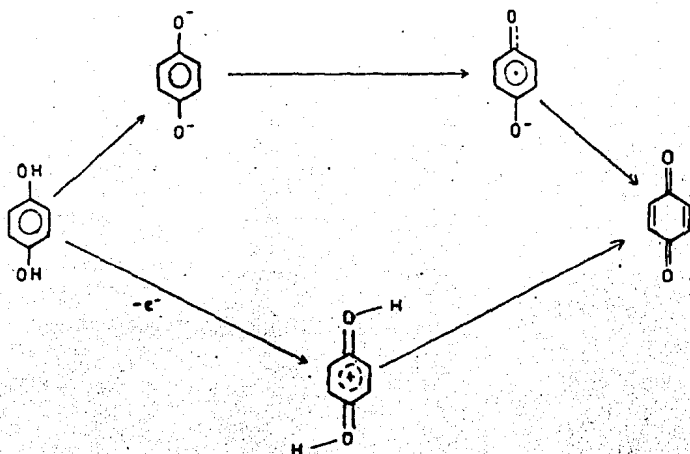
Por lo general, todos los dihidroxibencenos ó DHBs, ó sea, los conocidos como hidroquinona, catecol y resorcinol, son sobre todo ácidos débiles con dos constantes de disociación y por lo tanto, forman sales mono y disustituidas en soluciones de hidróxidos alcalinos ó carbonatos alcalinos.

Con sus dos grupos hidróxilos adyacentes, el catecol es capaz de formar más sales metálicas complejas. Muchos de los complejos del catecol y de sus derivados son muy empleados como reactivos analíticos.



Todos los DHBs son oxidados mucho más fácilmente que el fenol. Sin embargo, sólo el catecol y la hidroquinona son convertidos por la mayoría de los agentes oxidantes en ortobenzoquinona y parabenzoquinona, respectivamente. El primer paso consiste en la transferencia de un electrón con la consiguiente formación de un radical semibencenoquinónico en solución alcalina, como así también puede suceder en solución ácida. El radical tiene un tiempo de vida lo suficientemente largo a fin de poder lograrse su caracterización, lo cual explica la actividad antioxidante del catecol, la hidroquinona y sus derivados.

Las quinonas que se forman, 2,5-ciclohexadieno-1,4-diona y 3,5-ciclohexadieno-1,2-diona, dependiendo del material inicial, pueden reaccionar hasta dar hidroxibenzoquinona (2-hidroxi-2,5-ciclohexadieno-1,4-diona) por ataque nucleofílico de los iones hidróxilo; tales resultados han sido obtenidos con ferrocianuros alcalinos, pero con un exceso de peryodato de sodio el intermedio o-benzoquinona es oxidado hasta el ácido cis-cis-mucónico (Acido (Z,Z)-2,4-hexanodienodioico).

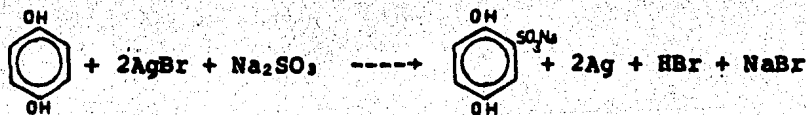


El potencial redox del resorcinol (E_0) no puede determinarse experimentalmente porque su oxidación es irreversible, pero el potencial de media señal en la polarografía ($E_{1/2}$) es una medida de su capacidad a oxidarse.

El resorcinol se comporta similarmente a los monofenoles; si siguiendo la oxidación de un electrón con ferrocianuro de potasio ó sulfato de cerio, se proporciona un radical meta-semi-

bencenoquinónico que produce una mezcla de componentes diméricos y poliméricos de pares C-C y C-O. El resorcinol y sus derivados son sólo atacados lentamente por peryodatos, pero la reacción con peróxido de hidrógeno en presencia de óxido de tungsteno produce ácido maleico.

La hidroquinona y la p-benzoquinona forman un complejo equimolecular por la transferencia de carga entre los orbitales π de los anillos. Esta quinhidrona compleja cristaliza en un color café rojizo que tiene una superficie brillante verde (p.f. = 171°C, d = 1.401 g/cm³). La quinhidrona es más fácilmente oxidable que la hidroquinona. La hidroquinona, cuando se utiliza como agente revelador en fotografía, reduce el bromuro de plata expuesto con una velocidad sustancialmente más elevada que si los granos fueron inexpuestos o bajopuestos. Para evitar la formación de quinhidrona, se adiciona el sulfito de sodio para dar sulfonathidroquinona de sodio, un agente revelador más débil que la hidroquinona.



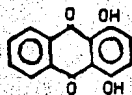
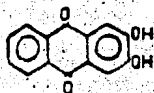
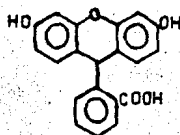
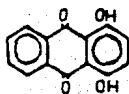
Los DHBs sufren todas las reacciones típicas del fenol. La densidad electrónica en el núcleo explica la relativa reactividad y la regioselectividad en la sustitución electrofílica. La simetría de la hidroquinona indica que las cuatro posiciones para ser sustituidas en una monosustitución son equivalentes. La posición 2 del resorcinol tiene una densidad electrónica más elevada, pero debido al impedimento estérico por ambos grupos hidroxilos adyacentes se tiene que la monosustitución aparece principalmente en la posición 4 ó 6.

El catecol es mucho menos reactivo que el resorcinol; la monosustitución aparece en las posiciones 3 y 4 en forma relativamente escasa.

Los DHBs reaccionan con anhídrido ftálico para formar sistemas de multianillos de acuerdo a las condiciones de reacción impuestas. La hidroquinona produce quinazarín (1,4-dihidroxi-9,10-antracenediona), el resorcinol produce fluoresceína y el catecol da histazarín (2,3-dihidroxi-9,10-antracenediona) y alizarín (1,2-dihidroxi-9,10-antracenediona).

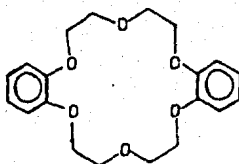
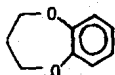
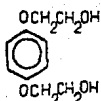
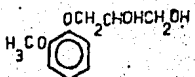
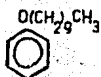


Los monoésteres y diésteres de los DHBs pueden prepararse fácilmente por métodos convencionales. Sin embargo, es difícil confinar la esterificación a la etapa del monoéster. Esta reacción se usa para preparar guayacol (2-metoxifenol), veratrol (1,2-dimetoxibenceno), guetol (etoxifenol-2), p-hidroxianisol ó éter monometílico hidroquinona (4-metoxifenol), decicloxi-resorcínol (2-decicloxi-fenol), guayacol gliceril éter (3-(2-metoxifenoxi)-1,2-propanodiol), y 1,4-di(2-hidroxietoxi)benceno-(2,2'-(1,4-fenilenobisoxi)bisetanol).

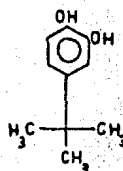
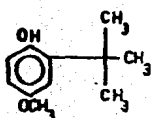
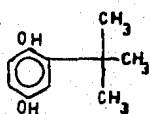


El catecol con sus dos grupos hidróxilos adyacentes sufre una reacción de ciclización con cloruro de metileno para dar metilenodioxibenceno (1,3-bencenodioxol) y con éter di(2-cloroetílico), produce dibenceno-18-corona-6-poliéter.

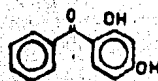
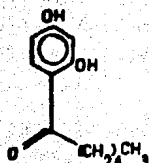
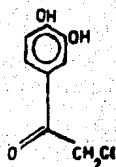




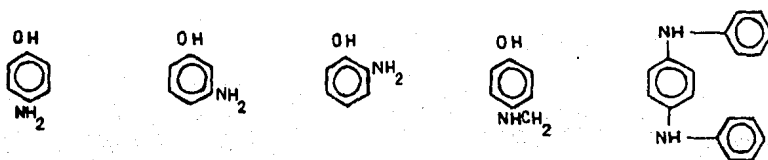
Los DHBS y sus monoésteres son alquilados por todos los agentes comunes en la presencia de una catálisis Friedel-Crafts usual. La hidroquinona con terbutanol da terbutilhidroquinona (2-(1,1-dimetiletil)-1,4-bencenodiol) y p-hidrozanisol, en la presencia de un catalizador de sílica da una mezcla de 2-terbutil-4-metoxifenol (2-(1,1-dimetil-4-4-metoxifenol) y 3-terbutil-4-metoxifenol; diversas investigaciones han sido dirigidas para maximizar las reacciones anteriores. El catecol es terbutilado con isobutileno en la presencia de resinas de intercambio de iones a 4-terbutilcatecol (4-(1,1-dimetiletil)-1,2-bencenodiol). Los cloruros de alilo alquilan al catecol y al guayacol para dar 4-alilcatecol (4-(2-propenilo)-1,2-bencenodiol) y eugenol (2-metoxi-4-(2-propenilo)-fenol), respectivamente.



La acilación de los DHBs con haluros carboxílicos ó ésteres dan el correspondiente mono y diéster, el cual puede sufrir un rearrreglo de Fries. El cloruro de cloroacetilo reacciona con el catecol para dar 4-cloroacetilcatecol (2-cloro-1-(3,4-dihidroxifenil)etanona) por la reacción de Fries. Por el mismo camino, el resorcinol reacciona con el cloruro caproíco para dar 4-hexanoilresorcinol (1-(2,4-dihidroxifenil)-1-hexanona) y con el cloruro benzofílico para dar 2,4-dihidroxibencenofenona ((2,4-dihidroxifenil)fenilmetanona).



La hidroquinona, el resorcinol, y el catecol reaccionan con amoníaco para dar paraminofenol, metaminofenol y ortoaminofenol, respectivamente; las alquil y aril aminas reaccionan similarmente. Así la hidroquinona con metilamina y anilina dan p-metilaminofenol y N,N'-difeníl-p-fenildiamina, respectivamente.



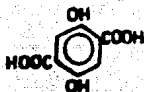
Los DHBs sufren la reacción de Riemer-Tiemann. El catecol reacciona con cloroformo bajo condiciones alcalinas para dar una mezcla de aldehídos: el 3,4-dihidroxibenzaldehído y el 2,3-dihidroxibenzaldehído, respectivamente. La vainillina (4-hidroxí-3-metoxibenzaldehído) y la etilvainillina (3-etoxí-4-hidroxibenzaldehído) pueden prepararse del guayacol y el guetol, respectivamente, siguiendo la reacción con ácido glioxílico en un medio alcalino; el ácido mandélico sustituido que se forma es oxidado catalíticamente al correspondiente aldehído sustituido.



Los DHBs sufren la carboxilación de Kolbe-Schmidt por la reacción con dióxido de carbono con sus sales alcalinometálicas. La hidroquinona da ácido gentísico (ácido 2,5-dihidroxibenzoico) y ácido 2,5-dihidroxitereftálico. El resorcinol da ácido B-resorcílico (ácido 2,4-dihidroxibenzoico) y ácido y-resorcílico (ácido 2,6-dihidroxibenzoico).

La hidroquinona, el resorcinol, y el catecol reaccionan con formaldehído bajo condiciones ácidas y básicas para dar derivados metilólicos que sufren condensaciones para dar productos condensados de alto peso molecular. Sin embargo, el resorcinol, que tiene la reactividad más alta de los tres, es el más usado en esta reacción; en realidad, es aquí donde en cuenta su mayor aplicación.

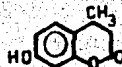
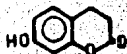
Los DHBs se unen rápidamente con sales de arildiazono para dar componentes azo y diazo, las cuales se emplean en tintas y artes gráficas. Los dihidroxibencenos son hidrogenados catalíticamente a fin de producir los correspondientes ciclohexanodíoles.





En el caso del resorcinol, la hidrogenación puede limitarse a la 1,3-ciclohexanodiona.

Los derivados del cumarín son obtenidos rápidamente por la condensación de resorcinol con ácido málico para dar umbeliferon (7-hidroxi-2H-1-bencenopirano-2-ona) y con acetoacetato de etilo para dar B-metilumbeliferon (7-hidroxi-3-metil-2H-1-bencenopirano-2-ona).



2.4 EMPLEOS Y APLICACIONES DE LA HIDROQUINONA

Debido al intenso desarrollo de la industria, la hidroquinona ha encontrado en los tiempos actuales diversos empleos y aplicaciones a un nivel verdaderamente insospechado en los variados campos de los bienes y servicios.

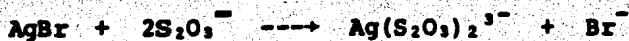
Entre las principales aplicaciones que a primera instancia a parecen en orden decreciente de importancia estan las siguientes: directamente como y/o para la fabricación de revelados fotográficos, adhesivos de llantas y maderas, antioxidantes y antiozonizantes de hules, inhibidores en polimerizaciones, absorbentes de la región ultravioleta, abrillantadores ópticos, materiales colorantes y derivados para otros distintos empleos a una escala mucho más reducida.

El primer uso considerado como verdaderamente importante en gran escala de la hidroquinona es en la revelación fotográfica y en las artes gráficas.

En el año de 1880 la hidroquinona había sido descrita por Abney como un poderoso agente revelador por primera vez en ciertas investigaciones hechas al respecto.

Una película fotográfica consiste en una emulsión de yoduro y bromuro de plata dispersa en gelatina y dispuesta sobre una película ó placa de un medio transparente de vidrio, nitrato ó acetato de celulosa. Expuestas al contacto de la luz estas sales de plata se reducen a plata metálica. Esta reducción se lleva a cabo en una pequeña extensión, y durante el breve lapso de tiempo que dura la exposición, y que a su vez

es proporcional a la intensidad de la luz de la imagen que se encuentra proyectada sobre la emulsión. La imagen latente e invisible producida sobre los granos de plata se revela con ciertos reductores orgánicos, tales como la hidroquinona. En aquellas zonas de la película en donde la reducción inicial durante la exposición ha sido más intensa, progresará más una segunda reducción efectuada por los reductores orgánicos. Debido a ello, el negativo quedará "ennegrecido" por la plata metálica en aquellas partes en que la luz de la imagen original sea más intensa. A continuación, se procede a eliminar del negativo las sales de plata residuales, ya que de lo contrario se reducirían también a plata metálica cuando aquél se exponga a la luz. Esto se realiza mediante un proceso llamado fijado: se sumerge el negativo en una disolución de hiposulfato ó tiosulfato sódicos que disuelven a los haluros de plata por medio de formaciones de iones complejos en la siguiente forma:



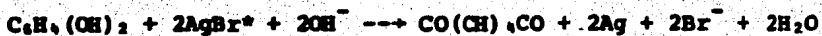
La función de un revelador es convertir en plata metálica a los haluros de plata que se han expuesto a la luz.

Un revelador debe ser ante todo un agente químico reductor. La plata en un haluro existe en forma iónica y su conversión a plata metálica debe involucrar la adquisición para cada ión plata de un electrón; por lo tanto los agentes reductores en general y los reveladores en particular funcionan como donadores de electrones. Existe un largo número de agentes reductores que convierten el haluro de plata en plata metálica pero pocos comparativamente diferencian satisfactoriamente entre un haluro de plata expuesto ó in~~ex~~puesto. Ciertos agentes reveladores acertados usados en forma común son por lo general derivados del benceno, en el cual dos ó más hidrógenos han sido reemplazados por grupos hidróxi, amino, etc. Estos hidrógenos están en forma normal colocados en posiciones para, tal como en la hidroquinona, pudiendo también estar en posiciones orto.

La hidroquinona, que es estabilizada por el sulfato de sodio en solución buffer, reduce los granos del haluro de plata expuestos en la emulsión fotográfica a gran velocidad, suministrando una imagen fina y de altos contrastes.

Se han hecho infinidad de intentos para determinar la característica esencial que distingue a un agente revelador adecuado de otros agentes reductores. Se habla de que algunos agentes reductores son más activos en los electrones de enlace de los iones plata que otros. Una propiedad que puede ser medida exactamente y se conoce como potencial de reducción ó potencial REDOX parece ser la respuesta. Cuando el potencial

REDOX es muy negativo, todos los granos de plata son reducidos, expuestos ó inexpuestos, igualmente. Cuando es muy positivo, existe la dificultad para reducir hasta los granos expuestos. Se ha llegado a pensar que un agente reductor sería un revelador fotográfico si su potencial REDOX cae dentro de ciertos límites, pero eso no está aún plenamente confirmado. El sistema REDOX hidroquinona-quinona encuentra utilidad en los procesos fotográficos. Cuando se exponen a la luz los minúsculos granos de haluro de plata de una emulsión fotográfica, se produce una forma especial activada y estable del bromuro de plata; la activación produce aparentemente cierta clase de efectos cristalinos. Posteriormente cuando se ha revelado la emulsión, la misión del revelador es la de reaccionar con los cristales del haluro de plata activado, reduciéndolos a plata metálica más rápido que a los cristales ordinarios y no activados. El revelador puede ser una disolución acuosa alcalina de hidroquinona y de sulfato sódico. La reacción de este proceso es la siguiente:



El bromuro de plata no reducido se elimina posteriormente con tiosulfato sódico (fijador) y la plata metálica finamente dividida que queda en la emulsión da a los negativos fotográficos su aspecto conocido. El sulfito sódico del revelador tiene varias funciones, una de ellas es servir de antioxidante.

En conjunto con uno de sus derivados, metol (p-metilaminofenol) ó con fenotidiona (1-fenol-3-pirazolidinona), la hidroquinona se utiliza como revelador en las artes gráficas, como por ejemplo en la litografía, el fotograbado y el retrograbado. Así como también para películas de rayos X a nivel de medicina e industria.

Se utiliza en la preparación de intermedios para reveladores diazo, en reveladores de composiciones fototermográficas de color en procesos secos, en reveladores fotográficos de cambio de color, en reveladores de composiciones fotográficas de impresión por calor, en la composición de fotorresistencias para circuitos eléctricos impresos y como revelador en procesamientos rápidos de halogenuros de los denominados reflejados.

En lo concerniente a la industria hulera encuentra aplicaciones como adhesivo de llantas y hules, e inclusive como agente vulcanizante para hules fluorados.

Asimismo otro uso verdaderamente importante está en la manufactura de antioxidantes y antiozonizantes del hule, inhibidores en monómeros y antioxidantes para productos alimenticios

os, aunque este último aspecto ha ido decreciendo debido a normas de anticontaminación.

Sin embargo, se considera necesario hablar de tales características. La hidroquinona es bastante bien conocida como un poderoso antioxidante para grasas y aceites. Diversos experimentos en las ramas alimenticias y farmacéuticas han demostrado que posee un valor definitivo en la protección de la vitamina A contenida en la leche y los aceites vegetales. Debido a estos motivos se empleó y se sigue empleando en algunas partes del mundo para proteger y estabilizar a la vitamina A en el aceite de pescado, a las vitaminas D y E, al B-caroteno y a varios antibióticos en los alimentos.

Cuando se usa como inhibidor en reacciones de polimerización, aparentemente actúa rompiendo cadenas de reacción, y ella misma sufre oxidaciones en el proceso. Más detalles de esta teoría han sido presentados por Alyea y otros en un estudio del uso de la hidroquinona como un inhibidor en la polimerización del metacrilato de metilo por catálisis con peróxido. También se ha empleado en ungüentos, así como agente blanqueador y despigmentador. Y es considerado como un buen agente antiempumante en las impresiones con tintas.

Ha encontrado aplicaciones y empleos como estabilizador en la decoración de losas cerámicas y vidrios. Al igual como en compuestos de revestimientos para hules, rocas y textiles.

Usos más recientes han sido encontrados en la estabilización de pinturas y barnices, en la prolongación de la vida útil de

los baños de cera de las parafinas. Igualmente para prevenir y remover las posibles decoloraciones que puedan sufrir los combustibles de motor y los aceites.

3.- ANALISIS DE MERCADO

3.1 INTRODUCCION

En el presente capítulo se realizará el análisis del mercado tanto nacional como internacional de la hidroquinona.

Se presentarán también a los principales proveedores de hidroquinona en el mundo y se analizará la tendencia de los consumidores de este producto en Latinoamérica.

3.2 OFERTA

En México, no existe producción de hidroquinona, por lo que el total de este producto, consumido en nuestro país, se obtiene por importación, lo cual significa una considerable pérdida de divisas, además de una gran cantidad de tiempo en la consecución de los correspondientes permisos de importación y traslado del producto desde el país de origen.

Desde el año de 1974, año en que se tomó el punto de partida para el presente estudio, se sabe que los principales oferentes para México han sido Estados Unidos (el cual cubre 60 % del mercado nacional aproximadamente), Francia y Alemania Occidental.

En menor escala se realizan importaciones de China, Japón, el Reino Unido y Bélgica.

3.3 DEMANDA

La cantidad de hidroquinona consumida en México, que como se

mencionó anteriormente proviene íntegramente de importaciones, se muestra a continuación:

AÑO	CANTIDAD (Kg)
1974	244,317
1975	122,751
1976	244,854
1977	181,921
1978	369,384
1979	222,728
1980	419,973
1981	383,728
1982	401,169
1983	307,466
1984	683,250

Estas cifras fueron obtenidas de los anuarios estadísticos de la Secretaría de Programación y Presupuesto, publicados por el Instituto Mexicano de Comercio Exterior.

La fracción arancelaria a través de la cual se llevaron a cabo las importaciones es la 29.06.A.014.

Como puede observarse en los datos anteriores, a pesar de altibajos, y sobre todo en los años posteriores a las fuertes devaluaciones sufridas por nuestra moneda (1976 y 1981), el

incremento en el consumo nacional de hidroquinona es constante.

3.4 ORIGEN DE LAS IMPORTACIONES

Como se mencionó anteriormente, los países abastecedores de hidroquinona para México son Estados Unidos, Francia, Alemania principalmente, y en menor escala China, Japón y otros. Las cantidades se presentan en la siguiente tabla:

AÑO	LUGAR DE PROCEDENCIA	VOLUMEN (Kg)
1974	Alemania Occidental	46
	Bélgica-Luxemburgo	166
	Dinamarca	1,000
	Francia	71,839
	Japón	2,240
	Reino Unido	2,255
	U.S.A	166,551
1975	Alemania Occidental	5,808
	Bélgica-Luxemburgo	3,000
	China	500
	Francia	24,000
	Japón	5,500
	Reino Unido	275
	U.S.A	83,668

AÑO	LUGAR DE PROCEDENCIA	VOLUMEN (Kg)
1976	Alemania Occidental	17,500
	Bélgica-Luxemburgo	3,500
	China	2,000
	Dinamarca	5,000
	Francia	39,000
	Japón	8,500
	U.S.A	169,354
1977	Alemania Occidental	7,500
	Bélgica-Luxemburgo	3,900
	China	3,000
	Dinamarca	3,000
	Francia	10,000
	Japón	8,000
	Países Bajos	1,000
U.S.A	145,521	
1978	Alemania Occidental	7,501
	Dinamarca	10,000
	Francia	46,500
	Japón	138,000
	U.S.A	167,383

AÑO	LUGAR DE PROCEDENCIA	VOLUMEN (Kg)
19 79	Alemania Occidental	5,963
	Bélgica-Luxemburgo	2,000
	China	3,000
	Francia	76,000
	Japón	51,001
	Países Bajos	5,000
	U.S.A	76,264
19 80	Alemania Occidental	7,500
	Bélgica-Luxemburgo	5,000
	China	4,000
	Dinamarca	1,000
	Francia	103,540
	Japón	78,003
	Países Bajos	2,000
U.S.A	158,980	
19 81	Alemania Occidental	12,800
	Bélgica-Luxemburgo	18,760
	China	7,000
	Dinamarca	4,000
	Francia	77,370
	Japón	17,265
	U.S.A	246,533

AÑO	LUGAR DE PROCEDENCIA	VOLUMEN (Kg)
1982	Alemania Occidental	6,060
	Bélgica-Luxemburgo	4,500
	Dinamarca	2,500
	Francia	60,000
	Japón	83,308
	Países Bajos	3,000
	U.S.A	239,101
1983	Alemania Occidental	70,850
	Dinamarca	3,000
	Francia	60,000
	U.S.A	173,616
1984	Alemania Occidental	27,548
	Bélgica-Luxemburgo	134,712
	Francia	216,040
	U.S.A	225,000

3.5 DISTRIBUCION GEOGRAFICA DE LA DEMANDA

En base al consumo nacional de hidroquinona del año de 1984, la distribución geográfica de la demanda es como se muestra a continuación:

Zona Metropolitana	63%
Zona Centro	9%
Zona Norte	26%
Zona Occidente	1%
Resto del País	2%
TOTAL	100%

Las zonas se encuentran formadas como sigue:

Metropolitana: D.F. y Estado de México

Centro: Puebla y San Luis Potosí

Norte: Jalisco, Nuevo León y Tamaulipas

Occidente: Michoacán

Como puede observarse, las industrias ubicadas en la Zona Metropolitana son las que muestran un mayor consumo de hidroquinona, en su mayor aplicación, que es como revelador fotográfico. Así como las empresas de resinas poliméricas, que lo usan como inhibidor de polimerización.

3.6 EXPORTACIONES

En la actualidad, todo proyecto de inversión debe considerar como un punto importante, la posibilidad de realizar exportaciones en su programa de ventas, ya que ello permite, entre otras ventajas, contar con las divisas necesarias para los requerimientos de pagos al exterior. Así, de esta manera, se cuenta con la capacidad de hacer frente a pagos debidos a productos de importación para el buen funcionamiento de la planta productiva, así como para realizar pagos por concep-

to de amortización de créditos contratados en moneda extranjera, el pago de regalías a tecnólogos, ó cualquier otra necesidad de pagos al exterior.

Adicionalmente, se atiende a un mercado más amplio, lo cual permite aumentar los ingresos y la capacidad de operación de la planta, aprovechando mejor las economías de escala.

Por todo lo anterior, se analizaron detalladamente las posibilidades de exportación de hidroquinona.

En base a las investigaciones realizadas através de los anuarios de comercio exterior de los países de América Latina obtenidos del Instituto Mexicano de Comercio Exterior, Sudamérica aparece como un importador potencial de hidroquinona, ya que no cuenta con una producción propia de este producto. Las cantidades de hidroquinona importadas por Argentina, Brasil, Colombia, Perú y Venezuela (los principales países importadores de este producto en la región) son las siguientes en esta tabla:

AÑO	PAIS IMPORTADOR	VOLUMEN (Kg)
1978	Argentina	232,192
	Brasil	495,885
	Colombia	205,220
	Perú	285,729
	Venezuela	220,330
	TOTAL	1,439,356

AÑO	PAIS IMPORTADOR	VOLUMEN (Kg)
1979	Argentina	240,928
	Brasil	660,457
	Colombia	182,220
	Perú	320,312
	Venezuela	212,153
	TOTAL	1,616,070
1980	Argentina	392,320
	Brasil	588,361
	Colombia	262,319
	Perú	254,181
	Venezuela	282,292
	TOTAL	1,779,474
1981	Argentina	189,315
	Brasil	670,787
	Colombia	257,584
	Perú	301,872
	Venezuela	300,112
	TOTAL	1,719,670

AÑO	PAIS IMPORTADOR	VOLUMEN (Kg)
1982	Argentina	292,112
	Brasil	567,741
	Colombia	326,392
	Perú	483,112
	Venezuela	342,150
	TOTAL	2,011,507

3.7 PROYECCIONES

Este inciso se considera como un resultado del análisis del mercado y soportado por bases técnicas aplicadas a las tendencias históricas marcadas, indica como será la posible situación en el mercado de la demanda de hidroquinona en años siguientes.

En la gráfica 3.1 se muestran los resultados trazados del consumo nacional, así como las curvas de regresión lineal y logarítmica. Estas curvas de regresión se realizaron por el método de mínimos cuadrados. Los valores trazados se muestran en la siguiente tabla:

AÑO	CONSUMO DE HIDROQUINONA (Kg)		
	REAL	LINEAL	LOGARITMICA
1974	244,317	161,200	167,996
1975	122,751	192,625	186,166
1976	244,854	224,049	206,289
1977	181,921	255,473	228,576

AÑO	REAL	LINEAL	LOGARITMICA
1978	369,384	286,898	253,257
1979	222,728	318,322	280,590
1980	419,973	349,746	310,856
1981	383,728	381,771	344,369
1982	401,169	412,595	381,475
1983	307,466	444,019	422,557
1984	603,250	475,443	468,040

Se hizo un tratamiento similar del consumo para Latinoamérica y se presenta en la gráfica 3.2. Los valores trazados se presentan en la siguiente tabla:

CONSUMO DE HIDROQUINONA (Kg)

AÑO	REAL	LINEAL	LOGARITMICA
1978	1,439,350	1,463,635	1,395,901
1979	1,616,070	1,588,425	1,501,894
1980	1,779,474	1,713,215	1,615,876
1981	1,719,670	1,838,000	1,738,443
1982	2,011,057	1,962,796	1,870,238

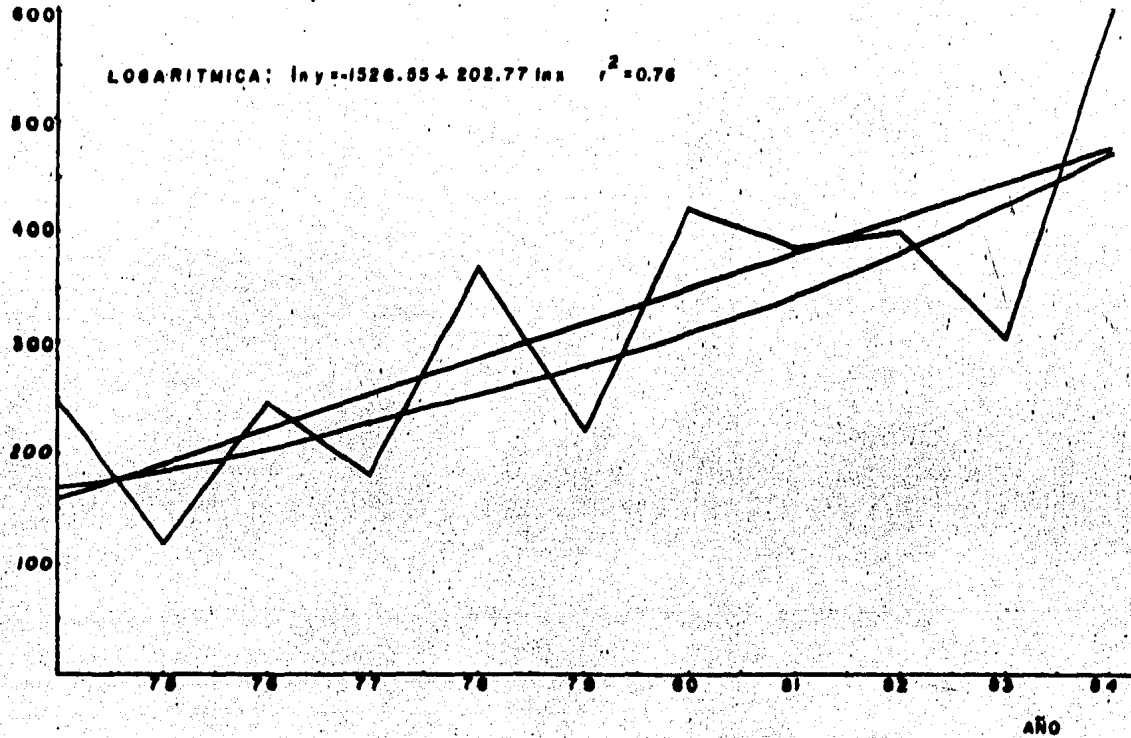
De acuerdo a los valores del coeficiente de correlación obtenidos e indicados en las gráficas 3.1 y 3.2 y a la tendencia de las curvas, se puede decir que la curva que mejor se ajusta a los datos reales de los consumos tanto nacional como internacional (sudamericano) es la de la regresión lineal.

CONSUMO NACIONAL

TONS.

LINEAL: $y = -61870367.60 + 31424.30x$ $r^2 = 0.77$

LOGARITMICA: $\ln y = -1526.55 + 202.77 \ln x$ $r^2 = 0.76$

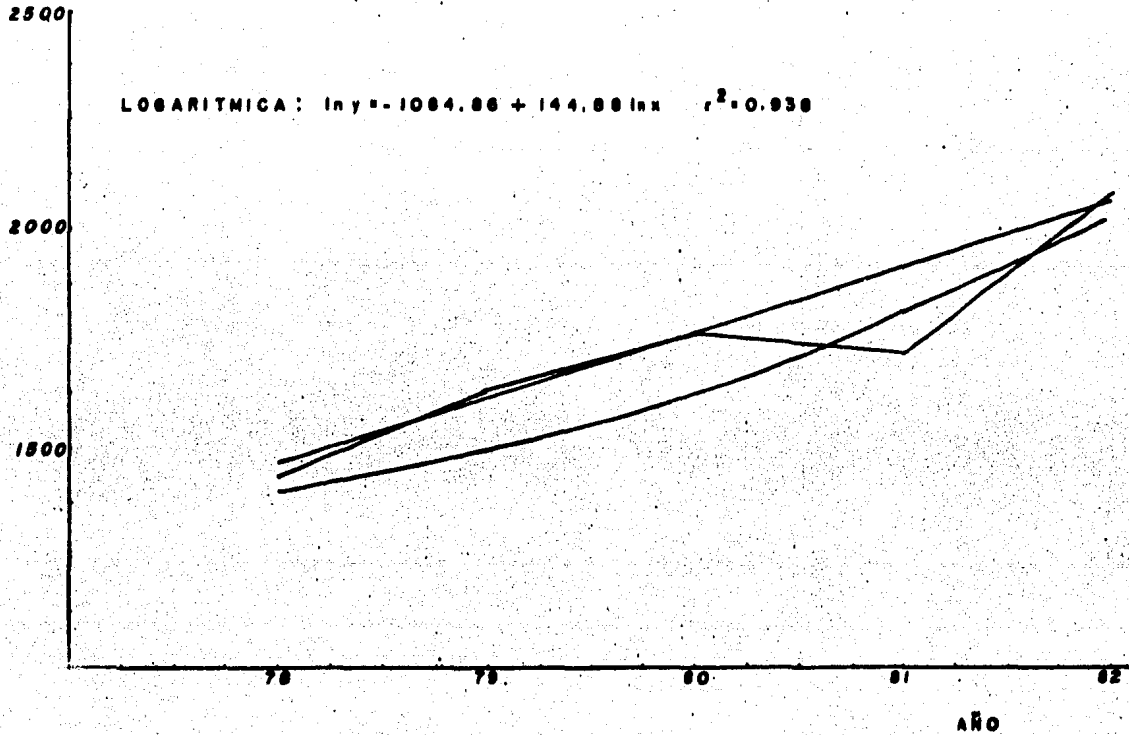


CONSUMO SUDAMERICANO

TONS.

LINEAL : $y = -245371380.60 + 124790.20x$ $r^2 = 0.935$

LOGARITMICA : $\ln y = -1084.86 + 144.88 \ln x$ $r^2 = 0.938$



De acuerdo a lo mencionado en el párrafo anterior, se tomó de base en la evaluación del consumo futuro a la ecuación obtenida de la regresión lineal. Los valores son:

AÑO	DEMANDA NACIONAL	DEMANDA SUDAMERICANA
1986	538,292	2,461,957
1987	569,710	2,586,747
1988	610,140	2,711,537
1989	632,564	2,836,327
1990	663,989	2,961,117
1991	695,613	3,085,907
1992	726,837	3,210,698
1993	758,262	3,335,488
1994	789,686	3,460,270
1995	821,110	3,585,068

3.8 CAPACIDAD DE LA PLANTA

Conforme se detalla en el inciso anterior, se contempla la creación de una planta con una capacidad de producción de 1,500 Toneladas por año. Con esta capacidad se pretende cubrir el mercado nacional al 100% y el mercado sudamericano al 20%. Esto es factible por los incentivos proporcionados por la Asociación Latinoamericana de Integración (ALADI). Se cubre lo siguiente en cuanto a ventajas:

- Aumento de los ingresos por la captación de divisas
- Aumento de la capacidad de operación de la planta
- Pago de compromisos al extranjero por divisas obtenidas

- Mejora en la participación de la Industria Química en la Balanza Comercial del país
- Nuevas fuentes de empleo para profesionistas y obreros
- Integración nacional al emplear insumos del país

3.9 PRECIOS

Dado que en México no hay producción de hidroquinona, esta se obtiene por importaciones. Ya que el principal oferente es Estados Unidos, el precio al que se compra es similar al del mercado interno de dicho país. Además, se puede considerar como el precio internacional.

El precio de lista actual de la hidroquinona en el mercado estadounidense en tambos de 50 Kg es de 2.54 U.S.Dlls/lb para la hidroquinona grado fotográfico y de 2.19 U.S.Dlls/lb para la hidroquinona grado técnico (O.P.D., junio de 1985). Con una paridad de 400 pesos por dólar, el precio de flete y el arancel que paga la hidroquinona al ser producto de importación se tiene lo siguiente:

Cálculo del costo de 1 Kg de hidroquinona grado fotográfico

$$2.54 \text{ Dlls/lb} = 5.6 \text{ Dlls/Kg} = 2,240 \text{ \$/Kg}$$

	(\$/Kg)
Valor en U.S.A	2,240.00
Advalorem (10%)	224.00
3% de Advalorem	6.72
Flete	112.00
TOTAL	2,582.72

Esta última cantidad, es el precio mínimo al que se puede obtener la hidroquinona grado fotográfico, por medio de importaciones directas.

Cálculo del costo de 1 Kg de hidroquinona grado técnico

2.19 Dlls/lb = 4.30 Dlls/Kg = 1,931.58 \$/Kg

	(\$/Kg)
Valor en U.S.A	1,931.58
Advalorem (10%)	193.16
3% de Advalorem	5.80
Flete	96.58
TOTAL	2,227.11

El precio de venta de la hidroquinona a producirse por el proyecto es el mismo que el precio del mercado internacional. Esto significa una disminución considerable con respecto al precio al que se consigue actualmente, puesto que se suprimen los precios ocasionados por el flete y arancel de importación.

PROYECCION DE LA DEMANDA

NACIONAL

TONS.

800

700

600

86

87

88

89

90

91

92

93

94

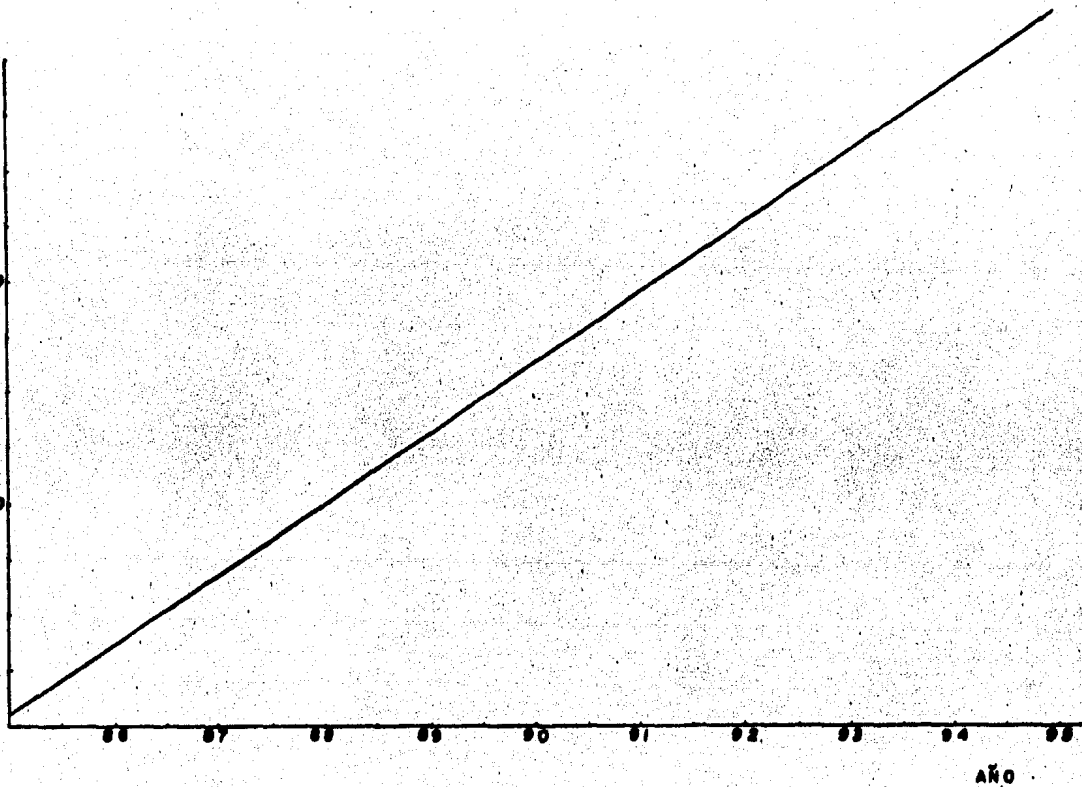
95

AÑO

GRAFICA 3.3

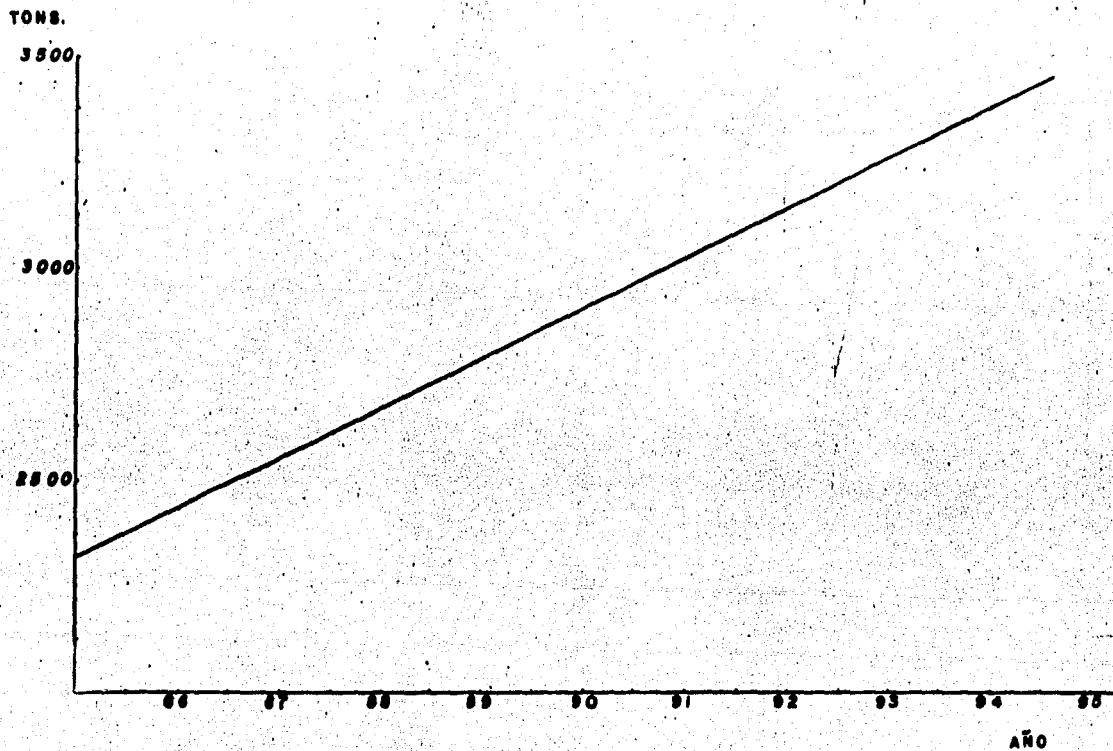
TESIS

1986



PROYECCION DE LA DEMANDA

SUDAMERICANA



3.10 LOCALIZACION DE LA PLANTA

La localización del proyecto es de tan gran importancia que merece atención especial en la evaluación del mismo.

Por lo tanto, se deberá hacer una investigación completa y detallada de todos los factores que puedan afectar a la decisión.

Una solución satisfactoria es la de comparar la disponibilidad, conveniencia y costos de todos los elementos principales de la instalación que puedan variar de un lugar a otro:

- A) Materias primas y auxiliares
- B) Transporte
- C) Combustible
- D) Transporte de combustible a la planta
- E) Energía eléctrica
- F) Mano de obra
- G) Transporte de los productos acabados al mercado

A todo esto deben sumarse las decisiones de tipo "político", ó sea, aquellas derivadas del decreto emitido el Viernes 2 de febrero de 1979 por el que se establecen zonas geográficas para la ejecución del programa de estímulos para la desconcentración territorial de las actividades industriales, previsto en el Plan Nacional de Desarrollo.

Tomando en cuenta a todo lo mencionado en la parte anterior, se considera que el proyecto de la fabricación de hidroquinona podría localizarse de manera inmejorable en la ciudad de

Altamira, en el estado de Tamaulipas.

Los factores concretos que han sido tomados en cuenta son los siguientes:

- 1) La ciudad de Altamira, Tamaulipas se clasifica en el Plan de Desarrollo Industrial como Zona I de Prioridades Estatales, obteniéndose los siguientes beneficios:
 - a) En la Zona I se aplicarán en forma preferente los estímulos fiscales, apoyos crediticios, precios diferenciales de energéticos y productos petroquímicos básicos, tarifas preferenciales de servicios públicos y los demás estímulos que determine el Ejecutivo Federal para el fomento a la desconcentración y desarrollo industrial.
 - b) La Secretaría de Asentamientos Humanos y Obras Públicas atenderá prioritariamente las necesidades de ampliación y complementación de infraestructura y equipamientos urbanos que exija el desarrollo industrial de la Zona.
- 2) El lugar designado para la instalación de la planta se localiza en un lugar óptimo para la recepción de las materias primas, debido a la vecindad con las diversas empresas productoras.
- 3) La zona cuenta con una amplia y sólida infraestructura de servicios de energía eléctrica, combustible, gas natural, agua y otros.
- 3) Se cuenta con diversas vías de comunicación, lo cual facilita su posible contacto con los distintos centros de consumo considerados (nacionales e internacionales).

4.- ANALISIS TECNICO

4.1 PROCESOS PARA PRODUCIR HIDROQUINONA

Existen en realidad formas suficientes para la producción de hidroquinona a partir de las más variadas materias primas.

Sin embargo, la mayoría sólo pueden llevarse a cabo bajo estrictas y controladas condiciones en el laboratorio, ó bien, su rendimiento es sumamente pobre.

Para considerar a un método de producción como factible a escala industrial, se deben de tomar en consideración diversos factores y argumentos que sería muy largo de enumerar.

Baste saber que en la industria se tienen a tres procesos como los principales para producir hidroquinona, tanto de grado técnico como de grado fotográfico:

- 1) Producción de hidroquinona a partir de fenol
- 2) Producción de hidroquinona a partir de p-DIPB
- 3) Producción de hidroquinona a partir de anilina

En este capítulo se dará una breve introducción a los fundamentos y características principales de cada uno de ellos.

Luego se hará una selección en la cual se elegirá al más factible, tomando en cuenta los alcances del proyecto y sus particularidades. Por último, ya hecha la selección del proceso que se considere adecuado, se describirá detalladamente.

4.1.1 PRODUCCION DE HIDROQUINONA A PARTIR DE FENOL

Este proceso parte de una hidroxilación selectiva de fenol para producir hidroquinona y pirocatecol.

Se encontró que la adición de un ácido mineral en cantidades catalíticas, hace del peróxido de hidrógeno un agente fuertemente oxidante por la formación del ión peroxonio. Diversos estudios cinéticos han proporcionado datos acerca de lo mencionado anteriormente. También se encontró que la selección del ácido determina la relación pirocatecol/hidroxibencenos.

La conversión de hidroquinona aumenta conforme sea más fuerte el ácido A-H, y decrece conforme el anión conjugado A^- es más nucleofílico. Finalmente en todos los casos, los rendimientos de hidroxibencenos se encuentran en un rango de 85 a 90%, basándose en el peróxido de hidrógeno. Sin embargo se tuvo que hacer uso de una alta relación fenol/peróxido de hidrógeno.

Ya han sido montadas diversas plantas industriales utilizando este proceso. Se utiliza ácido perclórico como catalizador introduciéndose en su forma azeotrópica (65% en agua). Por seguridad, el peróxido de hidrógeno debe ser alimentado cuando la reacción ocurra, esto es, hay que evitar cualquier posible acumulación. Si existiera dicha acumulación, los reactivos formarían una mezcla que puede llegar a ser explosiva. Este proceso consta de las siguientes etapas:

REACCION

Las cantidades estequiométricas y de exceso necesarias de ácido fosfórico, ácido perclórico, peróxido de hidrógeno y fenol se cargan en el primero de tres reactores de acero inoxidable en serie. El ácido fosfórico se emplea para neutralizar a las sales metálicas, pues pueden modificar la hidroxilación iónica, repercutiendo en un bajo rendimiento.

La temperatura debe mantenerse en 90°C, por medio de enfriamiento con agua a 55°C. Cada reactor es agitado continuamente a fin de controlar la dispersión del reactante y la transferencia de calor. Aunque la reacción es exotérmica y produce 66 Kcal por mol de peróxido, solamente se necesita un intercambio de calor con recirculación, puesto que el 80% de la transformación del peróxido de hidrógeno se lleva a cabo en el primer reactor.

LAVADO

Los ácidos perclórico y fosfórico deben extraerse de la mezcla por un lavado con agua a 45°C para prevenir una posible formación de "breas". Estas "breas" suelen depositarse en los equipos de las destilaciones subsecuentes. Al añadir pequeñas cantidades de diisopropil éter se logra una excelente separación de la fase acuosa. La columna de lavado es una columna del tipo de platos perforados. Finalmente, después de la neutralización y destilación, esta fase acuosa se desecha.

DESHIDRATACION

La fase orgánica se alimenta a una columna de deshidratación que trabaja a presión atmosférica. Para este punto del proceso se tienen azeótropos (agua-éter y agua-fenol), que se destilan, enfrían y decantan, para recircularse finalmente a la columna de lavado.

PRECONCENTRACION

La fase orgánica es destilada a presión atmosférica en una columna cuya temperatura de fondo es de 200°C a fin de prevenir una probable degradación del fenol. El vapor del fenol se condensa a 182°C para producir vapores de 45 atm y precalentar a la alimentación de la columna de deshidratación. Cuando la mezcla deja los fondos de la columna su punto de cristalización es de 70°C. Si hay cristalización, se deberá calentar la mezcla a 170°C, que es el punto de fusión de la hidroquinona. Las tuberías y uniones en esta parte del proceso deberán enchaquetarse para manejar vapor de 12 atm y evitar así una posible cristalización de las mezclas fenólicas.

SEPARACION DE BREAS

Las breas provenientes de la preconcentración se separan en un vaporizador Sames-Reuther que opera a una temperatura de

230°C en el fondo de una columna de destilación que opera a una presión de 0.06 atm.

CONCENTRACION

Generalmente la mezcla que es trasvasada a esta sección tiene una concentración de 50% de fenol, 30% de pirocatecol y 20% de hidroquinona. En esta columna el fenol, que principalmente se encuentra para asegurar una cristalización mínima, es destilado a 0.06 atm. Todos los elementos y tuberías de esta columna y de la siguiente deberán estar perfectamente sellados con el objeto de evitar una posible entrada de aire. Esto provocaría una oxidación de la hidroquinona. Asimismo, las juntas y las tuberías deberán enchaquetarse y manejar un vapor de 12 atm para evitar cualquier cristalización.

SEPARACION DE FENOLES

El pirocatecol se separa por la parte superior de una columna Sulzer a 165°C y 0.08 atm de presión, y es enfriado con giloterm hasta 115°C para finalmente alimentarse a una máquina escamadora enfriada con agua. El vapor de hidroquinona se separa a 200°C de temperatura y 0.08 atm, para luego enfriarse a 175°C con giloterm, disolviéndose finalmente en agua y recristalizarse.

La hidroquinona obtenida es de grado fotográfico.

4.1.2 PRODUCCION DE HIDROQUINONA A PARTIR DE p-DIISOPROPILBENCENO

Este método se basa en una alquilación. Es relativamente nuevo y usa p-diisopropilbenceno como materia prima en lugar de la técnica convencional anilina-quinona-hidroquinona. Prometí a ventajas en cuanto a contaminación y a menos subproductos, que serían a su vez más comerciales. El proceso se divide en tres grandes etapas:

ALQUILACION

Se lleva a cabo en un reactor de lecho mezclado, al cual se alimenta propileno y cumeno recirculado. Se produce no solamente p-diisopropilbenceno (p-DIPB), sino también o-DIPB y m-DIPBs junto con trisopropilbencenos (TIPBs).

El p-DIPB se purifica y se almacena en un proceso posterior y los o-DIPB, m-DIPB y TIPBs se recuperan por destilación y se envían a un reactor transalquilador. Estos materiales reaccionan con benceno para producir cumeno, el cual se recircula al alquilador. Se usa en ambos reactores un catalizador de sílica y aluminio.

Esta secuencia, que se considera de una alta eficiencia, puede modificarse para usar cumeno comprado como alimentación, ó bien, desplazar el equilibrio hacia el cumeno, controlando la relación pDIPB/transalquilables. Si el costo del cumeno comprado es mayor que el del cumeno producido por la transalqui-

lación, la compra de cumeno se minimiza, maximizando la producción de los transalquilables. Cuando los precios del propileno y del benceno son desproporcionadamente mayores que el precio del cumeno, la producción de transalquilables se minimiza y es conveniente comprar más cumeno.

Los subproductos ligeros y pesados se usan como combustibles ó se venden. Los ligeros provienen principalmente de las impurezas del propano que está presente en la alimentación de propileno.

OXIDACION

El p-DIPB, después de una adición caústica, es oxidado hasta p-diisopropilbenceno dihidroperóxido (DIX). Inmediatamente después se centrifuga para separar el agua de la corriente de salida y así se tiene una eficiente operación de separación. El DIX se purifica por cristalización y se recupera con un filtro rotatorio al vacío. El producto que se obtiene se disuelve en acetona y se transfiere continuamente al proceso subsecuente. Cabe aclarar que en ningún momento se almacena DIX.

El filtrado, conteniendo grandes cantidades de p-DIPB sin reaccionar y monohidroperóxido (MOX), se recircula al reactor de oxidación. Este ciclo se complementa con la purificación de los filtrados antes de regresar al reactor.

SEPARACION

Se adiciona ácido sulfúrico en un reordenador, a fin de que la solución de DIX/acetona produzca, por medio de una reacción de partición, hidroquinona y acetona. El ácido se neutraliza con amoníaco, con lo cual se produce sulfato de amonio, el que es recuperado posteriormente como un subproducto salino. La acetona se recupera de la mezcla de reacción por medio de una destilación. Parte de esta acetona se recicla al tanque de disolución de DIX. El producto pasa através de una última columna para su purificación.

La hidroquinona, libre de acetona, es disuelta en agua y benceno para remover impurezas. Posteriormente se concentra por evaporación y cristalización. Un centrifugador produce una disminución en la humedad de la hidroquinona a menos del 15%, y un secador lleva al producto a menos de 1% de humedad. Este secador emplea una atmósfera de nitrógeno, ya que una atmósfera de oxígeno, combinada con calor y agua, podría degradar a la hidroquinona.

4.1.3 PRODUCCION DE HIDROQUINONA A PARTIR DE ANILINA

Este proceso toma como principio la sulfatación de la anilina y la oxidación del sulfato de anilina producido, para finalmente reducir a la quinona resultante en hidroquinona.

Primeramente se hace la conversión de la anilina a quinona. Y

para esto se efectúan dos reacciones consecutivas: sulfatación y oxidación.

La sulfatación se realiza con anilina y ácido sulfúrico. La oxidación se hace con dióxido de manganeso y ácido sulfúrico, y por supuesto, el sulfato de anilina de la reacción anterior. Es posible realizar estas reacciones en una sola etapa. Sin embargo, la formación del sulfato de anilina debe realizarse con un enorme grado de control. Así, los mejores productos se obtienen si el sulfato de anilina se agrega a la mezcla de oxidación, en vez de adicionar la mezcla de oxidación al sulfato de anilina. Von Bramer y Ruggles descubrieron que la adición gradual de sulfato de anilina y dióxido de manganeso provoca diversas ventajas al proceso.

En ocasiones se emplea bicarbonato de sodio como agente oxidante, y la quinona es reducida a hidroquinona con dióxido de azufre. Sin embargo, el agente oxidante más empleado es el dióxido de manganeso y el agente reductor más común es el hierro. Las principales fases se describen a continuación:

SULFATACION

En un reactor de acero inoxidable equipado con un serpentín y agitador, se alimentan ácido sulfúrico, agua y anilina para que por medio de una reacción de oxidación a temperatura ambiente controlada se obtenga sulfato de anilina.

OXIDACION

En un reactor de acero inoxidable equipado con un serpentín y agitador se lleva a cabo la oxidación del sulfato de anilina a quinona con dióxido de manganeso en ácido sulfúrico a una temperatura de 5°C. Por lo general, se utiliza pirolusita como material que contenga al dióxido de manganeso. El tiempo en realizar la reacción es función de la calidad del mineral, y puede variar en periodos de hasta 24 horas. Por lo común, este tiempo oscila entre 4 y 8 horas.

Una vez que ha totalizado la reacción, el ácido sulfúrico sobrante se neutraliza con cal hidratada.

SEPARACION

La quinona se separa del resto de la mezcla que contiene también agua, dióxido de manganeso, impurezas, subproductos y sulfatos en un destilador Rayleigh de acero inoxidable que opera a 136°C. Se obtienen vapores de agua y quinona, así como lodos del resto de la alimentación.

REDUCCION

La mezcla de los vapores salientes del destilador Rayleigh se mandan a un condensador eductor de chorro, donde condensan al contactarse directamente con una corriente de lodos formada

por agua y una mínima cantidad de fierro. De esta manera, co
mienza la reacción de reducción, completándose en un destilador
flash.

PURIFICACION

A fin de obtener un producto con 1% de humedad y eliminar to
das las impurezas debidas a la reacción de reducción, la hidro
quinona es trasvasada consecutivamente a un tanque de trata
miento de impurezas, un filtroprensa, un cristizador, una
centrífuga, y un secador rotatorio.

La hidroquinona que se obtiene por este proceso es de grado
técnico y fotográfico.

4.2 SELECCION DEL PROCESO

Se analizan las ventajas y desventajas que presentan en gene
ral los procesos anteriores.

Por lo tanto, para hacer una selección adecuada se deben aqu
ilatar ciertos factores técnicos y/o económicos que se cre
an fundamentales, y estos son:

- 1) Materias primas
- 2) Eficiencia
- 3) Pureza
- 4) Selectividad
- 5) Capacidad económica

4.2.1 VENTAJAS Y DESVENTAJAS DEL PROCESO DE FENOL

Las ventajas de este proceso son las siguientes:

- Las materias primas base que se utilizan son de manufactura nacional, por lo que no representa ninguna fuga de divisas, ni mayor dependencia del mercado internacional.
- La pureza de la hidroquinona producida es elevada, oscilando en un rango de 98 a 99%

Las desventajas de este proceso son las siguientes:

- No es un proceso hecho para la producción de hidroquinona en particular, obteniéndose en cantidades mucho muy menores que el producto principal, que es el pirocatecol.
- La eficiencia de este proceso es de alrededor de un 85%, la cual es menor que la de otros procesos.
- Solo se puede obtener hidroquinona de grado fotográfico, lo cual le resta flexibilidad de operación.

4.2.2 VENTAJAS Y DESVENTAJAS DEL PROCESO DE p-DIISOPROPILBENCENO

Las ventajas de este proceso son las siguientes:

- Se obtiene una menor cantidad de subproductos que en los 2 procesos restantes. Además, estos subproductos son altamente comerciales.
- El grado de contaminación alcanzado es mínimo.
- Utiliza una materia prima más barata que la de los procesos restantes.

Las desventajas de este proceso son las siguientes:

- Es un proceso orientado principalmente a la producción de

hidroquinona grado técnico,

- Es solamente rentable a capacidades mayores de 3000 Toneladas por año, lo cual supera ampliamente a las expectativas de mercado.
- La materia prima (p-DIPB) no se fabrica en la industria mexicana, lo cual es un factor negativo decisivo.

4.2.3 VENTAJAS Y DESVENTAJAS DEL PROCESO DE ANILINA

Las ventajas de este proceso son las siguientes:

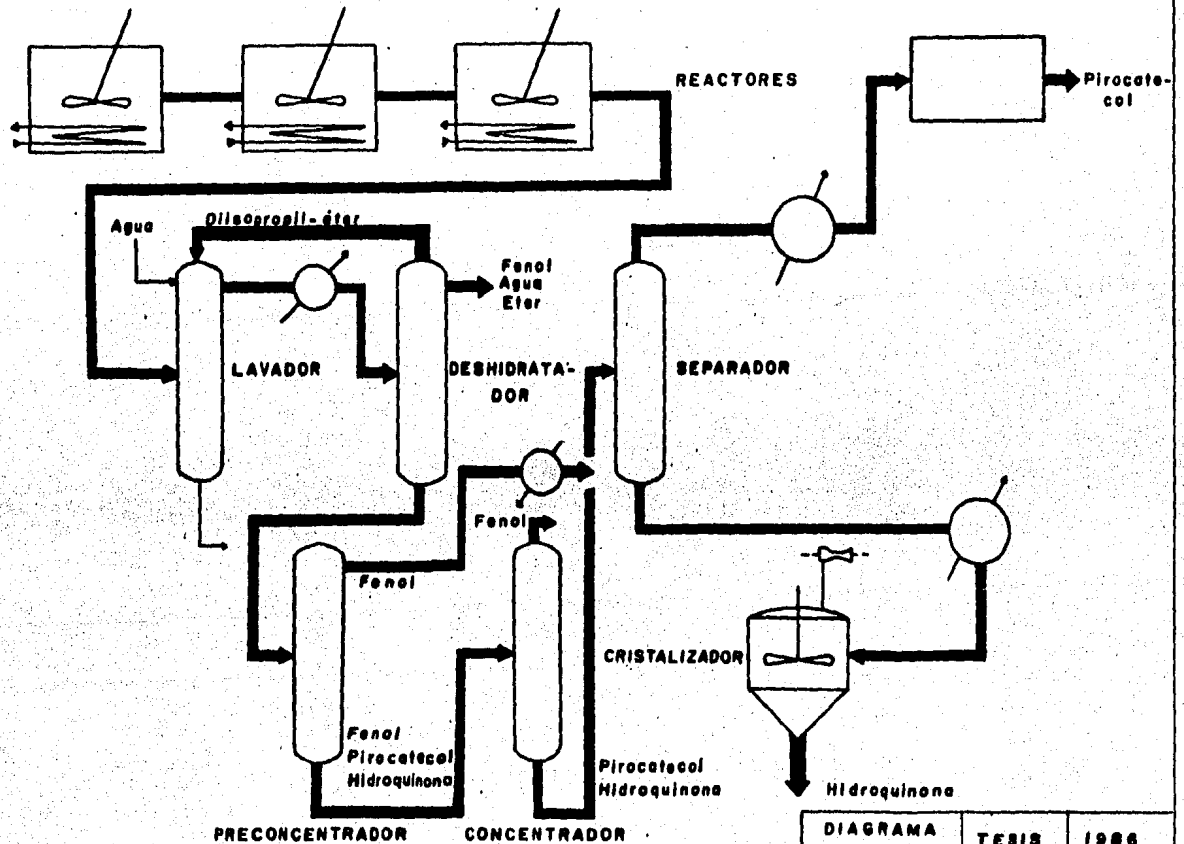
- Se pueden producir indistintamente hidroquinona grado técnico y grado fotográfico.
- Las materias primas básicas se producen por la industria nacional.
- La eficiencia es del 90%, pudiéndose alcanzar hasta un 99.5%. Lo cual es indiscutiblemente superior a lo esperado por los restantes procesos.
- Es rentable a cualquier capacidad que se necesite instalar.
- Esta diseñado para la producción de hidroquinona específicamente.

Las desventajas de este proceso son las siguientes:

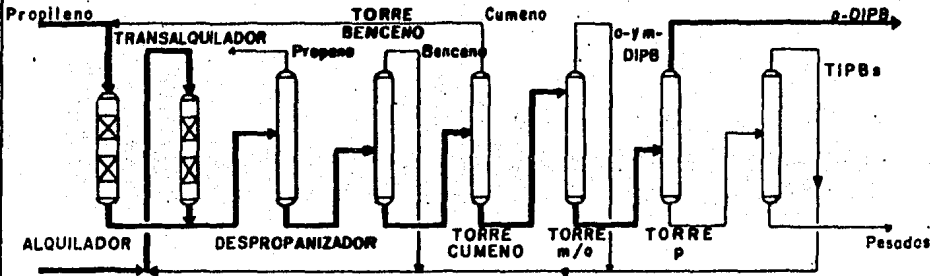
- La materia prima base, que es la anilina, es la más cara de las materias primas de los tres procesos.
- Produce una gran cantidad de subproductos de difícil comercialización a nivel nacional.

De acuerdo a todo esto, se deduce que para los objetivos que se persiguen, el proceso más conveniente es el que parte de anilina.

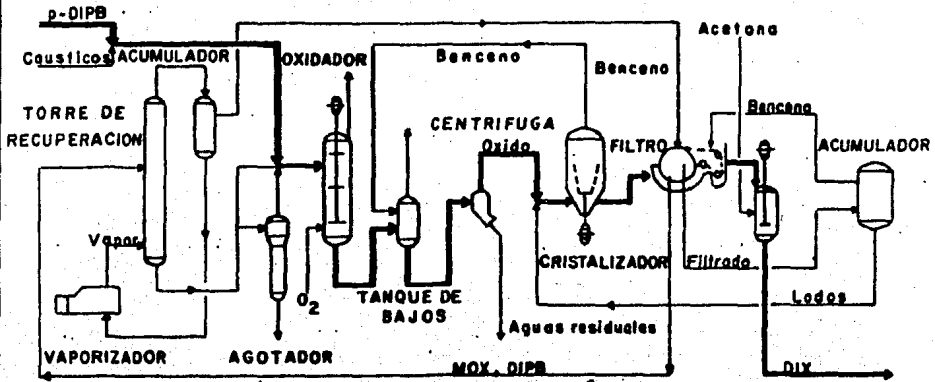
PRODUCCION DE HIDROQUINONA A PARTIR DE FENOL



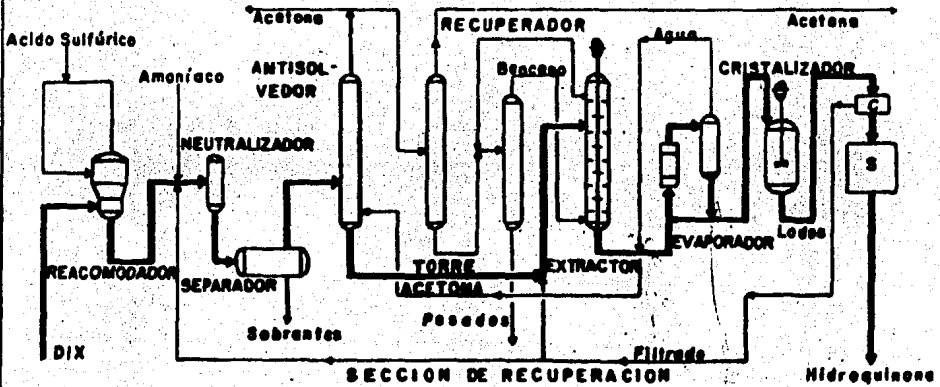
PRODUCCION DE HIDROQUINONA A PARTIR DE p-DIPB



SECCION DE ALQUILACION

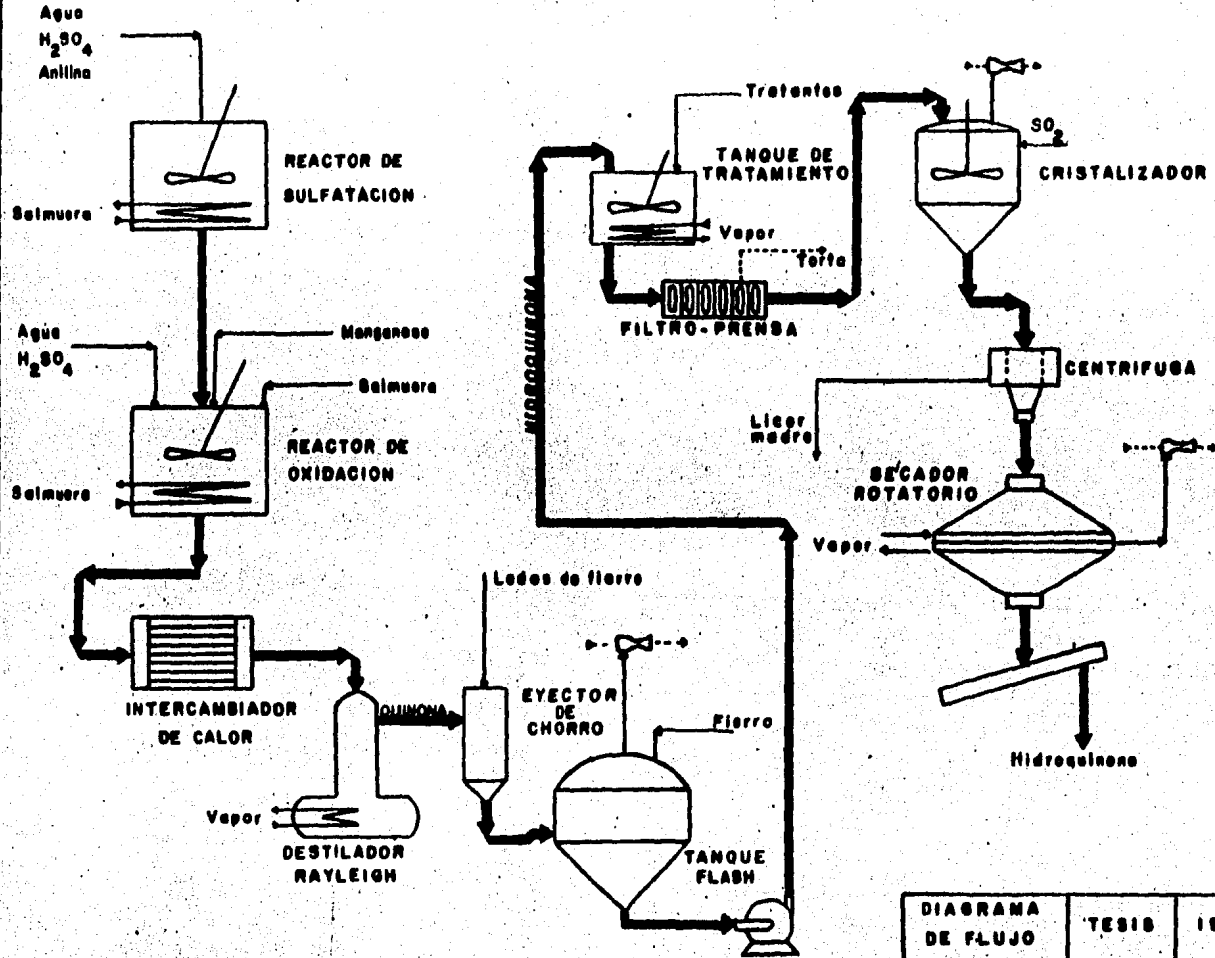


SECCION DE OXIDACION



SECCION DE RECUPERACION

PRODUCCION DE HIDROQUINONA A PARTIR DE ANILINA



4.3 DESCRIPCION DETALLADA DEL PROCESO SELECCIONADO

A continuación se procederá a la descripción detallada de la fabricación de hidroquinona a partir de anilina.

El proceso arranca con la reacción de sulfatación para producir sulfato de anilina al cargar a un reactor de acero inoxidable, equipado con agitador y serpentín, en el orden acostumbrado, los siguientes compuestos: ácido sulfúrico, agua y anilina.

El ácido sulfúrico alimentado es el 60% de un total formado por las cantidades necesarias para las reacciones de sulfatación y oxidación, incluyendo un exceso del 70%.

El agua alimentada es la suficiente para diluir al ácido sulfúrico a una concentración de 35% en peso.

Esta solución debe enfriarse a la temperatura ambiente por medio de salmuera de cloruro de calcio que circula por el serpentín de plomo en un tiempo de 2 horas.

Una vez alcanzada dicha temperatura, se procede a agregar la anilina para llevar a cabo la reacción de sulfatación, agitando la solución durante 15 min, hasta que la formación de sulfato de anilina sea completa.

De igual manera, la mezcla debe enfriarse a la temperatura ambiente.

La etapa siguiente es la reacción de oxidación para producir quinona al alimentar a otro reactor de acero inoxidable, equipado con agitador y serpentín, en el orden indicado a los siguientes materiales: ácido sulfúrico, agua y la mezcla de sulfatación.

El ácido sulfúrico alimentado es el 40% del remanente mencionado anteriormente.

El agua es la requerida para diluir al ácido sulfúrico a una concentración de 35% en peso.

La carga de estos 2 materiales, por supuesto, puede hacerse al mismo tiempo que la de la primera fase, ó sea, la correspondiente al reactor de sulfatación, ó bien, cuando la mezcla este lista a adicionarse al lote de oxidación.

De cualquier modo, esta solución debe enfriarse a la temperatura de 5°C, por medio de salmuera de cloruro de calcio que circula por el serpentín de plomo, en un tiempo que puede ser de hasta 1 hora ó menos, dependiendo de la decisión para alimentar el lote de sulfatación.

Una vez controlados los parámetros de esta etapa se adiciona a la solución el 20% del dióxido de manganeso total requerido estequiométricamente para llevar a efecto la reacción de oxidación, incluyendo un exceso del 60%, agitando y manteniendo al dióxido de manganeso en suspensión. También esta mezcla debe mantenerse a 5°C.

Justo en ese instante, se agrega la mezcla del equipo anterior y el dióxido de manganeso restante.

La temperatura de este equipo se controla de modo tal que no llegue a más de 8°C.

Cuando esten ya todos los componentes para la producción de la quinona, el lote se deja "madurar" durante 4 horas bajo

continua agitación y manteniendo constante una temperatura de 5°C.

La reacción es rápida al principio con una producción de 80% de quinona en las 2 primeras horas. En las otras 2 horas restantes se llegan a alcanzar producciones de hasta 99.8% según el grado de pureza del dióxido de manganeso.

Obviamente, el calor de reacción se elimina durante las 4 horas que dura el lapso de maduramiento.

Al final de este período, el ácido sulfúrico sobrante se neutraliza con cal hidratada, bajo permanente agitación y temperatura.

El calor de neutralización se disipa a lo más en 1 hora, a fin de tener la menor cantidad de tiempos muertos.

La mezcla del reactor de oxidación conteniendo quinona, sulfatos y otros materiales insolubles se bombea a través de un intercambiador de calor a contracorriente, a fin de incrementar su temperatura de 5 a 75°C por medio de vapor de agua.

La fase posterior a este equipo, es la que corresponde a la separación de la quinona del resto de los materiales. Para esto, se carga el lote en un destilador Rayleigh de acero inoxidable equipado con un serpentín por donde circula vapor de agua. El destilador Rayleigh trabaja a 1 atm y 136°C.

Se obtienen dos fases: una de vapor, conteniendo agua y quinona, y otra de lodos, conteniendo agua, dióxido de manganeso, impurezas, subproductos y sulfatos.

Los vapores de agua y quinona deben extraerse en 2 horas. Y por otro lado, los lodos se trasvasan a un tanque receptor a fin de sufrir otros usos muy distintos.

El paso que a continuación se efectúa es la reacción de reducción de quinona a hidroquinona.

Dicha etapa inicia al introducir en un condensador eductor de chorro la corriente de vapores agua-quinona provenientes del destilador Rayleigh, donde es inmediatamente condensada por el contacto directo con una corriente formada por 20% de fierro necesario para la reducción, incluyendo un exceso del 40%, y agua que hace posible que la condensación se lleve a efecto.

El tiempo en que se realiza la condensación es de 1 hora. La condensación toma lugar a una temperatura de 85°C, la cual es la temperatura de saturación de la solución. Se observa que la adición del fierro ocasiona el inicio de la reacción de reducción.

La fase que sigue a la condensación es la que se relaciona a la alimentación de los condensados en un destilador flash cilíndrico de fondo cónico que opera con un vacío de 18 a 25 mm Hg para completar la reacción de reducción.

En dicho destilador flash se produce la reducción total de la quinona a hidroquinona al alimentar el fierro restante. A simismo, se elimina vapor de agua, destilándose la mezcla restante. La destilación y la reducción se continúan hasta

el punto de cristalización de la solución en el destilador flash, que es de 60-65°C. En este punto se tiene una mezcla de fierro y óxido de fierro suspendidos en la solución de hidroquinona.

A continuación da principio la purificación y cristalización de la hidroquinona. Se alimenta la solución del equipo anterior a un tanque de tratamiento de impurezas, provisto de agitador y serpentín, elevando su temperatura a 90-95°C.

Se adicionan al tanque carbón activado y agentes precipitantes para eliminar las impurezas, el fierro y el óxido de fierro en un tiempo de 0.5 horas.

La solución que sale del tanque de tratamiento de impurezas a 90-95°C, con el fin de obtener a la hidroquinona en solución, se alimenta a un filtro prensa, donde se separa un filtrado conteniendo agua e hidroquinona y una torta que contiene impurezas, fierro, óxido de fierro, agentes precipitantes y carbón activado. El equipo es de plato y marco de acero inoxidable.

El filtrado saliente se carga a un cristalizador de fondo cónico, provisto de agitador y serpentín, operando a vacío, pues es importante evitar cualquier contacto con el aire a esta temperatura (90-95°C). El cristalizador opera adiabáticamente y con un vacío de 67.8 mm Hg. El tamaño de los cristales se controla por la velocidad de evaporación en el equipo. Para retardar ó prevenir su oxidación en el resto del proceso, la hidroquinona se trata con pequeñas cantidades de dió-

xido de azufre en el cristizador.

Entonces los lodos se alimentan a una centrífuga, donde el licor madre se separa de los cristales. La centrífuga maneja al lote en un tiempo de 0.5 horas. El licor madre se evapora y cristaliza en unidades separadas.

Los cristales de aquellas unidades se regresan al tanque de tratamiento de impurezas y el licor madre final se alimenta en un subsecuente lote de hidroquinona.

Los cristales de la centrífuga se cargan a un secador rotatorio de doble cono a vacío, con vapor por una chaqueta y operando bajo un vacío de 28.5 in Hg, para obtener finalmente una hidroquinona con 1% de humedad. El secador rotatorio trabaja en un tiempo de 0.5 horas.

Los cristales se pasan a una serie de tamices vibratorios de clasificación y posteriormente a tambores.

Se debe tener un gran cuidado al empacar la hidroquinona para prevenir una contaminación del producto final. El empaque se hace en una estructura separada, que debe mantenerse bajo forzosa ventilación con todo el aire filtrado. El interior del edificio ó estructura debe estar pintado de blanco y con una limpieza absoluta.

Como se puede observar, la forma en la cual se opera a la planta es de forma discontinua, principalmente debido a la reacción de oxidación y a la separación de la quinona. Por estas razones se creyó conveniente manejar el proceso en for

ma de lotes de 4 horas de producción de hidroquinona, con diversos números de unidades en los equipos considerados como claves. En el capítulo VI (punto 6.2) se profundiza aún más en este aspecto y se indica la secuencia que se considera como la óptima.

4.4 SEGURIDAD EN LOS COMPUESTOS DEL PROCESO SELECCIONADO

Se ha considerado que con el fin de ofrecer a estudios posteriores más detallados una pauta en lo referente a seguridad industrial, es conveniente hacer un pequeño análisis de los peligros potenciales, el manejo y almacenamiento, así como de las medidas y los tratamientos de emergencia que es necesario observar en algunos de los compuestos que se manejan en el proceso seleccionado. A continuación se muestran a los compuestos y las características que han sido tomadas en cuenta:

ACIDO SULFURICO

A) PELIGROS POTENCIALES

a) Flamabilidad

No es flamable, sin embargo es altamente reactivo y capaz de arder si se pone en contacto con materiales combustibles.

Reacciona violentamente con el agua y los materiales orgáni-

cos con un gran desprendimiento de calor. Es extremadamente peligroso al contacto con muchos materiales. Ataca y corroe a una enorme cantidad de metales por liberación de hidrógeno.

b) Toxicidad

Umbral tóxico (TLV): 1 mg/m^3

Límite venenoso (TDL): $800 \text{ } \mu\text{g/m}^3$ TFX-MTH

c) Síntomas

Superficiales: conjuntivitis, dermatitis, quemaduras cutáneas, ulceraciones.

Respiratorias: irritaciones de nariz y garganta, edemas laríngeos, bronquitis, pneumatitis, edemas pulmonares.

Gastrointestinales: erosiones dentales, choques y anurias; quemaduras en boca, garganta y abdomen; náuseas, vómito de sangre y erosiones de tejidos, perforaciones de los conductos gastrointestinales; albúmina, sangre y tinte en orina.

B) MANEJO Y ALMACENAMIENTO

Se debe mantener en recipientes resistentes a daños físicos y alejados del contacto con el agua.

Debe separarse de carburos, fulminatos, cloruros, nitratos, picratos, metales pulverizados y materiales combustibles.

Para manipularlo se deben usar guantes de hule, lentes de seguridad, botas de hule y respiradores equipados con cartucho

químico.

C) MEDIDAS Y TRATAMIENTOS DE EMERGENCIA

a) Precauciones higiénicas

Debe haber una ventilación adecuada, evitando cualquier exposición a individuos con enfermedades pulmonares.

b) Tratamiento higiénico (Primeros auxilios)

En caso de contacto con los ojos irrigarlos con agua. Para otras partes del cuerpo, lavar las áreas contaminadas con jabón y agua. Si es ingerido hacer un lavado gástrico (lavado estomacal). Si es inhalado usar oxígeno en aparatos respiradores de presión positiva intermitente: puede utilizarse una solución al 5% de bicarbonato de sodio como aerosol, así como también broncodilatadores ó descongestionadores.

c) Precauciones con fuego

Cuando el fuego involucra pequeñas cantidades de combustible puede sofocarse con polvo químico que sea conveniente para el caso. Si hay combustible ardiendo en la vecindad de este material se usa agua. Sin embargo hay que tener cuidado cuando el agua se aplica, pues al contactar directamente con el ácido se produce un gran desprendimiento de calor, causando en ocasiones violentas explosiones.

D) DERRAMES Y GOTERAS

Es necesario cubrir con carbonato de sodio ó con una mezcla de partes iguales de cenizas de sosa y polvo extintor. Después de la mezcla, se puede agregar agua si es necesario para formar lodos.

E) DISPOSICION Y TRATAMIENTO DE DESPERDICIOS

Debe adicionarse lentamente a una enorme cantidad de solución de cenizas de sosa y polvo extintor por activación. Luego debe descargarse a la solución en una gran cantidad de agua hacia una alcantarilla forrada con una estera protectora y llena de mármol astillado.

ANILINA

A) PELIGROS POTENCIALES

a) Flamabilidad

Punto de flama: 76°C

Temperatura de ignición: 700°C

Límite de flamabilidad (bajo): 1.3%

Densidad del vapor: 3.22

Es combustible. El vapor forma mezclas explosivas con el aire. Se ignita por reacción violenta con ácido nítrico.

b) Toxicidad

Umbral tóxico (TLV): 5 ppm

Límite venenoso (TDL): No se ha determinado en humanos

Es altamente tóxico cuando se absorbe por la piel, ó es ingerido ó inhalado por accidente.

c) Síntomas

Agudos: dolores de cabeza, vértigos, neurosis, cortes del aliento, palpitaciones, náuseas, dolores abdominales, malestares cerebrales, artralgia, cianosis, convulsiones, síncope.

Crónicos: enfermedades digestivas, nefritis, vértigos, dolores de cabeza, insomnio, tinitus, neuralgias, conjuntivitis, exatemas, decremento de la capacidad visual.

B) MANEJO Y ALMACENAMIENTO

Las operaciones deberán hacerse lo más aisladas posibles. Se debe almacenar en un local frío, seco y bien ventilado, alejado lo más posible del contacto con materiales oxidantes y de preferencia lo más aislado posible del proceso.

Para manipularlo se deben emplear lentes de seguridad, guantes y botas impermeables, cascos de seguridad, ropa protectora impermeable, respiradores equipados con cartucho químico.

C) MEDIDAS Y TRATAMIENTOS DE EMERGENCIA

a) Precauciones higiénicas

Ninguna en especial.

b) Tratamiento higiénico (Primeros auxilios)

En caso de contacto directo alejar a la persona del lugar y quitar toda la ropa rápidamente. Lavar las áreas del cuerpo contaminadas con agua y jabón, incluyendo los canales auriculares y las partes bajo las uñas de pies y manos. Si fue ingerida hacer un lavado gástrico (lavado estomacal), siguiendo con catarsis salina. Realizar transfusiones de sangre si es necesario.

c) Precauciones con fuego

Usar agua rociada, polvo químico, espuma ó dióxido de carbono. Usar agua para mantener al lugar u objeto incendiado lo más frío posible después de controlarlo por un período razonable.

D) DERRAMES Y GOTERAS

Cubrir la zona con la mezcla 9:1 de arena y ceniza de sosa. Después mezclar, transportando a papel cartón, el material con papel arrugado. Encender en un horno abierto a estos elementos con extremada precaución.

E) DISPOSICION Y TRATAMIENTO DE DESPERDICIOS

Disolverla en solventes combustibles y rociar esta solución en un horno. Verterla en una mezcla de arena y cenizas de sosa (9:1) y después de mezclarla colocarla en papel cartón relleno completamente con papel de envoltura para utilizarlos como combustible en un horno.

HIDROQUINONA

A) PELIGROS POTENCIALES

a) Flamabilidad

Punto de flama: 165°C

Temperatura de ignición: 516°C

b) Toxicidad

Umbral tóxico (TLV): 2 mg/m³

Límite venenoso (TDL): No se ha determinado en humanos

c) Síntomas

Dermatitis, dolores de cabeza, vértigos, tinitus, disnea, al**u**minuria, náuseas, vómitos, cianosis, hematuria, ictericia, inquietud, convulsiones, pigmentaciones en la conjuntiva y córnea, astigmatismo, enrojecimiento del pelo y de la piel.

B) MANEJO Y ALMACENAMIENTO

Almacenar y guardar en un lugar alejado de los rayos solares directos. Se deben usar para su manipulación guantes y botas de hule, careta, máscara respiradora, y vestidos de trabajo.

C) MEDIDAS Y TRATAMIENTOS DE EMERGENCIA

a) Precauciones higiénicas

Exámenes anuales del personal expuesto incluyendo estudios de hígado y riñón.

b) Tratamiento higiénico (Primeros auxilios)

Para daño en los ojos lavar con agua. Para otras partes del cuerpo lavar con agua y jabón. Si se ha ingerido hacer un lavado estomacal siguiendo con catarsis salina.

D) DERRAMES Y GOTERAS

Recolectarla con un cepillo en una hoja de papel. Colocarla en un recipiente de fierro tapado. Encender el papel.

E) DISPOSICION Y TRATAMIENTO DE DESPERDICIOS

Rellenar un empaque con papel ó material flamable, ó bien disolver en un solvente combustible. Encenderlo en un horno.

5.- BALANCES DE MATERIA Y ENERGIA

5.1 BALANCE DE MATERIA

5.1.1 INTRODUCCION

En base a las consideraciones, proyecciones y necesidades establecidas y discutidas en los estudios de mercado, tanto nacional como internacional, se ha llegado a la conclusión de que la capacidad más adecuada para la planta de hidroquinona era de 1500 toneladas por año.

Asimismo, al efectuar la selección y luego el análisis detallado del proceso, que en este caso resultó ser aquel que emplea anilina como materia prima por razones ya expuestas, se observó que para su operación algunos equipos deberfan tener diferentes capacidades y en ocasiones distinto número en unidades. Todo esto, obviamente, con el fin de tener los rendimientos que se han fijado.

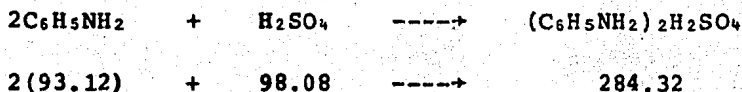
El balance de materia aquí presentado se encuentra sobre la base de 1 hora. Sin embargo, para los requerimientos de planta se harán las correcciones que se consideren pertinentes. Es importante aclarar que las purezas y demás propiedades de las materias primas han sido obtenidas de productores y proveedores existentes en el mercado nacional, y para esto se anexa al final del capítulo una relación de dichos dato.

$$\text{PRODUCCION: } 1500 \frac{\text{Toneladas}}{\text{año}} = 171.23 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}}$$

BASE DE CALCULO: 1 Hora

5.1.2 REACTOR DE SULFATACION

5.1.2.1 REACCION DE SULFATACION



El proceso da comienzo cuando al reactor de sulfatación se alimentan las siguientes materias primas en el orden que a continuación se indica:

- A.- Agua
- B.- Acido sulfúrico
- C.- Anilina

Es de vital importancia que la adición de estos reactivos se lleve a cabo en el orden expresado, pues de lo contrario habrían problemas de tipo de generación de calor en exceso y degradación de la anilina, lo cual repercutiría en la eficiencia de la reacción en una forma verdaderamente significativa.

Además, por otro lado, se sabe que la obtención de hidroquinona por este método está sujeta a una eficiencia del 90 % en base a la reacción de la anilina con el ácido sulfúrico. Por lo tanto se deberá hacer un cálculo preliminar de la anilina necesaria para la eficiencia antes mencionada:

ANILINA EN FUNCION DE LA EFICIENCIA (90 %): A

$$A = \frac{2(93.12)}{0.9} = 206.93 \text{ Kg}$$

5.1.2.2 REACTIVOS

Se considera como reactivo limitante a la anilina, y esto se debe a que no se agrega con exceso. A continuación se procede a calcular la cantidad necesaria para la reacción, tomando en cuenta a la pureza de la propia anilina y a la eficiencia de la reacción, tal y como se expuso en la sección precedente:

ANILINA (90 % PUREZA): AT

206.93 Kg AT - 284.32 Kg SDA

x - 243.18 Kg SDA

x = 176.99 Kg AT

176.99 Kg AT - 100 %

x - 90 %

x = 196.66 Kg AT

IMPUREZAS AT = 196.66 - 176.99 = 19.67 Kg

ANILINA AT = 176.99 Kg

El otro reactivo es el ácido sulfúrico, pero este se adiciona en exceso en una forma que se analizará más adelante. Sin embargo, en esta parte se calculará el necesario para la reacción de sulfatación.

ACIDO SULFURICO (98 % PUREZA): ASS

98.08 Kg ASS - 284.32 Kg SDA

x - 243.18 Kg SDA

x = 83.89 Kg ASS

83.99 Kg ASS - 100 %

x - 98 %

x = 85.60 Kg ASS

IMPUREZAS ASS = 85.60 - 83.89 = 1.71 Kg

ACIDO SULFURICO ASS = 83.89 Kg

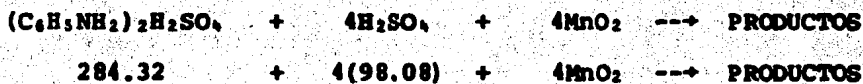
5.1.2.3 EXCESOS

En este equipo el único compuesto que está considerado como exceso es el ácido sulfúrico.

Lo que en realidad ocurre en esta etapa del proceso es que se alimenta el 60 % de un total que esta formado por las cantidades utilizadas para las reacciones de sulfatación y oxidación, pero tomando en cuenta que a cada una por sí sola se le debe sumar un 70 % de la cantidad teórica requerida, respectivamente. Y toda esta cantidad como se demuestra a continuación sobrepasa fácilmente a la solicitada por la primera reacción.

Como paso fundamental hay que considerar a la reacción de oxidación:

REACCION DE OXIDACION



ACIDO SULFURICO (98 % PUREZA); ASO

4 (98.08) Kg ASO - 284.32 Kg SDA

x - 243.18 Kg SDA

x = 335.55 Kg ASO

335.55 Kg ASO - 100 %

x - 98 %

x = 342.40 Kg ASO

IMPUREZAS ASO = 342.40 - 335.55 = 6.85 Kg

ACIDO SULFURICO ASO = 335.55 Kg

Por lo tanto ahora se puede obtener el ácido sulfúrico total para las reacciones de sulfatación y oxidación, y así luego el exceso, que es para ambas reacciones del 70 %.

ACIDO SULFURICO PARA SULFATACION Y OXIDACION: ASSO

ASSO = ASS + ASO = 83.89 + 335.55 = 419.44 Kg

IMPUREZAS ASSO = 1.71 + 6.85 = 8.56 Kg

ACIDO SULFURICO DE EXCESO: ASE

419.44 Kg ASSO - 100 %

x - 70 %

x = 293.61 Kg ASE

IMPUREZAS ASE = 5.99 Kg

ACIDO SULFURICO ASE = 293.61 Kg

ACIDO SULFURICO FINAL INCLUYENDO EXCESO: ASF

ASF = ASSO + ASE = 419.44 + 293.61 = 712.05 Kg

IMPUREZAS ASF = 8.57 + 5.99 = 14.56 Kg

Pues bien, finalmente se tiene que de esta cantidad total al reactor de sulfatación se agrega el 60 %.

ACIDO SULFURICO AL PRIMER REACTOR: ASR1

ASR1 = 0.6 x ASF = 427.83 Kg

IMPUREZAS ASR1 = 8.74 Kg

Como se puede observar, la cantidad de ácido sulfúrico alimentada como exceso a este reactor es mucho más grande que la teórica para la reacción de sulfatación.

ACIDO SULFURICO DE EXCESO AL PRIMER REACTOR: ASER1

ASER1 = 427.83 - 83.89 = 343.94 Kg

5.1.2.4 SOLVENTES

El único solvente que interviene en esta primera etapa del proceso es el agua que se alimenta para tener una solución al 35 % en peso del ácido sulfúrico propio de este reactor de sulfatación, tal como indica la literatura del proceso.

AGUA AL PRIMER REACTOR: AR1

427.83 Kg ASR1 - 35 %

x - 65 %

x = 794.54 Kg AR1

5.1.2.5 PRODUCTOS

Para tener una producción de 1500 toneladas por año ó 171.23 Kg por hora de hidroquinona se han fijado ciertas cantidades y en este caso una de ellas es la correspondiente al sulfato de anilina, teniéndose que para cumplir las especificaciones requeridas se deberán producir 243.18 Kg de dicho compuesto, tomando en cuenta eficiencias de las reacciones y purezas de los reactantes.

5.1.2.6 SOBRANTES

Los sobrantes que aparecen en este reactor de sulfatación son el ácido sulfúrico adicionado en exceso, el agua de dilución que no interviene como reactivo en la reacción, las impurezas de los diversos reactivos, así como los subproductos

generados por la eficiencia de la reacción y otras causas.

ACIDO SULFURICO: ASER1

ASER1 = 343.94 Kg

AGUA: AR1

AR1 = 794.54 Kg

IMPUREZAS: IRI

IRI = 19.67 + 8.74 = 28.41 Kg

Se observa que el agua y las impurezas permanecen constantes.

SUBPRODUCTOS: SR1

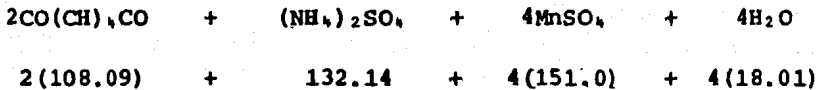
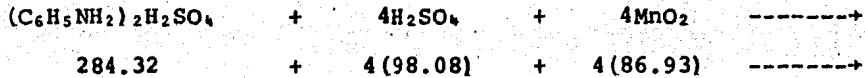
SR1 = 176.99 + 427.83 - 243.18 - 343.94 = 17.70 Kg

5.1.2.7 RESUMEN

ENTRADAS	CANTIDAD	SALIDAS	CANTIDAD
ACIDO SULFURICO	427.83	ACIDO SULFURICO	343.94
AGUA	794.54	AGUA	794.54
ANILINA	176.99	IMPUREZAS	28.41
IMPUREZAS	28.41	SUBPRODUCTOS	17.70
TOTAL	1427.77	SULFATO ANILINA	243.18
		TOTAL	1427.77

5.1.3 REACTOR DE OXIDACION

5.1.3.1 REACCION DE OXIDACION



La siguiente fase es la correspondiente al reactor de oxidación, donde los diversos reactivos se alimentan en el orden que a continuación se indica:

- A.- Agua
- B.- Acido sulfúrico
- C.- Dióxido de manganeso
- D.- Mezcla del reactor de oxidación
- E.- Dióxido de manganeso

Luego se sigue con la fase de neutralización, la cual se discutirá en su oportunidad.

5.1.3.2 REACTIVOS

Se considera como reactivo limitante al sulfato de anilina producido en el reactor de sulfatación.

Los otros reactivos que intervienen en esta etapa del proceso son el ácido sulfúrico y el dióxido de manganeso. Al mismo tiempo que en el reactor de sulfatación se alimentan el

ácido sulfúrico y el agua, en el reactor de oxidación se pueden alimentar también el agua y el ácido sulfúrico restantes.

SULFATO DE ANILINA: SDA

SDA = 243.18 Kg

ACIDO SULFURICO (98 % PUREZA): ASO

ASO = 335.55 Kg

IMPUREZAS ASO = 6.85 Kg

Pero en realidad lo que se alimenta es el 40 % del total a ambas reacciones de sulfatación y oxidación incluyendo el exceso.

ACIDO SULFURICO AL SEGUNDO REACTOR: ASR2

ASR2 = 0.4 x ASF = 284.22 Kg

IMPUREZAS ASR2 = 5.82 Kg

Finalmente el otro reactivo que se adiciona es el dióxido de manganeso, pero este se agrega en exceso en una cantidad que se analizará más adelante. Sin embargo, en esta parte se calcu-

lará el necesario para la reacción de oxidación.

DIOXIDO DE MANGANESO (95 % PUREZA); DMO

4 (86.93) Kg DMO - 284.32 Kg SDA	297.41 Kg DMO - 100 %
x - 243.18 Kg SDA	x - 95 %
x = 297.41 Kg DMO	x = 313.06 Kg DMO

IMPUREZAS DMO = 313.06 - 297.41 = 15.65 Kg

DIOXIDO DE MANGANESO DMO = 297.41 Kg

5.1.3.3 EXCESOS

En este equipo el único compuesto que está considerado como exceso es el dióxido de manganeso, y por supuesto también el ácido sulfúrico proveniente del reactor de sulfatación.

Lo que en realidad sucede en esta etapa del proceso es que se alimenta el total requerido por la reacción, más un exceso del 60 %. Sin embargo, esto se realiza en dos etapas.

La primera se lleva a cabo adicionando el 20 % del dióxido de manganeso total, incluyendo el exceso mencionado en párrafos anteriores, una vez que el ácido sulfúrico restante (ASR 2) y el agua (solución al 35 %) se han mezclado y enfriado.

La segunda se efectúa adicionando el 80 % del dióxido de manganeso total, una vez que se carga a este reactor de oxidación la mezcla saliente del reactor de sulfatación.

DIOXIDO DE MANGANESO: DMOE

297.41 Kg DMO - 100 ‰

x - 60 ‰

x = 178.45 Kg DMOE

IMPUREZAS DMOE = 9.39 Kg

DIOXIDO DE MANGANESO DMOE = 178.45 Kg

Por lo tanto ahora se puede obtener el dióxido de manganeso total, incluyendo el exceso.

DIOXIDO DE MANGANESO FINAL INCLUYENDO EXCESO: DMOF

DMOF = DMO + DMOE = 297.41 + 178.45 = 475.86 Kg

IMPUREZAS DMOF = 15.65 + 9.39 = 25.04 Kg

5.1.3.4 SOLVENTES

El único solvente que actúa en esta segunda etapa del proceso es el agua que se alimenta para tener una solución al 35 ‰ en peso del ácido sulfúrico propio de este reactor de oxidación, tal como indica la literatura del proceso.

AGUA AL SEGUNDO REACTOR: AR2

284.22 Kg ASR2 - 35 %

x - 65 %

x = 527.84 Kg AR2

5.1.3.5 PRODUCTOS

En la primera etapa del proceso en el reactor de oxidación, se obtienen cuatro distintos productos, que como se verá más tarde, no son los únicos, pues aparece la reacción de neutralización.

QUINONA: Q

2(108.09) Kg Q - 284.32 Kg SDA

x - 243.18 Kg SDA

x = 184.90 Kg Q

SULFATO DE AMONIO: SDAO

132.14 Kg SDAO - 284.32 Kg SDA

x - 243.18 Kg SDA

x = 113.02 Kg SDAO

SULFATO DE MANGANESO: SDMO

4(151.0) Kg SDMO - 284.32 Kg SDA

x - 243.18 Kg SDA

x = 516.60 Kg SDMO

AGUA: AO

4(18.01) Kg AO - 284.32 Kg SDA

x - 243,18 Kg SDA

x = 61.62 Kg AO

5.1.3.6 SOBRAINTES

Los sobrantes que aparecen en este reactor de oxidación en esta primera reacción son el ácido sulfúrico adicionado en exceso tomando en cuenta que aparece en la mezcla del reactor de sulfatación y/o en el agregado directamente al reactor de oxidación, el agua de dilución que no interviene como reactivo en la reacción, el dióxido de manganeso agregado en exceso y que no reacciona con otros compuestos, las impurezas de todos los reactivos incluso los de la mezcla del reactor anterior, así como los mismos subproductos u otros como los mencionados en la sección pasada.

ACIDO SULFURICO: ASER2

ASER2 = ASER1 + ASR2 - ASO = 343.94 + 284.22 - 335.55

= 292.59 Kg

AGUA: AS

$$AS = AR1 + AR2 = 794.54 + 527.84 = 1322.38 \text{ Kg}$$

DIOXIDO DE MANGANESO: DMOE

$$DMOE = 18.45 \text{ Kg}$$

IMPUREZAS: IR2

$$IR2 = 28.41 + 5.82 + 25.04 = 59.25 \text{ Kg}$$

SUBPRODUCTOS: SR2

$$SR2 = 17.70 \text{ Kg}$$

5.1.3.7 REACCION DE NEUTRALIZACION



Al "madurar" la reacción, se logra alcanzar conversiones de hasta 99.5 %. La última fase de este reactor de oxidación es la neutralización del ácido sulfúrico que sobra, a fin de evitar problemas en la separación de la quinona de la solución.

La neutralización se hace con hidróxido de calcio.

5.1.3.8 REACTIVOS

Esta reacción tiene como únicos reactivos al ácido sulfúrico y al hidróxido de calcio.

HIDROXIDO DE CALCIO (95 % PUREZA): HDC

74.10 Kg HDC -	98.08 Kg ASER2	221.05 Kg HDC -	100 %
x	- 292.59 Kg ASER2	x	- 95 %
x =	221.05 Kg HDC	x =	232.68 Kg HDC

IMPUREZAS HDC = 232.68 - 221.05 = 11.63 Kg

HIDROXIDO DE CALCIO HDC = 221.05 Kg

ACIDO SULFURICO: ASER2

ASER2 = 292.59 Kg

5.1.3.9 PRODUCTOS

En la última etapa del proceso en el reactor de oxidación, se obtienen dos distintos productos, que como se verá más tarde, junto con los de la reacción de oxidación, son los totales finalmente.

SULFATO DE CALCIO: SDC

136.14 Kg SDC - 74.10 Kg HDC

x - 221.05 Kg HDC

x = 406.12 Kg SDC

AGUA: AN

2(18.01) Kg AN - 74.10 Kg HDC

x - 221.05 Kg HDC

x = 107.45 Kg AN

5.1.3.10 SOBANTES

Los sobrantes que aparecen en este reactor de oxidación en esta última reacción son únicamente las impurezas que vienen con el hidróxido de calcio.

IMPUREZAS: IR2'

IR2' = 11.63 Kg

Ahora combinando los diferentes resultados de estas dos reacciones: oxidación y neutralización, se pueden resumir en un esquema semejante al mostrado en la sección 5.1.2.7.

5.1.3.11 RESUMEN

ENTRADAS	CANTIDAD	SALIDAS	CANTIDAD
ACIDO SULFURICO	628.16	AGUA	1491.45
AGUA	1322.38	DIOXIDO MANGANESO	178.45
DIOXIDO MANGANESO	475.86	IMPUREZAS	70.88
HIDROXIDO CALCIO	221.05	QUINONA	184.90
IMPUREZAS	70.88	SUBPRODUCTOS	17.70
SUBPRODUCTOS	17.70	SULFATO AMONIO	113.02
SULFATO ANILINA	243.18	SULFATO CALCIO	406.12
TOTAL	2979.21	SULFATO MANGANESO	516.60
		TOTAL	2979.21

5.1.4. INTERCAMBIADOR DE CALOR

La mezcla saliente del reactor de oxidación pasa al intercambiador de calor, que funciona a contracorriente. De esta manera eleva su temperatura de 5°C a 75°C. Como el balance que se esta haciendo es con respecto a la corriente de proceso y de ninguna manera con respecto a los servicios auxiliares, se tiene que en este equipo las salidas son iguales a las entradas sin cambio de fase ó reacción química.

5.1.4.1 RESUMEN

ENTRADAS	CANTIDAD	SALIDAS	CANTIDAD
AGUA	1491.45	AGUA	1491.45
DIOXIDO MANGANESO	178.45	DIOXIDO MANGANESO	178.45
IMPUREZAS	70.88	IMPUREZAS	70.88
QUINONA	184.90	QUINONA	184.90
SUBPRODUCTOS	17.70	SUBPRODUCTOS	17.70
SULFATO AMONIO	113.02	SULFATO AMONIO	113.02
SULFATO CALCIO	406.12	SULFATO CALCIO	406.12
SULFATO MANGANESO	516.60	SULFATO MANGANESO	516.60
TOTAL	2979.21	TOTAL	2979.21

5.1.5 DESTILADOR RAYLEIGH

La mezcla proveniente del intercambiador de calor se introduce en el destilador Rayleigh. En este equipo se separan dos fases. Una es vapor, formada por agua y quinona, la otra son lodos, formados por impurezas, subproductos, sulfatos, dióxido de manganeso, agua que no se evapora y una pequeña cantidad de quinona residual.

Para tener una producción de 171.23 Kg por hora de hidroquinona se deben evaporar por lo menos 180.00 Kg de quinona por hora.

5.1.5.1 MATERIALES EVAPORADOS

La cantidad de quinona evaporada está fija. La cantidad de agua evaporada, así como la cantidad de agua y quinona que permanecen en los lodos, se obtienen a partir de la ecuación de Rayleigh:

$$\left| \frac{n_{\text{AGUA}_f}}{n_{\text{AGUA}_i}} \right| = \left| \frac{n_{\text{QUINONA}_f}}{n_{\text{QUINONA}_i}} \right|^{(\alpha_{\text{AQ}})}$$

donde:

$$\alpha_{\text{AQ}} = \frac{P^{\circ} \text{AGUA}}{P^{\circ} \text{QUINONA}}$$

n = número de moles

p° = presión de vapor

f = final

i = inicial

$$n_{\text{AGUA}_i} = \frac{1491.45 \times 1000}{18.01} = 82936.15 \text{ moles}$$

$$n_{\text{QUINONA}_i} = \frac{184.90 \times 1000}{108.09} = 1710.61 \text{ moles}$$

$$n_{\text{QUINONA}_f} = \frac{4.90 \times 1000}{108.09} = 45.33 \text{ moles}$$

$$p^{\circ} \text{AGUA} = 760.00 \text{ mm Hg}$$

$$p^{\circ} \text{QUINONA} = 16085.59 \text{ mm Hg}$$

Por lo tanto:

$$\alpha_{\text{AQ}} = \frac{760.00}{16085.49} = 0.4724755$$

Y finalmente:

$$n_{\text{AGUA}_f} = 82936.15 \times \left| \frac{45.33}{1710.61} \right|^{0.4724755} = 69862.73 \text{ moles}$$

QUINONA EVAPORADA: QDR

$$\text{QDR} = 180.00 \text{ Kg}$$

AGUA EVAPORADA: ADR

$$\text{ADR} = (82936.15 - 69862.73) \times \frac{18.01}{1000} = 235.45 \text{ Kg}$$

5.1.5.2 MATERIALES NO EVAPORADOS

Los materiales no evaporados, ó sea, aquellos que quedan en los fondos son las cantidades totales de los sulfatos, el dióxido de manganeso, los subproductos, las impurezas y las siguientes cantidades de agua y quinona

$$\text{AGUA} = 1491.45 - 235.45 = 1256.00 \text{ Kg}$$

$$\text{QUINONA} = 184.80 - 180.00 = 4.90 \text{ Kg}$$

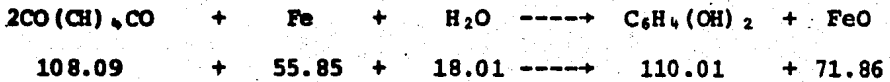
5.1.5.3 RESUMEN

ENTRADAS	CANTIDAD	SALIDA VAPOR	CANTIDAD
AGUA	1491.45	AGUA	235.45
DIOXIDO MANGANESO	178.45	QUINONA	180.00
IMPUREZAS	70.88		
QUINONA	184.90	SALIDAS LODOS	CANTIDAD
SUBPRODUCTOS	17.70		
SULFATO AMONIO	113.02	AGUA	1256.00
SULFATO CALCIO	406.12	DIOXIDO MANGANESO	178.45
SULFATO MANGANESO	516.60	IMPUREZAS	70.88
TOTAL	2979.21	QUINONA	184.90
		SUBPRODUCTOS	17.70
		SULFATOS	1035.74
		TOTAL	2979.21

5.1.6 EDUCTOR DE CHORRO

La salida del destilador Rayleigh se introduce en el condensador eductor de chorro, cuya función es condensar los vapores de agua y quinona y comenzar con la reacción de reducción de quinona a hidroquinona.

5.1.6.1 REACCION DE REDUCCION



Los vapores se condensan por una corriente formada por 20 % del fierro necesario para la reacción de reducción, incluyendo un exceso del 40 %, y una determinada cantidad de agua. Al alimentar fierro en el condensador eductor de chorro, la quinona se empezará a reducir a hidroquinona, de acuerdo a la estequiometría de la reacción y la cantidad de fierro cargado.

También hay que considerar que en esta fase del proceso se consume una cierta cantidad de agua.

5.1.6.2 REACTIVOS

Se considera como reactivo limitante al fierro, puesto que únicamente se adiciona una parte y no el total necesario para iniciar la reacción de reducción.

QUINONA: QDR

QDR = 180.00 Kg

FIERRO (95 % PUREZA): FR

55.85 Kg FR - 108.09 Kg QDR

x - 180.00 Kg QDR

x = 93.00 Kg FR

93.00 Kg FR - 100 %

x - 95 %

x = 97.89 Kg FR

IMPUREZAS FR = 97.89 - 93.00 = 4.89 Kg

FIERRO FR = 93.00 Kg

FIERRO DE EXCESO: FME

93.00 Kg FR - 100 %

x - 40 %

x = 37.20 Kg FME

IMPUREZAS FME = 1.96 Kg

FIERRO FME = 37.20 Kg

FIERRO FINAL INCLUYENDO EXCESO: FF

FF = FR + FME = 93.00 + 37.20 = 130.20 Kg

IMPUREZAS FF = 4.89 + 1.96 = 6.85 Kg

FIERRO AL EDUCTOR DE CIERRO: FECH

$$\text{FECH} = 0.2 \times \text{FF} = 26.04 \text{ Kg}$$

$$\text{IMPUREZAS FECH} = 1.37 \text{ Kg}$$

Finalmente el otro reactivo que interviene en el condensador eductor de chorro es el agua.

Cabe hacer la aclaración de que en el condensador eductor de chorro se adiciona el agua total para la reducción, aún cuando no se consuma totalmente debido a la cantidad de fierro alimentado y esto es independiente del agua en los vapores y en la corriente de condensación y enfriamiento.

AGUA: AR

$$18.01 \text{ Kg AR} - 108.09 \text{ Kg QDR}$$

$$x \quad - 180.00 \text{ Kg QDR}$$

$$x = 29.99 \text{ Kg AR}$$

$$\text{AGUA AR} = 29.99 \text{ Kg}$$

AGUA CONSUMIDA EN EL EDUCTOR DE CHORRO: ARECH

$$18.01 \text{ Kg ARECH} - 55.81 \text{ Kg FECH}$$

$$x \quad - 26.04 \text{ Kg FECH}$$

$$x = 8.40 \text{ Kg ARECH}$$

AGUA ARECH: 8.40 Kg

5.1.6.3 CORRIENTE DE CONDENSACION Y ENFRIAMIENTO

Como ya se explicó reiteradamente, los vapores de agua y quinona se condensan por la corriente formada por los lodos de fierro y agua.

El fierro es el 20 % del total, incluyendo el exceso, para la reacción de reducción. El agua es una cantidad dada que abarca a la total para la reacción de reducción y tiene una temperatura inicial de 5°C y una temperatura final de 85°C, tal y como lo indica la literatura del proceso.

El calor que es necesario disipar para llevar a los vapores de quinona y agua de 136°C a 85°C se logra en tres distintas etapas: la primera es llevar a los vapores al punto de condensación, la segunda es producir el cambio de fase y la tercera es llevar a los condensados a la temperatura deseada. Como se analizará posteriormente en el balance de energía, el calor que se debe eliminar es 152211.83 Kcal por hora.

Aún cuando los causantes de la condensación sean el agua y el fierro, la contribución de este último a la capacidad calorífica es despreciable. Esto es debido a que la cantidad de metal presente es muy baja en comparación a la del agua.

AGUA PARA CONDENSAR VAPORES: ACV

$$ACV = \frac{152211.83}{1.0(85-5)} = 1902.65 \text{ Kg}$$

FIERRO PARA CONDENSAR VAPORES: FCV

$$FCV = FECH = 26.04 \text{ Kg}$$

5.1.6.4 EXCESOS

En este equipo el único compuesto que está considerado como exceso es el agua.

Lo que en realidad sucede es que se alimenta agua tanto en los vapores a condensar como en los lodos que condensan.

Y ya que sólo está presente una cantidad reducida de fierro, hay una cantidad de agua considerable como exceso.

AGUA: AEECH

$$AEECH = 235.45 + 29.99 + 1902.65 - 8.40 = 2159.69 \text{ Kg}$$

5.1.6.5 PRODUCTOS

En la fase correspondiente al condensador eductor de chorro, se obtienen dos distintos productos, que como se verá más tarde se obtendrán en total en el destilador flash, al completarse la reacción de reducción de quinona a hidroquinona.

HIDROQUINONA: HQI

108.09 Kg QDR1 - 55.85 Kg FECH

x - 26.04 Kg FECH

x = 50.40 Kg QDR1

110.11 Kg HQ1 - 108.09 Kg QDR1

x - 50.44 Kg QDR1

x = 51.38 Kg HQ1

OXIDO DE FIERRO: OFI

71.86 Kg OF1 - 55.85 Kg FECH

x - 26.04 Kg FECH

x = 33.50 Kg OF1

5.1.6.6 SOBRANTES

Los sobrantes que aparecen en este condensador eductor de chorro en esta primera parte de la reacción son la quinona no consumida por la falta de fierro y el agua que se adiciona como exceso. También se deben considerar como sobrantes a las impurezas que acompañan al fierro alimentado.

QUINONA: QDR2

QDR2 = QDR - QDR1 = 180.00 - 50.40 = 129.60 Kg.

AGUA: AEECH

AEECH = 2159.69 Kg

IMPUREZAS: IECH

IECH = 1.37 Kg

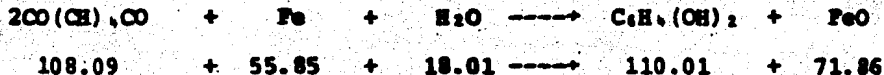
5.1.6.7 RESUMEN

ENTRADAS	CANTIDAD	SALIDAS	CANTIDAD
AGUA	2168.09	AGUA	2159.69
FIERRO	26.04	HIDROQUINONA	51.40
IMPUREZAS	1.37	IMPUREZAS	1.37
QUINONA	180.00	OXIDO FIERRO	33.50
TOTAL	2375.50	QUINONA	129.60
		TOTAL	2375.50

5.1.7 DESTILADOR FLASH

La corriente del condensador eductor de chorro se carga al destilador flash, además del resto del fierro necesario para la reacción de reducción. Una vez terminada esta reacción se elimina agua en forma de vapor.

5.1.7.1 REACCION DE REDUCCION



Al alimentar el fierro restante la quinona sobrante del con-

densador eductor de chorro se reduce totalmente a hidroquinona, así como el agua que está de acuerdo a la estequiometría.

5.1.7.2 REACTIVOS

Se considera como reactivo limitante a la quinona, pues sólo se tiene la necesaria para la producción de hidroquinona requerida.

QUINONA: QDR2

QDR2 = 129.60 Kg

FIERRO AL DESTILADOR FLASH: FDF

FDF = 0.8 x FF = 104.16 Kg

IMPUREZAS FDF = 5.48 Kg

5.1.7.3 EXCESOS

En este equipo el único compuesto que está considerado como exceso es el fierro, además del agua alimentada del condensador eductor de chorro.

FIERRO DE EXCESO: FRE

FRE = 37.20 Kg

IMPUREZAS FRE = 1.96 Kg

5.1.7.4 PRODUCTOS

En la etapa correspondiente al destilador flash, se obtienen dos distintos productos, con lo cual se completa la reacción de reducción.

HIDROQUINONA: HQII

110.11 Kg HQ2 - 108.09 Kg QDR2

x - 129.60 Kg QDR2

x = 132.02 Kg HQ2

OXIDO DE FIERRO: OF2

71.86 Kg OF2 - 108.09 Kg HQ2

x - 132.02 Kg HQ2

x = 86.27 Kg OF2

5.1.7.5 SOBRANTES

Los sobrantes que aparecen en este destilador flash en esta segunda parte de la reacción son el fierro y el agua no consumidos, ó sea, los excesos. También están las impurezas del fierro.

FIERRO: FRE

FRE = 37.20 Kg

AGUA: ASDF

ASDF = 2159.69 - 21.59 = 2138.10 Kg

IMPUREZAS: IDF

IDF = 6.85 Kg

5.1.7.6 AGUA EVAPORADA

En el tanque flash debe eliminarse una cierta cantidad de agua para tener una solución saturada de hidroquinona, a una temperatura que sea ligeramente superior a los 60°C, ya que el punto de cristalización de la hidroquinona está entre los 60 y 65°C.

La solubilidad de la hidroquinona a la temperatura considerada (62.5°C) es de 26.50 g de hidroquinona por 100 g de agua. Como el tanque flash opera con un vacío entre 15 y 23 in Hg, el agua eliminada como vapor está a 81.80°C, que es la temperatura que corresponde a la presión de saturación de 381 mm Hg (15 in Hg), tal y como lo expresa la literatura del proceso.

AGUA EVAPORADA: AE

$$ANE = (51.38 + 132.02) \text{ Kg HQ} \times \frac{100 \text{ Kg AGUA}}{26.50 \text{ Kg HQ}} = 692.08 \text{ Kg}$$

$$AE = 2138.10 - 692.08 = 1446.02 \text{ Kg}$$

5.1.7.7 RESUMEN

ENTRADAS	CANTIDAD	SALIDAS	CANTIDAD
AGUA	2159.69	AGUA	692.08
FIERRO	104.16	FIERRO	37.20
HIDROQUINONA	51.38	HIDROQUINONA	183.40
IMPUREZAS	6.85	IMPUREZAS	6.85
OXIDO FIERRO	33.50	OXIDO FIERRO	119.77
QUINONA	129.60	VAPOR	1446.02
TOTAL	2485.18	TOTAL	2485.18

5.1.8 TANQUE DE TRATAMIENTO DE IMPUREZAS

La solución que proviene del destilador flash se bombea a un tanque de tratamiento de impurezas, el cual está provisto de un agitador y un serpentín, con el fin de mantener una mezcla homogénea a una temperatura que oscile entre los 90 y 95 °C. Se agregan al tanque carbón activado y agentes precipitantes para eliminar las impurezas, el fierro y el óxido de fierro.

5.1.8.1 CARBON ACTIVADO Y AGENTES PRECIPITANTES

Para saber la cantidad de carbón activado y agentes precipitantes que se emplean en conjunto para tratar las impurezas se toma la siguiente regla empírica: a un 0.005 % del total

de la mezcla se le agrega un 0.02 % del total entre el carbón y los agentes.

IMPUREZAS TOTALES (INCLUYENDO FIERRO Y OXIDO DE FIERRO): ITI

$$\text{ITI} = 6.85 + 37.20 + 119.77 = 163.82 \text{ Kg}$$

100 % - 1039.16 Kg MEZCLA TOTAL

x - 163.82 Kg ITI

$$x = 15.76 \%$$

CARBON ACTIVADO Y AGENTES PRECIPITANTES: CAYAP

0.02 % CAYAP - 0.005 % IMPUREZAS

x - 15.76 % IMPUREZAS

$$x = 63.04 \%$$

1039.16 Kg MEZCLA TOTAL - 100.00 %

x - 63.04 %

$$x = 655.08 \text{ Kg CAYAP}$$

5.1.8.2 RESUMEN

ENTRADAS	CANTIDAD	SALIDAS	CANTIDAD
AGUA	692.08	AGUA	692.08
AGENTES Y CARBON	655.08	AGENTES Y CARBON	655.08
FIERRO	37.20	FIERRO	37.20
HIDROQUINONA	183.40	HIDROQUINONA	183.40
IMPUREZAS	6.85	IMPUREZAS	6.85
OXIDO FIERRO	119.77	OXIDO FIERRO	119.77
TOTAL	1694.38	TOTAL	1694.38

5.1.9 FILTRO PRENSA

La solución del tanque de tratamiento de impurezas viene a una temperatura de 90°C a fin de mantener la hidroquinona en solución. En este equipo se separa un filtrado que contiene la hidroquinona y el agua, y una torta que contiene a las impurezas, el fierro, y el óxido de fierro, los agentes precipitantes y el carbón activado.

5.1.9.1 RESUMEN

ENTRADAS	CANTIDAD	SALIDA FILTRADO	CANTIDAD
AGUA	692.08	AGUA	692.08
AGENTES Y CARBON	655.08	HIDROQUINONA	183.40
FIERRO	37.20		
HIDROQUINONA	183.40	SALIDA TORTA	CANTIDAD
IMPUREZAS	6.85		
OXIDO FIERRO	119.77	AGENTES Y CARBON.	655.08
TOTAL	1694.38	IMPUREZAS	163.82
		TOTAL	1694.38

5.1.10 CRISTALIZADOR

El filtrado proveniente del filtro prensa se alimenta al cristalizador de fondo cónico. Este equipo opera a vacío, pues es importante evitar un posible contacto con el aire a la temperatura en que se encuentra (90-95°C). El cristalizador opera adiabáticamente y con un rango final de temperatura de 5 a 10°C.

El tamaño de los cristales se controla por la velocidad de evaporación en este equipo. Además, para asegurar la no oxidación en el proceso se agregan pequeñas cantidades de SO₂.

La solución de hidroquinona que es cargada al cristalizador, contiene 183.40 Kg de hidroquinona por cada 692.08 Kg de agua (solución saturada).

La solubilidad de la hidroquinona es de 2 g por cada 100 g de agua a 5°C, la cual se considera la temperatura mínima de operación del cristalizador.

Posteriormente se elimina el 80 % del agua (no incluyendo aguas madres).

5.1.10.1 MATERIALES SEPARADOS

De acuerdo a lo expuesto antes, se puede obtener la hidroquinona que queda en las aguas madres, así como la hidroquinona cristalizada.

HIDROQUINONA EN AGUAS MADRES: HQAM

$$HQAM = \frac{692.08 \times 1.75}{100} = 12.11 \text{ Kg}$$

AGUA EN AGUAS MADRES: AAM

$$AAM = \frac{12.11 \times 692.08}{183.40} = 45.70 \text{ Kg}$$

HIDROQUINONA CRISTALIZADA: HQC

$$HQC = 183.40 - 12.11 = 171.29 \text{ Kg}$$

AGUA EN LA HIDROQUINONA CRISTALIZADA: AHQC

$$\text{AHQC} = 692.08 - 45.70 = 646.38 \text{ Kg}$$

AGUA EVAPORADA: AEC

$$\text{AEC} = 0.8 \times 646.38 = 517.10 \text{ Kg}$$

5.1.10.2 RESUMEN

ENTRADAS	CANTIDAD	SALIDAS	CANTIDAD
AGUA	692.08	AGUA	129.28
HIDROQUINONA	183.40	AGUAS MADRES	57.81
TOTAL	875.48	HIDROQUINONA	171.29
		VAPOR	517.10
		TOTAL	875.48

5.1.11 CENTRIFUGA

Los lodos son pasados a la centrifuga donde el licor madre se separa de los cristales.

5.1.11.1 RESUMEN

ENTRADAS	CANTIDAD	SALIDA LICOR MADRE	CANTIDAD
AGUA	129.28	AGUAS MADRES	57.81
AGUAS MADRES	57.81	SALIDA CRISTALES	CANTIDAD
HIDROQUINONA	171.29		
TOTAL	358.38		
		AGUA	129.28
		HIDROQUINONA	171.29
		TOTAL	358.38

5.1.12 SECADOR ROTATORIO

Los cristales de la centrifuga se alimentan al secador rotatorio de vacío de doble cono, el cual está equipado con una camisa de vapor, y opera a un vacío de 28.5 in Hg. Finalmente se obtiene hidroquinona grado fotográfico con 1 % de humedad.

5.1.12.1 MATERIALES SEPARADOS

AGUA EN LA HIDROQUINONA FINAL: AHQSR

171.29 Kg HQ - 99 %

x - 1 %

x = 1.73 Kg AHQSR

AGUA EVAPORADA: ASR

ASR = 129.28 - 1.73 = 127.55 Kg

5.1.12.2 RESUMEN

ENTRADAS	CANTIDAD	SALIDAS	CANTIDAD
AGUA	129.28	AGUA	1.73
HIDROQUINONA	171.29	HIDROQUINONA	171.29
TOTAL	300.57	VAPOR	127.55
		TOTAL	300.57

5.2 BALANCE DE ENERGIA

5.2.1 INTRODUCCION

Para hacer un análisis riguroso se deben de tomar en cuenta a todos los tipos de interacciones con respecto a la generación de calor.

Sin embargo, no es prioridad del trabajo de tesis ahondar en dicha faceta del proceso. Debido a esta razón se ha decidido tomar sólo en cuenta a ciertas aportaciones que se han considerado como las más valiosas y significativas.

Además, debe quedar bien claro que las contribuciones despreciadas no tienen un valor que pueda tomarse como de suma importancia.

El balance de energía aquí presentado se encuentra sobre la base de 1 hora. Y al igual que en el balance de materia, para los requerimientos de planta se harán las correcciones pertinentes.

Asimismo se ha fijado un valor de referencia para la temperatura, y este será el de la ambiental, ó sea, 25°C.

$$\text{PRODUCCION: } 1500 \frac{\text{Toneladas}}{\text{año}} = 171.23 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}}$$

BASE DE CALCULO: 1 Hora

TEMPERATURA DE REFERENCIA (AMBIENTE): 25°C

5.2.2 REACTOR DE SULFATACION

5.2.2.1 CALOR DE DILUCION

En este primer reactor, la primera contribución considerable al balance de energía se tiene por la dilución producida al alimentar el primer lote de ácido sulfúrico y agua.

CALOR DE DILUCION: QDR1

$$QDR1 = - 46.00 \frac{\text{Kcal}}{\text{KgMEZCLA}} (\text{ASR1} + \text{AR1})$$

$$= - 46.00 (427.83 + 794.54)$$

$$= - 56229.02 \text{ Kcal}$$

TEMPERATURA FINAL: TFR1

$$TFR1 = \frac{56229.02}{1222.37 \times 0.73} + 25.00 = 88.01^\circ\text{C}$$

Para enfriar la solución a la temperatura ambiente, se utiliza salmuera de CaCl_2 al 25 % con una temperatura inicial de -5°C y una temperatura final de 25°C . El calor específico para esta salmuera se considera como $0.75 \text{ Kcal/Kg } ^\circ\text{C}$.

SALMUERA DE ENFRIAMIENTO: SR1

$$SR1 = \frac{56229.02}{0.75 \times (25 - (-5))} = 2500 \text{ Kg}$$

5.2.2.2 CALOR DE REACCION DE SULFATACION

Luego de enfriar la solución a la temperatura ambiente, se adiciona la anilina. Esta es precisamente la segunda contribución considerable al balance de energía en este primer reactor.

CALOR DE REACCION DE SULFATACION: QRSR1

REACCION DE SULFATACION



CALOR DE REACCION A 25°C: $\Delta H^\circ = H_P^\circ - H_R^\circ$

$$H_{\text{SULFATO ANILINA}}^\circ = - 250.32 \frac{\text{Kcal}}{\text{gmol}} \times \frac{243.18 \times 1000}{284.32}$$

$$= - 214099.67 \text{ Kcal}$$

$$H_{\text{ANILINA}}^\circ = - 19.70 \frac{\text{Kcal}}{\text{gmol}} \times \frac{176.99 \times 1000}{93.12}$$

$$= - 37443.12 \text{ Kcal}$$

$$H_{\text{ACIDO SULFURICO}}^\circ = - 193.91 \frac{\text{Kcal}}{\text{gmol}} \times \frac{83.89 \times 1000}{98.08}$$

$$= - 165855.53 \text{ Kcal}$$

$$Q_{RSR1} = - 214099.67 - (-37442.12) - (-165855.53)$$

$$= - 10801.02 \text{ Kcal}$$

5.2.3 REACTOR DE OXIDACION

5.2.3.1 CALOR DE DILUCION

En este segundo reactor la primera gran contribución al balance de energía se tiene por la dilución producida al cargar el segundo lote de ácido sulfúrico y agua.

CALOR DE DILUCION: QDR2

$$Q_{DR2} = - 46.00 \frac{\text{Kcal}}{\text{KgMEZCLA}} (ASR2 + AR2)$$

$$= - 46.00 (284.22 + 529.69)$$

$$= - 37439.86 \text{ Kcal}$$

TEMPERATURA FINAL: TFR2

$$T_{FR2} = \frac{37439.86}{813.91 \times 0.73} + 25.00 = 88.01^\circ\text{C}$$

Para enfriar la solución a la temperatura de 5°C se utiliza salmuera de CaCl₂ al 25 % con una temperatura inicial de - 5 °C y una temperatura final de 25°C. El calor específico para

esta salmuera se considera como 0.75 Kcal/Kg °C.

SALMUERA DE ENFRIAMIENTO: SR2

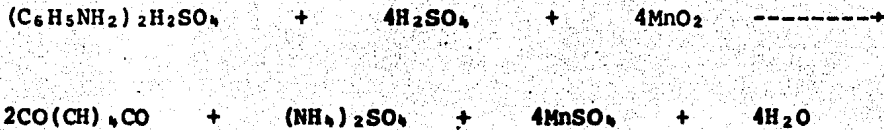
$$SR2 = \frac{813.91 \times 0.73 \times (5 - 88.01)}{-0.75 \times (25 - (-5))} = 2192.03 \text{ Kg}$$

5.2.3.2 CALOR DE REACCION DE OXIDACION

Luego de enfriar la solución a 5°C, se adiciona el dióxido de manganeso y la mezcla del reactor de sulfatación. Esta es precisamente la segunda gran contribución al balance de energía en este segundo reactor. Se genera calor por la reacción a 5°C.

CALOR DE REACCION DE OXIDACION: QROR2

REACCION DE OXIDACION



CALOR DE REACCION A 25°C: $\Delta H^\circ = H_P^\circ - H_R^\circ$

$$\begin{aligned}
 H_P^\circ \text{SULFATO ANILINA} &= - 250.32 \frac{\text{Kcal}}{\text{gmol}} \times \frac{243.18 \times 1000}{284.32} \\
 &= - 214099.67 \text{ Kcal}
 \end{aligned}$$

$$\text{H}^\circ \text{DIOXIDO MANGANESO} = - 124.58 \frac{\text{Kcal}}{\text{gmol}} \times \frac{297.41 \times 1000}{86.93}$$

$$= - 426220.38 \text{ Kcal}$$

$$\text{H}^\circ \text{ACIDO SULFURICO} = - 193.91 \frac{\text{Kcal}}{\text{gmol}} \times \frac{335.55 \times 1000}{98.08}$$

$$= - 663402.33 \text{ Kcal}$$

$$\text{H}^\circ \text{QUINONA} = - 46.44 \frac{\text{Kcal}}{\text{gmol}} \times \frac{184.90 \times 1000}{108.09}$$

$$= - 79440.80 \text{ Kcal}$$

$$\text{H}^\circ \text{SULFATO AMONIO} = - 281.74 \frac{\text{Kcal}}{\text{gmol}} \times \frac{113.02 \times 1000}{132.14}$$

$$= - 240973.62 \text{ Kcal}$$

$$\text{H}^\circ \text{SULFATO MANGANESO} = - 254.18 \frac{\text{Kcal}}{\text{gmol}} \times \frac{516.60 \times 1000}{151.00}$$

$$= - 869598.60 \text{ Kcal}$$

$$\text{H}^\circ \text{AGUA} = - 68.32 \frac{\text{Kcal}}{\text{gmol}} \times \frac{61.62 \times 1000}{18.01}$$

$$= - 233752.27 \text{ Kcal}$$

$$\Delta H^\circ = - 79440.80 - 240973.62 - 869598.60 - 233752.27 -$$

$$(-214099.67) - (-426220.38) - (663402.33)$$

$$= - 120042.91 \text{ Kcal}$$

$$\text{CALOR DE REACCION A T: } \Delta H_T = \Delta H^\circ + \int \Delta C_p^\circ dT$$

Para el sistema propuesto, se hizo uso de las capacidades caloríficas propuestas en el Manual del Ingeniero Químico de John H. Perry.

Asimismo, utilizando las fórmulas correspondientes a cada compuesto y combinándolas de acuerdo a la metodología mostrada en la Fisicoquímica de Gilbert W. Castellan se obtiene la expresión para la capacidad calorífica a emplearse en la técnica.

$$\Delta C_p^\circ = 155080 - 8.1 T + 0.1 T^2 \frac{\text{Kcal}}{^\circ\text{K}}$$

Y por lo tanto para $T = 278^\circ\text{K}$ (5°C), se tiene:

$$\Delta H_T = - 120042.91 + \frac{1}{1000} \left| \int (155080 - 8.1 T + 0.1 T^2) dT \right|$$

$$= - 123263.81 \text{ Kcal}$$

$$QROR2 = - 123263.81 \text{ Kcal}$$

5.2.3.3 CALOR DE REACCION DE NEUTRALIZACION

Al final del periodo de maduramiento, que es aproximadamente de 4 horas, todo el ácido sulfúrico sobrante, se neutraliza con cal hidratada. Esta es la tercera contribución considerable al balance de energía en este reactor. Se genera calor por la reacción de neutralización a 5°C.

CALOR DE REACCION DE NEUTRALIZACION: QRN

REACCION DE NEUTRALIZACION



$$\text{CALOR DE REACCION A } 25^\circ\text{C: } \Delta H^\circ = H_P^\circ - H_R^\circ$$

$$H_P^\circ \text{ HIDROXIDO CALCIO} = - 235.58 \frac{\text{Kcal}}{\text{gmol}} \times \frac{221.82 \times 1000}{74.10}$$

$$= - 705213.98 \text{ Kcal}$$

$$H_R^\circ \text{ ACIDO SULFURICO} = - 193.91 \frac{\text{Kcal}}{\text{gmol}} \times \frac{293.61 \times 1000}{98.08}$$

$$= - 580484.05 \text{ Kcal}$$

$$H^{\circ}_{\text{SULFATO CALCIO}} = - 338.73 \frac{\text{Kcal}}{\text{gmol}} \times \frac{407.54 \times 1000}{136.14}$$

$$= - 1014000.47 \text{ Kcal}$$

$$H^{\circ}_{\text{AGUA}} = - 68.32 \frac{\text{Kcal}}{\text{gmol}} \times \frac{107.83 \times 1000}{18.01}$$

$$= - 409031.94 \text{ Kcal}$$

$$\Delta H^{\circ} = - 1014000.47 - 409031.94 - (-705213.98) - (-580484.05)$$

$$= - 137334.38 \text{ Kcal}$$

$$\text{CALOR DE REACCION A T: } \Delta H_T = \Delta H^{\circ} + \int \Delta C_p^{\circ} dT$$

Y utilizando la metodología mencionada anteriormente, se puede obtener la expresión para la capacidad calorífica deseada.

$$\Delta C_p^{\circ} = 54275.33 + 65.56 T - \frac{469386455.10}{T^2}$$

Y por lo tanto para $T = 278^{\circ}\text{K}$ (5°C), se tiene

$$\Delta H_T = - 137334.38 + \frac{1}{1000} \left| \int (54275.33 + 65.56 T - \frac{469386455.10}{T^2}) dT \right|$$

$$= - 185736.16 \text{ Kcal}$$

$$\text{QRN} = - 185736.16 \text{ Kcal}$$

5.2.4 INTERCAMBIADOR DE CALOR

La mezcla del reactor de oxidación se pasa al intercambiador de calor para incrementar su temperatura de 5 a 75°C.

CALOR PARA ELEVAR LA TEMPERATURA: QSIC

$$QSIC = QAGUA + QDM + QQUINONA + QSA + QSC + QSM + QI$$

$$Q = (m \text{ ó } n) C_p dT$$

$$m \text{ si } C_p = \text{cal/g } ^\circ\text{K}$$

$$n \text{ si } C_p = \text{cal/gmol } ^\circ\text{K}$$

$$T_f = 348^\circ\text{K}$$

$$T_i = 278^\circ\text{K}$$

$$QAGUA = nAGUA \times CpAGUA \times \Delta T$$

$$= \frac{1491.45 \times 1000}{18.01} \times \frac{18.01}{1000} \times (348 - 278)$$

$$= 104557.60 \text{ Kcal}$$

$$QDM = nDM \times C_p DM \times dT$$

$$= \frac{178.45 \times 1000}{86.93} \times \frac{1}{1000} \left| \int (1.92 + 0.0471 T - 0.0000209 T^2) dT \right|$$

$$= 2098.86 \text{ Kcal}$$

$$Q_{QUINONA} = m_{QUINONA} \times C_{pQUINONA} \times \Delta T$$

$$= 184.90 \times \left| \int (0.282 - 0.00083 T) dT \right|$$

$$= 7012.38 \text{ Kcal}$$

$$Q_{SA} = n_{SDA} \times C_{pSDA} \times \Delta T$$

$$= \frac{113.02 \times 1000}{132.14} \times \frac{51.60}{1000} \times (348 - 278)$$

$$= 7012.38 \text{ Kcal}$$

$$Q_{SC} = n_{SC} \times C_{pSC} \times \Delta T$$

$$= \frac{406.54 \times 1000}{136.14} \times \frac{1}{1000} \left| \int (18.52 - 0.02197 T - \frac{156800}{T^2}) dT \right|$$

$$= 18732.84 \text{ Kcal}$$

$$Q_{SM} = n_{SM} \times C_{pSM} \times \Delta T$$

$$= \frac{516.60 \times 1000}{151.00} \times \frac{27.50}{1000} \times (348 - 278)$$

$$= 6585.79 \text{ Kcal}$$

$$QI = nI \times CpI \times \Delta T$$

$$= \frac{984.89}{1000} \times 32.20 \times (348 - 278)$$

$$= 2226.84 \text{ Kcal}$$

$$QSIC = 144303.67 \text{ Kcal}$$

Para elevar la temperatura de la mezcla a la temperatura deseada se emplea vapor de 5 lb/in² de presión.

5.2.5 DESTILADOR RAYLEIGH

El destilador Rayleigh trabaja a una presión de 1 atmósfera.

Aquí se eleva la temperatura de la mezcla saliente del inter cambiador de calor hasta el punto en que se forme una fase

vapor que contenga quinona y agua. De esta manera resulta ob vio que se tendrán dos tipos de calor: uno sensible, ó sea,

el que interviene al elevar la temperatura de la mezcla desde 75°C hasta 136°C, donde se separan la quinona y el agua del

resto de la mezcla y otro latente, ó sea, el que aparece cuando se forman las fases vapor del agua y la quinona.

Para el cálculo del calor para elevar la temperatura de la so lución se emplean las mismas ecuaciones que en la parte corres

pendiente al intercambiador de calor, pero considerando las nuevas temperaturas:

$$T_f = 136^{\circ}\text{C}$$

$$T_i = 75^{\circ}\text{C}$$

Por otro lado, el cálculo del cambio de fase de agua y quinona, se hace tomando en cuenta que se van a evaporar cantidades fijadas (en el caso de la quinona) o calculadas por la ecuación de Rayleigh (en el caso del agua).

Los calores latentes para este cambio de fase se tomarán de la literatura correspondiente.

CALOR PARA ELEVAR LA TEMPERATURA: QSDR

$$QSDR = QAGUA + QDM + QQUINONA + QSA + QSC + QSM + QIS$$

$$QAGUA = 91114.48 \text{ Kcal}$$

$$QDM = 2097.03 \text{ Kcal}$$

$$QQUINONA = 6723.97 \text{ Kcal}$$

$$QSA = 2692.16 \text{ Kcal}$$

$$QSC = 20290.06 \text{ Kcal}$$

$$QSM = 5739.05 \text{ Kcal}$$

$$QIS = 1940.53 \text{ Kcal}$$

$$QSDR = 130597.28 \text{ Kcal}$$

CALOR PARA CAMBIO DE FASE: QLDR

$$QLDR = QLQ + QLA$$

$$QLQ = m_{\text{QUINONA}} \times \lambda_{\text{QUINONA}}$$

$$= 180.00 \times 1000 \times \frac{40.85}{1000}$$

$$= 7353.00 \text{ Kcal}$$

$$QLA = m_{\text{AGUA}} \times \lambda_{\text{AGUA}}$$

$$= \frac{235.45 \times 1000}{18.01} \times \frac{9729}{1000}$$

$$= 127190.06 \text{ Kcal}$$

$$QLDR = 134543.06 \text{ Kcal}$$

5.2.6 EDUCTOR DE CHORRO

En el condensador eductor de chorro se tiene una temperatura de 85°C, por lo cual se tiene que considerar a las contribuciones de los diferentes calores sensibles y latentes del agua y de la quinona. Además, como se agrega una parte del fierro necesario para la reducción, se produce calor de reacción, el cual debe considerarse también.

CALOR PARA DISMINUIR LA TEMPERATURA: QSEC

$$QSEC = QAGUA + QQINONA$$

$$QAGUA = - 12007.95 \text{ Kcal}$$

$$QQINONA = - 5660.82 \text{ Kcal}$$

$$QSEC = - 17668.77 \text{ Kcal}$$

CALOR PARA CAMBIO DE FASE: QLEC

$$QLEC = QLQ + QLA$$

$$QLQ = - 7353.00 \text{ Kcal}$$

$$QLA = - 127190.06 \text{ Kcal}$$

$$Q_{LEC} = - 134543.06 \text{ Kcal}$$

CALOR DE REACCION DE REDUCCION: Q_{REC}

REACCION DE REDUCCION



$$\text{CALOR DE REACCION A } 25^\circ\text{C}: \Delta H^\circ = H^\circ_P - H^\circ_R$$

$$H^\circ_{\text{OXIDO FIERRO}} = - 64.62 \frac{\text{Kcal}}{\text{gmol}} \times \frac{33.50 \times 1000}{71.86} = - 30124.83 \text{ Kcal}$$

$$H^\circ_{\text{HIDROQUINONA}} = - 87.72 \frac{\text{Kcal}}{\text{gmol}} \times \frac{51.38 \times 1000}{110.11} = - 40932.28 \text{ Kcal}$$

$$H^\circ_{\text{AGUA}} = - 68.32 \frac{\text{Kcal}}{\text{gmol}} \times \frac{8.40 \times 1000}{18.01} = - 31864.96 \text{ Kcal}$$

$$H^\circ_{\text{QUINONA}} = - 46.44 \frac{\text{Kcal}}{\text{gmol}} \times \frac{50.40 \times 1000}{108.09} = - 21653.96 \text{ Kcal}$$

$$\Delta H^\circ = - 30124.83 - 40932.28 - (-31864.96) - (-21653.96)$$

$$= - 17538.19 \text{ Kcal}$$

$$\text{CALOR DE REACCION A T: } \Delta H_T = \Delta H^\circ + \int \Delta C_p^\circ dT$$

De donde por la metodologí­a ya utilizada anteriormente, se tiene que:

$$\Delta C_p^\circ = 3077.84 - 8.38 T - \frac{36498803.23}{T^2}$$

Y por lo tanto para $T = 358^\circ\text{K}$ (85°C), se tiene:

$$\Delta H_T = -17538.19 - \frac{1}{1000} \left[\int (3077.84 - 8.38 T - \frac{36498803.23}{T^2}) dT \right]$$

$$= -15971.97 \text{ Kcal}$$

5.2.7 DESTILADOR FLASH

En el destilador flash se deben de considerar tres situaciones que contribuyen al balance de energía.

La primera se establece cuando la mezcla saliente del condensador eductor de chorro a una temperatura de 85°C entra al destilador flash y reduce su temperatura a 65°C .

La segunda se establece por la segunda parte de la reacción de reducción a la temperatura de 65°C dado que se agrega el fierro restante para completar la reacción de reducción con la quinona sobrante del condensador eductor de chorro.

La tercera se establece al evaporar los 1446.02 Kg de agua a las condiciones de 381 mm Hg de vacío.

CALOR PARA DISMINUIR LA TEMPERATURA: QSDF

$$QSDF = QAGUA + QHIDROQUINONA + QI + QOF + QQUINONA$$

$$QAGUA = -33407.80 \text{ Kcal}$$

$$\text{QHIDROQUINONA} = - 607.97 \text{ Kcal}$$

$$\text{QI} = 0 \text{ (DESPRECIABLE EN COMPARACION A LOS OTROS)}$$

$$\text{QOF} = - 1903.77 \text{ Kcal}$$

$$\text{QQUINONA} = - 1479.62 \text{ Kcal}$$

$$\text{QSDF} = - 37399.16 \text{ Kcal}$$

El destilador flash opera a un vacío de 15 a 23 mm Hg. Pero como los compuestos involucrados no son gases ó vapores, se hace la suposición de que el calor de reacción no variará de masiado con respecto a la presión.

CALOR DE REACCION DE REDUCCION: Q RDF

REACCION DE REDUCCION



$$\text{CALOR DE REACCION A } 25^\circ\text{C: } \Delta H^\circ = H_p^\circ - H_R^\circ$$

$$H^\circ_{\text{OXIDO FIERRO}} = - 64.62 \frac{\text{Kcal}}{\text{gmol}} \times \frac{86.27 \times 1000}{71.86} = - 77578.17 \text{ Kcal}$$

$$H^\circ_{\text{HIDROQUINONA}} = - 68.32 \frac{\text{Kcal}}{\text{gmol}} \times \frac{132.02 \times 1000}{110.11} = - 105174.77 \text{ Kcal}$$

$$H^{\circ}_{\text{AGUA}} = - 68.32 \frac{\text{Kcal}}{\text{gmol}} \times \frac{21.59 \times 1000}{18.01} = - 81900.54 \text{ Kcal}$$

$$H^{\circ}_{\text{QUINONA}} = - 46.44 \frac{\text{Kcal}}{\text{gmol}} \times \frac{129.60 \times 1000}{108.09} = - 55681.60 \text{ Kcal}$$

$$\Delta H^{\circ} = - 77578.17 - 105174.77 - (-81900.54) - (-55681.60)$$

$$= - 45170.80 \text{ Kcal}$$

$$\text{CALOR DE REACCION A T: } \Delta H_T = \Delta H^{\circ} + \int \Delta C_p^{\circ} dT$$

Donde

$$\Delta C_p^{\circ} = 3077.84 + 8.38 T - \frac{36498803.23}{T^2}$$

Y por lo tanto para $T = 338^{\circ}\text{K}$ (65°C), se tiene:

$$\Delta H_T = - 44134.88 \text{ Kcal}$$

Posteriormente se eliminan 1446.02 Kg de agua a 381 mm Hg, lo cual implica calor latente de evaporación a estas condiciones.

CALOR LATENTE DE EVAPORACION: QLEATF

$$QLEATF = m_{\text{AGUA}} \times \lambda_{\text{AGUA}}$$

$$= 1446.02 \times 549.82$$

$$= 795050.72 \text{ Kcal}$$

5.2.8 TANQUE DE TRATAMIENTO DE IMPUREZAS

La mezcla del destilador flash se trasvasa al tanque de tratamiento de impurezas donde se eleva su temperatura desde 65 hasta 90°C.

CALOR PARA ELEVAR LA TEMPERATURA: QSTTI

$$QSTTI = QAGUA + QCAYAP + QF + QHIDROQUINONA + QI + QOF$$

$$QAGUA = \frac{692.08 \times 1000}{18.01} \times \frac{18.01}{1000} \times (363 - 338)$$

$$= 17302.00 \text{ Kcal}$$

$$QCAYAP = 655.08 \times 0.2 \times (363 - 338)$$

$$= 3275.40 \text{ Kcal}$$

$$QF = \frac{37.20 \times 1000}{55.85} \times \frac{1}{1000} \left[4.13(363 - 338) + \frac{0.00638(363^2 - 338^2)}{2} \right]$$

$$= 106.01 \text{ Kcal}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{HIDROQUINONA}} &= 183.40 \times \left| 0.268(363 - 338) + \frac{0.00093(363^2 - 338^2)}{2} \right| \\
 &= 2723.33 \text{ Kcal}
 \end{aligned}$$

QI = 0 (DESPRECIABLE EN COMPARACION A LOS OTROS)

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{OF}} &= 119.77 \times 1000 \times \frac{1}{1000} \left| 12.62(363 - 338) + \frac{0.001492(363^2 - 338^2)}{2} \right| \\
 &\quad + \frac{76200}{363 - 338} \left| \right. \\
 &= 5628.56 \text{ Kcal}
 \end{aligned}$$

QSTTI = 29035.30 Kcal

5.2.9 FILTRO PRENSA

No hay cantidades de calor significativas en este equipo.

5.2.10 CRISTALIZADOR

El cristalizador opera adiabáticamente y con una temperatura final que oscila entre 5 y 10°C. Se producen 517.10 Kg de va por.

CALOR DE EVAPORACION: QLEC

$$Q_{\text{LEC}} = m_{\text{AGUA}} \times \lambda_{\text{AGUA}}$$

$$= 517.10 \times 595.00$$

$$= 307674.50 \text{ Kcal}$$

5.2.11 CENTRIFUGA

No hay cantidades de calor significativas en este equipo.

5.2.12 SECADOR ROTATORIO

Se desean secar los 171.29 Kg por hora de hidroquinona que salen con 0.775 Kg de agua por cada 1 Kg de hidroquinona del equipo anterior. Esta solución sale a 5°C.

Luego se desea que la hidroquinona salga del secador rotatorio a 105°C y con 0.01001 Kg de agua por cada 1 Kg de hidroquinona (1 % de humedad).

Se hace la suposición de que el vapor sale a 100°C. También se considera que la densidad del material es 1.332 Kg/m³ y el calor específico es 0.29 Kcal/Kg°C.

CALOR TOTAL: QSSR

$$QSSR = QEA + QSHQ$$

$$QEA = 171.29 (0.755 - 0.01001) | (100 - 5) + 540.51 |$$

$$= 81097.01 \text{ Kcal}$$

$$QSHQ = 171.29 (0.29) (105 - 5)$$

$$= 4967.41 \text{ Kcal}$$

QSSR = 86064.42 Kcal

6.- ANALISIS DE COSTOS

6.1 INTRODUCCION

En este capítulo se cuantifican a los diversos factores que intervienen directamente en los costos del proceso.

En primer lugar se toma en cuenta al equipo de proceso. Esto es, de acuerdo a los balances de materia y energía, la situación por el manejo en lotes y de acuerdo a la información que los proveedores consideran como fundamental para la selección del equipo, se halla el costo aproximado de las unidades.

Luego se hace una evaluación de los costos de producción que se toman como los siguientes: costos de servicios auxiliares, costos de materias primas, costos de mano de obra directa, costos de supervisión, costos de empaque y otros.

En cada punto se determina los parámetros decisivos.

Así, como costos de servicios están el vapor, el agua de enfriamiento y de proceso, el diésel y la energía eléctrica.

En la materia prima se estiman los costos de la anilina, el ácido sulfúrico, el dióxido de manganeso, el fierro y el hidróxido de calcio.

En estos dos anteriores puntos se hace un estimado de los incrementos que puedan sufrir durante la duración del proyecto. Respecto a la mano de obra directa se indica que personal se requiere, con un determinado horario de trabajo y los incrementos salariales que se suponen.

El resto se aclara a lo largo del capítulo.

6.2 EVALUACION TECNICO-ECONOMICA DEL EQUIPO

6.2.1 REACTOR DE SULFATACION

UNIDADES: 1

Dado que el proceso se llevará a cabo por lotes, en este primer reactor se ha considerado que la siguiente de operación es la más óptima: se deben alimentar las cantidades suficientes de agua, ácido sulfúrico y anilina para la producción total de 4 horas de hidroquinona. Además, hay que considerar a lo siguiente con respecto al calor generado: como el tiempo de residencia en el reactor de sulfatación es aproximadamente de 3 horas, tomando en cuenta la mezcla del agua y el ácido sulfúrico, la reacción de sulfatación propiamente y el trasvase, el calor generado por las dos primeras etapas debe ser eliminado de la siguiente manera:

- 1) El calor de mezclado debe eliminarse en 2 horas
- 2) El calor de reacción debe eliminarse en 0.5 horas

En consecuencia, se tienen las siguientes cantidades de calor a ser disipadas, dadas las condiciones del tren de operación:

$$\begin{aligned} QDR1 &= - 56229.02 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr}} \times \frac{4}{2} \\ &= - 112458.04 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr}} \end{aligned}$$

$$QRSR1 = - 10801.02 \times \frac{4}{0.5}$$

$$= - 86408.16 \text{ Kcal}$$

Y de acuerdo a esto último se obtiene el volumen del reactor en función de dos parámetros:

- 1) El volumen mínimo requerido para procesar las materias primas necesarias para la producción total de 4 horas de hidroquinona, suponiendo que los volúmenes son perfectamente aditivos ($\Delta V_{\text{MEZCLADO}} = 0$).
- 2) El volumen requerido del serpentín para disipar el calor de la mezcla agua-ácido sulfúrico.

Es importante hacer notar que el calor de mezclado del agua y el ácido sulfúrico es mayor que aquel de la reacción de sulfatación, por lo que entonces, es razonable suponer que si el serpentín disipa el calor de la mezcla, podrá disipar el calor de la reacción.

VOLUMEN DEL SERPENTIN

La solución de ácido sulfúrico al 35 % libera 56229.02 Kcal en 1 hora, pero como el lote cargado corresponde a la produc

ción de 4 horas de hidroquinona con un desprendimiento de calor que debe ser disipado en un tiempo de 2 horas. La cantidad que debe ser liberada es realmente de 112458.02 Kcal por 1 hora, calentándose la solución de cualquier modo a una temperatura de 88.01°C.

Para reaccionar con la anilina, la solución debe enfriarse a 25°C con un serpentín de plomo de 1.25 in de diámetro interno nominal por donde circulan 5000 Kg de salmuera de CaCl₂ al 35 % con una temperatura inicial de - 5°C y una temperatura final de 25°C. La cantidad de mezcla por lote a enfriarse es de 4889.48 Kg.

El coeficiente laminar de convección h_1 para la solución de salmuera de CaCl₂ al 35 % se obtiene usando el caso correspondiente a líquidos calentados dentro de serpentines:

$$h_1 = 1.2 h_{TUBO}$$

donde h_{TUBO} para el calentamiento:

$$\frac{h}{k} D = 0.0325 \left| \frac{D v \rho}{\mu} \right|^{0.8} \left| \frac{C_p \mu}{k} \right|^{0.4}$$

En esta ecuación cada propiedad física esta determinada a la temperatura media logarítmica (LMTD). En función del gasto másico:

$$= 0.0325 \left| \frac{4 W}{H D \mu} \right|^{0.88} \left| \frac{C_p \mu}{k} \right|^{0.40}$$

TEMPERATURA MEDIA LOGARITMICA

$$T_2 = 77.00 - 23.00 = 54.00^\circ\text{F}$$

$$T_1 = 190.42 - 77.00 = 113.42^\circ\text{F}$$

$$\text{LMTD} = \frac{54.00 - 113.42}{\ln \frac{54.00}{113.42}} = 80.07^\circ\text{F}$$

PROPIEDADES DE LA SALMUERA

PROPIEDAD	CaCl (25 %)	UNIDADES
Cp	0.81	BTU/lb°F
μ	5.08	lb/ft hr
k	0.30	BTU/hr ft °F/ft

Díámetro interior: 1.25 pulgadas

Por lo tanto:

$$h_i = \left| \frac{1.2 \times 0.0325 \times 0.30 \times 12}{1.25} \right| \times \left| \frac{4 \times 11023.11 \times 12}{\pi \times 1.25 \times 5.08} \right|^{0.88} \times \left| \frac{0.81 \times 5.08}{0.30} \right|^{0.40}$$

$$= 368.74$$

El coeficiente laminar de convección h_2 para la solución de ácido sulfúrico al 35 % se obtiene usando el caso correspondiente a líquidos enfriados fuera de serpentines:

$$\frac{h D}{k} = 0.385 \left| \frac{D v \rho}{\mu} \right|^{0.56} \left| \frac{C_p \mu}{k} \right|^{0.30}$$

En esta ecuación cada propiedad física ha sido determinada a la temperatura de la pared del serpentín, por lo que será necesario un cálculo por tanteo en función del gasto másico. Así, la expresión anterior queda:

$$\frac{h D}{k} = 0.385 \left| \frac{4 W}{\pi D \mu} \right|^{0.56} \left| \frac{C_p \mu}{k} \right|^{0.30}$$

Suponiendo una temperatura de pared de 66°F se realizan los cálculos y las lecturas de los datos físicos:

PROPIEDADES DEL ACIDO SULFURICO

PROPIEDAD	H ₂ SO ₄ (35 %)	UNIDADES
C _p	0.7238	BTU/lb°F
μ	4.8400	lb/ft hr
k	0.3000	BTU/hr ft ² °F/ft

Dímetro exterior: 1.67 pulgadas

Por lo tanto:

$$h_2 = \left| \frac{0.385 \times 0.30 \times 12}{1.67} \right| \times \left| \frac{4 \times 10779.46 \times 12}{\pi \times 1.67 \times 4.84} \right|^{0.56} \times \left| \frac{0.7238 \times 4.84}{0.30} \right|^{0.30}$$

$$= 449.85$$

Y la temperatura T_p de la pared del serpentín puede checarce con la siguiente ecuación:

$$T_p = \frac{h_1 \times \text{LMTD} + h_2 \times T_2}{h_1 + h_2}$$

$$= \frac{368.74 \times 80.07 + 449.85 \times 54.00}{368.74 + 449.85}$$

$$= 65.7^\circ\text{F}$$

Dado que el valor es aproximado a la temperatura de pared su puesta, se procede a calcular el coeficiente total de transmisión de calor.

Para serpentines se usa:

$$\frac{1}{U} = \frac{D E}{h_1 \times D I} + \frac{e}{k} + \frac{1}{h_2}$$

donde:

$$e = 0.14$$

$$k = 21.00 \text{ BTU/in} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/ft}$$

$$\frac{1}{U} = \frac{1.67}{368.74 \times 1.25} + \frac{0.14}{21 \times 12} + \frac{1}{449.85}$$

$$U = 156.21 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

Pero este coeficiente es para tubo liso. Para calcular el coeficiente total U_S con incrustaciones se utiliza:

$$\frac{1}{U_S} = \frac{1}{U} + \frac{1}{h_S}$$

Donde el coeficiente de la incrustación h_S depende del espesor y de la conductividad térmica de la misma:

$$h_S = \frac{k_S}{e_S}$$

donde:

h_S = coeficiente de incrustación BTU/hr ft² °F

k_S = conductividad térmica aparente de la incrustación BTU/ft hr °F

e_S = espesor de la incrustación

Aunque la conductividad térmica aparente de la incrustación varía con la clase y la porosidad de la misma, puede usarse un valor promedio de 2 BTU/hr ft² °F para k_S . Además, también se puede suponer que se acumula un depósito de 0.5 pulgadas de espesor para e_S . Y por lo tanto:

$$h_S = 2 \times 12 = 48 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

Entonces:

$$U_s = 36.72 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

AREA DE TRANSMISION DE CALOR

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U_s \text{ LMTD}} \\ &= \frac{112458.02 \times 3.9657}{36.72 \times 80.01} \\ &= 151.84 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

LONGITUD DE CALENTAMIENTO

$$\begin{aligned} L &= \frac{A}{\pi D} \\ &= \frac{151.84 \times 12}{\pi \times 1.25} \\ &= 463.98 \text{ ft} \end{aligned}$$

Por lo tanto el volumen del serpentín es:

$$\begin{aligned} V &= \pi r^2 L \\ &= \pi \times \left| \frac{1.66}{12} \right|^2 \times 463.98 \\ &= 6.97 \text{ ft}^3 = 197.49 \text{ lts} \end{aligned}$$

VOLUMEN DE LA MEZCLA

Se ha encontrado que el volumen aproximado de la mezcla es de 5000 litros. Este cálculo se hizo en base del ácido sulfúrico, el agua, la anilina y las impurezas alimentadas.

VOLUMEN TOTAL

$$V = 200 + 5000$$

$$= 5200 \text{ lts}$$

VOLUMEN FINAL (INCLUYENDO UN EXCESO DEL 20 %)

$$V = 5200 + (5200 \times 0.2)$$

$$= 6240 \text{ lts}$$

De acuerdo a los proveedores, el tamaño inmediato superior del que se dispone en el mercado es de 7000 litros.

Por lo tanto, las especificaciones para su selección son:

MATERIAL: Acero inoxidable 316

CAPACIDAD: 7000 litros

ESPEJOR DE PLACA: 1/4 in

AGITADOR: Motor de 7.5 HP

SERPENTIN: 1/4 in de DI (Plomo)

COSTO: \$ 10,750,000.00 M.N.

6.2.2 REACTOR DE OXIDACION

UNIDADES: 2

Tal como se indicó en los cálculos del equipo anterior, el proceso se lleva a cabo por lotes. Por lo tanto, se ha considerado que la siguiente secuencia de operación es la más óptima: se deben tener dos unidades que alternadas manejen a la cantidad que provenga del equipo anterior, esto es, de 4 horas. Además, es necesario considerar a los siguientes aspectos con respecto al calor que se genera: como el tiempo de permanencia en el reactor de sulfatación es de aproximadamente 5.5 horas, tomando en cuenta la mezcla del agua y el ácido sulfúrico, la reacción de oxidación propiamente, la reacción de neutralización y el trasvase, dicho calor generado en las primeras tres etapas, sobretodo, debe eliminarse de la siguiente manera:

- 1) El calor de mezclado debe eliminarse en 1 hora
- 2) El calor de reacción debe eliminarse en 4 horas
- 3) El calor de neutralización debe eliminarse en 1 hora

En consecuencia, se tienen las siguientes cantidades de ca-

lor a ser disipadas, dadas las condiciones del tren de operación:

$$QDR2 = - 37439.86 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr}} \times \frac{4}{1}$$

$$= - 149759.81 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr}}$$

$$QROR2 = - 123263.81 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr}} \times \frac{4}{4}$$

$$= - 123263.81 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr}}$$

$$QRN = - 185736.16 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr}} \times \frac{4}{1}$$

$$= - 742944.64 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr}}$$

Y de acuerdo a esto último se obtiene el volumen del reactor en función de dos parámetros:

- 1) El volumen mínimo requerido para procesar las materias primas necesarias que provengan del equipo anterior, así como el resto de los reactantes para la producción total de 4 horas de hidroquinona, suponiendo que los volúmenes son perfectamente aditivos ($\Delta V_{\text{MEZCLADO}} = 0$).
- 2) El volumen requerido del serpentín para disipar el calor de la reacción de neutralización.

Es importante hacer notar que el calor de la reacción de neutralización es mayor que el de la reacción de oxidación y el de la mezcla de agua y ácido sulfúrico, por lo que entonces, es razonable suponer que si el serpentín disipa el calor de la reacción de neutralización, podrá disipar el calor de la reacción de oxidación y el de la mezcla.

Aún más, es posible suponer que la mezcla agua-ácido sulfúrico puede adicionarse al reactor de sulfatación antes, ó al mismo tiempo, ó sólo un poco después de que se agregue al reactor de oxidación la otra parte de la mezcla agua-ácido sulfúrico.

VOLUMEN DEL SERPENTIN

La reacción de neutralización libera 185736.16 Kcal en 1 hora, pero como el lote cargado corresponde a la producción de 4 horas de hidroquinona con un desprendimiento de calor que debe ser disipado en un tiempo de 1 hora, la cantidad que debe ser liberada es realmente de 742944.64 Kcal por 1 hora. Así, la temperatura final de la mezcla, tomando en cuenta una capacidad calorífica $\overline{C_p}$ de mezcla igual a 1.8 Kcal/Kg°C, será de:

$$\begin{aligned} T_{FMRN} &= \frac{742944.64}{5965.72 \times 1.8} - 5 \\ &= 64.20 \text{ } ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Esta temperatura debe disminuir a 5°C. Para disipar el calor de la reacción de neutralización y llevar la mezcla a 5°C se utiliza un serpentín de plomo de 1.25 in de diámetro interno nominal por donde circulan 33019.76 Kg de salmuera de CaCl₂ al 25 % con una temperatura inicial de - 5°C y una temperatura final de 25°C. La cantidad de salmuera se obtuvo de la siguiente manera:

$$\text{SRN} = \frac{742944.54}{0.75 \times (25 - (-5))}$$
$$= 33019.76 \text{ Kg}$$

La cantidad a enfriarse por lote es de 5965.72 Kg.

El coeficiente laminar de convección h_1 para la solución de salmuera de CaCl₂ al 25 % se obtiene usando el caso correspondiente a líquidos calentados dentro de serpentines (ver Sección 6.2.1). Y por lo tanto:

$$h_1 = 5133.82$$

El coeficiente laminar de conducción h_2 para la mezcla se obtiene usando el caso correspondiente a líquidos enfriados fuera de serpentines (ver Sección 6.2.1). Y por lo tanto:

$$h_2 = 2397.13$$

Y siguiendo la metodología ya indicada en la sección correspondiente al reactor de sulfatación, se tiene que:

$$U_s = 45.32 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

AREA DE TRANSMISION DE CALOR

$$A = \frac{742944.64 \times 3.9657}{45.32 \times 77.33}$$
$$= 840.69 \text{ ft}^2$$

LONGITUD DE CALENTAMIENTO

$$L = \frac{840.69 \times 12}{\pi \times 1.25}$$
$$= 2568.96 \text{ ft}$$

Por lo tanto el volumen del serpentín es:

$$V = \pi \times \left| \frac{1.66}{12} \right|^2 \times 2568.86$$
$$= 38.61 \text{ ft}^3 = 1093.44 \text{ lts}$$

VOLUMEN DE LA MEZCLA

Se ha encontrado que el volumen aproximado de la mezcla es

de 8500 litros. Este cálculo se hizo en base del ácido sulfúrico, el agua, el dióxido de manganeso, el hidróxido de calcio, las impurezas, los subproductos y el sulfato de anilina alimentados.

VOLUMEN TOTAL

$$V = 1100 + 8500$$

$$= 9600 \text{ lts}$$

VOLUMEN FINAL (INCLUYENDO UN EXCESO DEL 20 %)

$$V = 9600 + (9600 \times 0.2)$$

$$= 11520 \text{ lts}$$

De acuerdo a los proveedores, el tamaño inmediato superior del que se dispone en el mercado es de 12000 litros.

Por lo tanto, las especificaciones para su selección son:

MATERIAL: Acero inoxidable 316

CAPACIDAD: 12000 litros

ESPELOR DE PLACA: 1/4 in

AGITADOR: Motor de 7.5 HP

SERPENTIN: 1.25 in de OI (Plomo)

COSTO: \$ 27,772,000.00 M.N.

6.2.3 INTERCAMBIADOR DE CALOR

UNIDADES: 1

La mezcla que sale del reactor de oxidación pasa al calentador para incrementar su temperatura de 5°C a 75°C por medio de vapor de 5 lb/in². La cantidad de mezcla a tratarse será la de un lote, ó sea, la correspondiente a la producción de 4 horas de hidroquinona. El aumento de la temperatura se debe de efectuar en un lapso de 30 minutos como máximo aproximadamente.

Se requiere un factor de obstrucción de 0.002, además de una caída de presión de 10 lb/in².

La práctica industrial establece y recomienda el empleo de tubos de 1 in de DE, 16 BWG y 16 ft de largo. El arreglo cuadrangular es satisfactorio para esta clase de servicios.

Para obtener las características del intercambiador de calor se seguirá la técnica establecida por Donald Q. Kern en su Procesos de Transferencia de Calor.

(1) BALANCE DE CALOR

$$\text{MEZCLA: } Q = 144303.67 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr}} \times \frac{1 \text{ BTU}}{0.252 \text{ Kcal}} \times \frac{4}{0.5}$$

$$= 4581068.89 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

$$\text{VAPOR: } Q = 4771.45 \times 960.1$$

$$= 4581068.89 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

(2) ΔT : LMTD (Contracorriente verdadera)

$$T = {}^\circ F$$

FLUIDO CALIENTE		FLUIDO FRIO	DIFERENCIA
228	ALTA TEMPERATURA	167	61
228	BAJA TEMPERATURA	41	187
0	DIFERENCIAS	126	126

Cuando $R = 0$, $\Delta T = LMTD = 112.5^\circ F$

(3) T_C y t_C : El coeficiente del vapor será demasiado grande comparado con el de la mezcla, y las paredes de los tubos estarán considerablemente más cerca de los $228^\circ F$ que de la temperatura calórica de la mezcla. Por lo tanto se usará T_a y t_a .

(a) Se supondrá un $U_D = 300$. De la tabla 8 del mencionado libro de Kern pueden esperarse valores de 100 a 500 cuando se emplean factores de obstrucción de 0.001. Para un factor de obstrucción igual a 0.002 se utilizará un U_D aproximado a 300.

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U_D \Delta T} \\ &= \frac{4581068.89}{300 \times 112.50} \\ &= 135.73 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Y por lo tanto:

$$a'' = 0.2618 \text{ ft}^2/\text{ft lineal}$$

$$N_t = \frac{135.73}{16 \times 0.2618}$$

$$= 32.4 \text{ tubos}$$

(b) Se suponen 2 pasos en los tubos. Generalmente para los calentadores de vapor se requieren únicamente 1 ó 2 pasos. De la cantidad de tubos y de la tabla 9 del mencionado libro de Kern: 32 tubos de 1 in de DE, en arreglo cuadrangular de 1.25 in y 2 pasos.

Cantidad más cercana: 32 tubos en una coraza de 10 in de DI.

(c) Coeficiente U_D corregido:

$$A = 32 \times 16 \times 0.2618$$

$$= 134.04 \text{ ft}^2$$

$$U_D = \frac{Q}{A \Delta T}$$

$$= \frac{4581068.89}{134.04 \times 112.50}$$

$$= 303.80$$

FLUIDO CALIENTE: TUBOS, VAPOR

FLUIDO FRIO: CORAZA, MEZCLA

(4) Area de flujo

$$a'_t = 0.594 \text{ in}^2$$

$$\begin{aligned} a_t &= \frac{N_t \times a_t}{144 \times n} \\ &= \frac{32 \times 0.594}{144 \times 2} \\ &= 0.066 \end{aligned}$$

(5) $G_t = \frac{W}{a_t}$

$$\begin{aligned} &= \frac{4771.45}{0.066} \\ &= 72294.70 \frac{\text{lb}}{\text{hr ft}^2} \end{aligned}$$

(6) A 228°F

$$\begin{aligned} \mu_V &= 0.0128 \times 2.42 \\ &= 0.031 \frac{\text{lb}}{\text{ft hr}} \\ D &= \frac{0.87}{12} \end{aligned}$$

(4') Espaciado deflectores: 8 in

$$\begin{aligned} a_s &= \frac{DI \times C'B}{144 P_T} \\ &= \frac{10 \times 0.25 \times 5}{144 \times 1.25} \\ &= 0.0695 \end{aligned}$$

(5') $G_s = \frac{w}{a_s}$

$$\begin{aligned} &= \frac{52609.17}{0.0695} \\ &= 752634.77 \frac{\text{lb}}{\text{hr ft}^2} \end{aligned}$$

(6') A $t_a = 104^\circ\text{F}$

$$\begin{aligned} \mu_N &= 6.3 \frac{\text{lb}}{\text{ft hr}} \\ D_e &= \frac{0.99}{12} \\ &= 0.0825 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$= 0.0725 \text{ ft}$$

$$Re_t = \frac{DG_t}{\mu} \quad (\text{s61o } \Delta P)$$

$$= \frac{0.0725 \times 72294.70}{0.031}$$

$$= 169076.31$$

$$Re_s = \frac{D_e G_s}{\mu}$$

$$= \frac{0.0825 \times 752634.77}{6.3}$$

$$= 9855.93$$

(7') De la figura 28 (Lado coraza)

$$j_H = 55$$

(8') A $t_a = 104^\circ\text{F}$

$$k = 1.2 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/ft}}$$

$$\left| \frac{Cp \mu}{k} \right|^{1/3} = \left| \frac{1.8 \times 6.3}{1.2} \right|^{1/3}$$

$$= 2.15$$

$$(9) h_{i0} = 1500 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$(9') h_o = j_H \frac{k}{D_e} \left| \frac{Cp \mu}{k} \right|^{1/3} \phi_s$$

$$\frac{h_o}{\phi_s} = \frac{55 \times 1.2 \times 2.15}{0.0825}$$

$$= 1720$$

CAIDA DE PRESION

(1) Para $Re_t = 169076.31$

$$f = 0.00013$$

De la tabla 7 el volumen
especifico es de 20 ft³/lb

$$\rho = \frac{1}{20.00}$$

$$= 0.05 \text{ lb/ft}^3$$

$$s = \frac{0.05}{62.5}$$

$$= 0.0008$$

$$(2) \Delta P_t = \frac{1}{2} \frac{f G_t^2 L n}{5.22 \times 10^{10} D s \phi_t}$$

$$= 3.59 \text{ psi}$$

$$\Delta P_r = \frac{4 n}{s} \frac{v^2}{2 g}$$

= Despreciable por la
condensación parcial
al final del 1° paso

$$\phi_s = 1.0$$

$$h_o = 1720 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

CAIDA DE PRESION

(1') Para $Re_s = 9855.93$

$$f = 0.0022$$

$$s = 2.4$$

(2') Número de cruces

$$N - 1 = \frac{12 L}{B}$$

$$= \frac{12 \times 16}{5}$$

$$= 38.4$$

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$$

$$= 3.59 \text{ lb/in}^2$$

$$D_s = \frac{10}{12}$$

$$= 0.83$$

$$\Delta P_s = \frac{1}{2} \frac{f G_s^2 D_s (N-1)}{5.22 \times 10^{10} D_s \phi_s}$$

$$= 3.84 \text{ lb/in}^2$$

COEFICIENTE LIMPIO U_c

$$U_c = \frac{h_{i0} h_o}{h_{i0} + h_o}$$

$$= \frac{1500 \times 1720}{1500 + 1720}$$

$$= 801.24 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

FACTOR DE OBSTRUCCION R_d

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$$

$$= \frac{801.24 - 303.88}{801.24 \times 303.88}$$

$$= 0.00204 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/BTU}$$

Y haciendo un resumen:

VAPOR	SUMARIO	MEZCLA
1500	h_{ext}	1720
U_c	801.24	
U_d	308.88	
R_d	0.00204	c
R_d	0.00200	r
3.59	$\Delta P'$	3.84
10.00	$\Delta P''$	10.00

c = factor de obstrucción calculado

r = factor de obstrucción requerido

P' = calculada

P'' = permitida

Por lo tanto, las especificaciones para su selección son:

MATERIAL: Acero al carbón

AREA DE TRANSFERENCIA DE CALOR: 150 ft²

CORAZA: Diámetro interior DI = 10 in

 Espesor de los deflectores = 5 in

 Número de pasos = 1

TUBOS: Número y longitud = 32 y 16 ft

 Diámetro exterior, BWG y paso = 1 in, 16, 1,25 in cuadro

 Número de pasos = 2

COSTO: \$ 2,225,000.00 M.N.

6.2.4 DESTILADOR RAYLEIGH

UNIDADES: 1

Se alimenta la mezcla proveniente del intercambiador de calor correspondiente a la producción de 4 horas de hidroquinona, ó sea, la cantidad total proveniente del calentador. Este lote se carga al destilador Rayleigh, el cual es un equipo de operación discontinua. Posteriormente se extraen vapores de agua y quinona en un lapso de 2 horas por medio de calentamiento con un serpentín de plomo por donde circula vapor de agua de 5 lb/in². La cantidad de vapor de agua y de quinona a extraerse será, como ya se indicó, la necesaria para la producción de 4 horas de hidroquinona.

Aquí la relación entre los distintos componentes no es lineal. Debido a esto será necesario volver a emplear la ecuación de Rayleigh.

Para este caso:

$$n_{AGUA_1} = \frac{5974.72 \times 1000}{18.01} = 331744.59 \text{ moles}$$

$$n_{QUINONA_1} = \frac{739.60 \times 1000}{108.09} = 6842.45 \text{ moles}$$

$$n_{QUINONA_2} = \frac{19.60 \times 1000}{108.09} = 181.33 \text{ moles}$$

$$n_{AGUA} = 331744.59 \times \left| \frac{181.33}{6842.45} \right|^{0.6726758}$$

$$= 59680.42 \text{ moles}$$

$$ADR = (331744.59 - 59680.42) \times \frac{18.01}{1000}$$

$$= 4899.88 \text{ Kg}$$

El calor para elevar la temperatura de la mezcla es:

$$QSDR = 130597.28 \times \frac{4}{7}$$

$$= 261194.56 \text{ Kcal}$$

El calor para el cambio de fase es:

$$QLDR = QLQ + QLA$$

$$QLQ = 720.00 \times \frac{1000}{2} \times \frac{40.85}{1000}$$

$$= 14706.00 \text{ Kcal}$$

$$QLA = \frac{4899.88 \times 1000}{18.01 \times 2} \times \frac{9729}{1000}$$

$$= 1323457.32 \text{ Kcal}$$

$$QLDR = 1338163.32 \text{ Kcal}$$

Por lo tanto el calor total a transmitirse es:

$$Q = 1599357.88 \text{ Kcal}$$

Por lo tanto, el volumen del destilador Rayleigh se obtiene de acuerdo a dos parámetros:

- 1) El volumen mínimo requerido para procesar la cantidad que proviene del equipo anterior para la producción de 4 horas de hidroquinona.
- 2) El volumen requerido del serpentín para transferir el calor necesario para que sea posible la separación de la quinona del resto de la mezcla.

VOLUMEN DEL SERPENTIN

Para calentar los 11931.56 Kg de la mezcla proveniente del intercambiador de calor de 75°C a 136°C y separar la quinona en forma de vapor se emplea vapor de agua de 5 lb/in² de presión.

El coeficiente laminar de convección h_1 para vapor de agua se toma con un valor de 1500 BTU/hr ft² °F.

El coeficiente laminar de convección h_2 para la mezcla se obtiene usando el caso correspondiente a mezclas calentadas fuera de serpentines:

$$\frac{h D}{k} = 0.027 \left| \frac{D v \rho}{\mu} \right|^{0.8} \left| \frac{C_p \mu}{k} \right|^{1/4}$$

En esta ecuación cada propiedad física ha sido determinada

de acuerdo a ciertas reglas que para este caso, y aún otros, se dan en los Procesos de Transferencia de Calor de Donald Q. Kern (página 196). Además el cálculo se hará en función del gasto másico. Así, la expresión anterior queda:

$$\frac{h D}{k} = 0.027 \left| \frac{4 W}{\pi D \mu} \right|^{0.8} \left| \frac{C_p \mu}{k} \right|^{1/3}$$

Y los valores de las diferentes principales propiedades son:

PROPIEDADES DE LA MEZCLA

PROPIEDAD	MEZCLA	UNIDADES
Cp	1.8	BTU/lb°F
μ	6.3	lb/ft hr.
k	1.2	BTU/hr ft ² °F/ft

Diámetro exterior: 1.67 pulgadas

Por lo tanto:

$$h_2 = \left| \frac{0.027 \times 1.2 \times 12}{1.67} \right| \left| \frac{4 \times 26304.59 \times 12}{\pi \times 1.67 \times 6.30} \right|^{0.8} \left| \frac{1.8 \times 6.3}{1.2} \right|^{1/3}$$

= 2279.33

Y siguiendo la metodología ya indicada en la sección correspondiente al reactor de sulfatación, se tiene que:

$$U_s = 44.02 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

TEMPERATURA MEDIA LOGARITMICA (LMTD)

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= \frac{276.8 - 167.0}{\ln \frac{276.80}{167.00}} \\ &= 217.3^\circ\text{F} \end{aligned}$$

AREA DE TRANSMISION DE CALOR

$$\begin{aligned} A &= \frac{1599357.88 \times 3.9657}{44.02 \times 217.30} \\ &= 663.06 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

LONGITUD DE CALENTAMIENTO

$$\begin{aligned} L &= \frac{663.06 \times 12}{\pi \times 1.25} \\ &= 2026.17 \text{ ft} \end{aligned}$$

Por lo tanto el volumen del serpentín es:

$$\begin{aligned} V &= \frac{\pi}{4} \times \left| \frac{1.66}{12} \right|^2 \times 2026.17 \\ &= 30.45 \text{ ft}^3 = 862.41 \text{ lts} \end{aligned}$$

VOLUMEN DE LA MEZCLA

Se ha encontrado que el volumen aproximado de la mezcla es de 9300 litros. Este cálculo se hizo en base del agua, el dióxido de manganeso, las impurezas, la quinona, los subproductos y los sulfatos inorgánicos alimentados.

VOLUMEN TOTAL

$$V = 870 + 9300$$

$$= 10170 \text{ lts}$$

VOLUMEN FINAL (INCLUYENDO UN EXCESO DEL 20 %)

$$V = 10170 + (10170 \times 0.2)$$

$$= 12204 \text{ lts}$$

De acuerdo a los proveedores, el tamaño inmediato superior del que se dispone en el mercado es de 13000 litros.

Por lo tanto, las especificaciones para su selección son:

MATERIAL: Acero inoxidable 304

CAPACIDAD: 13000 litros

PRESION DE OPERACION: 1 atm

ESPEJOR DE PLACA: 1/4 in

SERPENTIN: 1.75 in de DI (Plomo)

COSTO: \$ 14,527,000.00 M.N.

6.2.5 CONDENSADOR EDUCTOR DE CHORRO

UNIDADES: 1

Este condensador eductor de chorro se llama de esta manera porque la solución acuosa condensante y los vapores condensables se ponen en contacto en forma directa.

Para poder calcular el área necesaria en este equipo se debe obtener el calor que hay que disipar a la mezcla de vapores, así como la diferencia de temperaturas media logarítmica.

Por otro lado, hay que fijar un valor para el coeficiente total de transmisión de calor. Esto se hace por medio de los valores recomendados en la literatura especializada para este tipo de situaciones.

El calor que es necesario eliminar de los vapores que se han obtenido en el destilador Rayleigh se realiza en tres etapas: la primera consiste en llevar a los vapores de una temperatura de 136°C a su punto de condensación, la segunda en realizar los cambios de fase respectivos y la tercera en llevar a los condensados de dicho punto de condensación a una temperatura de 85°C. Esta última es la temperatura de operación del condensador eductor de chorro.

La cantidad de vapores que salen de cada lote del destilador Rayleigh corresponde a 5619.88 Kg cada 2 horas, esto significa que obviamente son 2809.94 Kg cada 1 hora. Por lo tanto, habrá que disipar 2948863.79 Kcal cada 2 horas, ó sea, por 1 hora, 1474431.86 Kcal.

Para esto se emplea a la solución acuosa que contiene fierro. La temperatura inicial de esta solución es de 5°C y la temperatura final de 85°C. Como se ha explicado anteriormente, la capacidad calorífica de dicha solución se tomará como la del agua.

De esta manera se puede obtener la cantidad de agua a ser consumida en la condensación,

AGUA NECESARIA PARA CONDENSACION DE VAPORES: ACE

$$ACE = \frac{1474431.86}{1(85-5)}$$

$$= 18430.40 \text{ Kg/hr}$$

Una vez obtenido este valor, se obtiene la diferencia de temperaturas media logarítmica:

TEMPERATURA MEDIA LOGARITMICA: LMTD

$$T = \text{°F}$$

FLUIDO CALIENTE		FLUIDO FRIO	DIFERENCIA
276.8	ALTA TEMPERATURA	185.0	91.8
185.0	BAJA TEMPERATURA	77.0	108.0
91.8	DIFERENCIAS	108.0	16.2

$$LMTD = \frac{108.00 - 91.80}{\ln \frac{108.00}{91.80}}$$

$$= 99.68 \text{ °F}$$

El coeficiente total de transmisión de calor generalmente se supone para estos casos como:

$$U = 500 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Por lo tanto, el área de transferencia de calor del condensador eductor de chorro es:

$$A = \frac{1474431.86}{99.68 \times 500}$$

$$= 29.58 \text{ ft}^2$$

De acuerdo a los proveedores, el tamaño inmediato superior del que se dispone en el mercado es de 35 ft².

Por lo tanto, las especificaciones para su selección son:

MATERIAL: Acero al carbón

AREA DE TRANSFERENCIA DE CALOR: 35 ft²

TIPO: De chorro

COSTO: \$ 889,000.00 M.N.

6.2.6 DESTILADOR FLASH

UNIDADES: 1

En el condensador eductor de chorro se producen dos fenómenos: la condensación de los vapores salientes del destilador Rayleigh y la reacción de reducción de una parte de quinona a hidroquinona.

Esto último ocurre debido a que en la solución que condensa a los vapores va una determinada cantidad de fierro.

Así pues, en el condensador eductor de chorro se va acumulando una solución compuesta por el vapor de agua condensado, el agua que viene en la solución condensante, la quinona que no ha sido reducida a hidroquinona, la hidroquinona resultante de la reducción y el óxido de fierro resultante de la misma reacción. Hay que descontar el agua consumida en la reacción. En el condensador eductor de chorro se almacena 1 hora de la solución descrita. Al obtenerse tal cantidad se carga al destilador flash donde permanece durante otra hora, mientras que en este transcurso en el condensador eductor de chorro se va almacenando el resto del lote alimentado y separado originalmente en el destilador Rayleigh.

Una vez que en el condensador eductor de chorro se tiene la solución correspondiente a la otra hora, inmediatamente se alimenta al destilador flash, junto con la solución que se encuentra ya presente.

Ya que el lote se encuentra completamente suministrado en el destilador flash se agrega el fierro restante para completar la reacción de reducción. Al mismo tiempo se empieza a destilar vapor con objeto de obtener una solución saturada de hidroquinona. La destilación y la reducción se continúan hasta llegar al punto de cristalización de la solución de hidroquinona. En tal punto, se obtiene una mezcla que consiste de óxido de fierro y fierro suspendidos en una solución saturada de hidroquinona.

Luego esta mezcla se bombea al tanque de tratamiento de impu-
rezas, donde el proceso continua su marcha.

Es más, la solución que esta reposando en el tanque flash, pu-
ede empezar con el proceso de la reducción total, y cuando se
adicione el resto de la mezcla ya se habrá obtenido la hidro-
quinona correspondiente a esa hora, y también se habrá elimi-
nado el vapor que sea necesario para tener una solución satu-
rada, aunque posteriormente se adicione el resto del lote.

El tanque flash es un tanque cilíndrico de fondo cónico de a-
cero al carbón con un espesor de 1/8 de in que opera a un va-
cío de 15 a 23 mm Hg.

Sin embargo, será necesario realizar ciertas modificaciones
en los cálculos debido a las cantidades que ahora se manejan.

El agua a evaporarse por lote es la siguiente:

$$\text{AGUA} = (102.76 + 264.04) \times \frac{100}{26.50} = 1384.15 \text{ Kg}$$

$$\text{AE} = 41760.68 - 43.18 - 1384.15 = 40333.35 \text{ Kg}$$

Así, el calor que debe suministrarse por lote para la evapo-
ración será el siguiente:

$$\text{QLEATF} = 40333.35 \times 549.82 = 22176082.50 \text{ Kcal}$$

Sin embargo, como se genera calor por la reacción de reducci-
ón se suministra una cantidad menor:

CALOR DE REACCION = 176539.52 Kcal

Y por lo tanto, el calor que debe suministrarse para la evaporación es sólo:

QLEATF CORREGIDO = 21999542.98 Kcal

Aquí es pertinente una aclaración: este valor aunque está referido a 1 atm y el equipo trabaja a un vacío de 15 a 23 mm Hg, no varía en cantidades que puedan considerarse como significativas con la presión. Es más, se puede afirmar que su variación con la temperatura y la presión es relativamente pequeña, de ahí que en la ecuación de Clausius-Clapeyron se tome como una constante para la determinación de temperaturas de vaporización a diferentes presiones. Una discusión más detallada se puede encontrar en la Fisicoquímica de Eggers (Página 273, Primera Edición, Editorial Limusa-Wiley). Para calcular la capacidad del tanque flash se usa el volumen del lote total, ó sea, el que corresponde a 2 horas de los vapores que salen del destilador Rayleigh y que han sido condensados en el condensador eductor de chorro (se incluye el agua que condensa). Y se encontró que el volumen aproximado es de 43000 litros.

De acuerdo a los proveedores, el tamaño inmediato superior del que se dispone en el mercado es de 50000 litros.

Por lo tanto, las especificaciones para su selección son:

MATERIAL: Acero al carbón

CAPACIDAD: 50000 litros

PRESION DE OPERACION: 15-23 mm Hg de vacío

ESPEJOR DE PLACA: 3/8 in

COSTO: \$ 8,974,000.00 M.N.

6.2.7 TANQUE DE TRATAMIENTO DE IMPUREZAS

UNIDADES: 2

El lote que contiene la producción de 4 horas de hidroquinona y que se ha almacenado en el tanque flash, se bombea al tanque de tratamiento de impurezas, una vez que se ha terminado la destilación y la reducción de todo el lote.

La solución saturada de hidroquinona teniendo en suspensión diversas impurezas, sale del tanque flash a una temperatura de 65°C. Al llegar al tanque de tratamiento de impurezas se eleva su temperatura a 90°C por medio de un serpentín que contiene vapor de agua a una presión de 5 lb/in². Además, se agregan a este tanque el carbón activado y los agentes precipitantes necesarios para eliminar las impurezas, entre las que se cuentan el fierro y el óxido de fierro.

Todo esto debe realizarse en un período de 0.5 horas. En realidad, el calor que es necesario adicionar para incrementar la temperatura del lote de 4 horas en 0.5 horas es el siguiente:

$$QSTTI = - 29035.30 \times \frac{4}{0.5} = - 232282.40 \text{ Kcal}$$

Por lo tanto, el volumen del tanque de tratamiento de impurezas se obtiene de acuerdo a dos parámetros:

- 1) El volumen mínimo requerido para procesar el lote proveniente del equipo anterior, así como el carbón activado y los agentes precipitantes que necesita dicho lote, suponiendo que los volúmenes son perfectamente aditivos ($\Delta V_{\text{MEZCLADO}} = 0$).
- 2) El volumen requerido del serpentín para incrementar la temperatura de la mezcla de 65 a 90°C.

VOLUMEN DEL SERPENTIN

Para calentar los 6777.52 Kg de la mezcla proveniente del destilador flash, junto con el carbón activado y los agentes precipitantes, se emplea vapor de agua a una presión de 5 lb/in². Los agentes precipitantes y el carbón activado también deben estar a 65°C.

El coeficiente laminar de convección h_1 para el vapor de agua se toma con un valor de 1500 BTU/hr ft² °F.

El coeficiente laminar de convección h_2 para la mezcla se obtiene usando el caso correspondiente a mezclas calentadas fuera de serpentines (ver Sección 6.2.4).

Para este caso y aún para otros cada propiedad física ha sido determinada de acuerdo a ciertas reglas dadas por Kern en su libro (Página 196). Y por lo tanto:

$$h_2 = 497.88$$

Y siguiendo la metodología ya indicada en la sección correspondiente al reactor de sulfatación, se tiene que:

$$U_S = 41.17 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

TEMPERATURA MEDIA LOGARITMICA (LMTD)

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= \frac{194.00 - 149.00}{\ln \frac{194.00}{149.00}} \\ &= 170.51 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

AREA DE TRANSMISION DE CALOR

$$\begin{aligned} A &= \frac{232282.40 \times 3.9657}{41.17 \times 170.51} \\ &= 131.22 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

LONGITUD DE CALENTAMIENTO

$$\begin{aligned} L &= \frac{131.22 \times 12}{\pi \times 1.25} \\ &= 400.98 \text{ ft} \end{aligned}$$

Por lo tanto el volumen del serpentín es:

$$V = \frac{\pi}{4} \times \left| \frac{1.66}{12} \right|^2 \times 400.98$$

$$= 6.03 \text{ ft}^3 = 170.67 \text{ lts}$$

VOLUMEN DE LA MEZCLA

Se ha encontrado que el volumen aproximado de la mezcla es de 4800 litros. Este cálculo se hizo en base del agua, los agentes precipitantes, el carbón activado, el fierro, la hidroquinona, las impurezas, el óxido de fierro y los subproductos alimentados.

VOLUMEN TOTAL

$$V = 170 + 4800$$

$$= 4970 \text{ lts}$$

De acuerdo a los proveedores, el tamaño inmediato superior del que se dispone en el mercado es de 5000 litros.

Por lo tanto, las especificaciones para su elección son:

MATERIAL: Acero al carbón

CAPACIDAD: 5000 litros

ESPEJOR DE PLACA: 1/4 in

SERPENTIN: 1.25 in de DI (Plomo)

COSTO: \$ 2,243,000.00 M.N.

6.2.8 FILTRO PRENSA

UNIDADES: 1

La solución proveniente del tanque de tratamiento de impurezas se alimenta al filtro prensa.

Este equipo es de acero al carbón y el área de filtración se obtiene según el método propuesto por Henry T. Driscoll en su *Filters Aids and Materials (Technology and Applications)*. Según lo mencionado en la parte de arriba el área de filtración está dada por la relación:

$$A = \frac{G}{\phi}$$

donde:

A = Area de filtración (ft²)

G = Gasto (gal/hr)

ϕ = Relación típica de filtración

El flujo que se maneja es de 1165 gal/hr. Además, para una solución con alto contenido de sólidos como la presente, se tiene una relación típica de filtración de 20 gal/ft² hr.

$$A = \frac{1165}{20}$$

$$= 58.2 \text{ ft}^2$$

De acuerdo a los proveedores, el tamaño inmediato superior del que dispone en el mercado es de 60 ft².

Por lo tanto, las especificaciones para su selección son:

MATERIAL: Acero al carbón

AREA DE TRANSFERENCIA DE CALOR: 60 ft²

COSTO: \$ 1,683,000.00 M.N.

6.2.9 CRISTALIZADOR

UNIDADES: 1

La solución que sale del filtro prensa se trasvasa al cristalizador de vacío, el cual es un tanque cilíndrico de fondo cónico, hecho de acero al carbón con 1/8 in de espesor.

Trabaja con un vacío de 67.8 mm Hg y esta provisto de un agitador, una chaqueta y una entrada para SO₂.

La chaqueta posibilita que la operación sea adiabática y el dióxido de azufre evita que la hidroquinona se oxide.

Una vez que ha cristalizado el lote completo de hidroquinona, se carga a la centrífuga.

El volumen del cristalizador se obtiene en función del lote alimentado, por esta razón se ha encontrado que el valor aproximado es de de 3300 litros.

De acuerdo a los proveedores, el tamaño inmediato superior del que se dispone en el mercado es de 4000 litros.

Por lo tanto, las especificaciones para su selección son:

MATERIAL: Acero al carbón

CAPACIDAD: 4000 litros

PRESION DE OPERACION: 67.8 mm Hg de vacío

ESPEJOR DE PLACA: 1/8 in

EQUIPO ADICIONAL: Agitador (Motor de 10 HP)

Chaqueta

Entrada de SO₂

COSTO: \$ 22,434,000.00 M.N.

6.2.10 CENTRIFUGA

La centrifuga tiene una capacidad para manejar el lote en un periodo de 0.5 horas.

Por lo tanto la capacidad de este equipo será en realidad de:

$$S = 171.29 \times \frac{4}{0.5}$$

$$= 1370.32 \text{ Kg/hr}$$

El material que se emplea es acero inoxidable.

De acuerdo a los proveedores, el tamaño inmediato superior del que se dispone en el mercado es de 1700 Kg/hr.

Por lo tanto, las especificaciones para su elección son:

MATERIAL: Acero inoxidable

CAPACIDAD: 1700 Kg/hr

COSTO: \$ 42,727,000.00 M.N.

6.2.11 SECADOR ROTATORIO

Este secador rotatorio recibe los cristales que provienen de

la centrifuga. Es un secador de vacio rotatorio de doble cono con una camisa de vapor operando a un vacio de 28.5 in Hg, con el fin de obtener a la hidroquinona con un 1 % de humedad.

Se emplea vapor de 7 Kg/cm² en los tubos. De experiencias anteriores y con materiales análogos se sabe que es probable en un secador de tubos de vapor un valor de

$$U\Delta t = 3250 \frac{\text{Kcal}}{\text{hrm}^2}$$

La superficie necesaria en el secador es, por consiguiente:

$$Q = AU\Delta t$$

donde Q es el calor a eliminar, y que en este caso corresponde a un lote de 4 horas. Hay que aclarar que este calor se disipa en 0.5 horas, ó sea:

$$Q = 86064.42 \times \frac{4}{0.5}$$

$$= 688515.36 \text{ Kcal}$$

Y el área finalmente se calcula como:

$$A = \frac{688515.36}{3250}$$

$$= 211.85 \text{ m}^2$$

De acuerdo a los proveedores, el tamaño inmediato superior del que se dispone en el mercado es un secador de tubos de vapor de 1.8 m (70.87") x 13.7 m (559.37") con 27 tubos de 11.4 m (4.5") y 215.00 m² de superficie de calefacción.

Por lo tanto, las especificaciones para su elección son:

MATERIAL: Acero al carbón

AREA DE TRANSFERENCIA DE CALOR: 215.00 m²

PRESION DE OPERACION: 28.5 in Hg de vacio

NUMERO DE TUBOS: 27 (11.4 m)

TIPO: Rotatorio

COSTO: \$ 44,869,000.00 M.N.

6.2.12 EQUIPO DE BOMBEO

2 Bombas de acero inoxidable (5 HP)

1 Bomba de acero al carbón (3 HP)

1 Bomba de filtración (5 HP)

COSTO TOTAL: \$ 181,124,000.00 M.N.

6.3 EVALUACION DE COSTOS DE PRODUCCION

6.3.1 COSTOS DE SERVICIOS

Los costos de servicios se estiman a partir de las cantidades necesarias de agua de enfriamiento, vapor, agua para proceso, diésel y energía eléctrica necesarios para producir 1 kilogramo de hidroquinona. Estos valores se obtienen del balance de materia y del balance de energía presentados en el capítulo V, el cual fue hecho para un lote que produce 183.40 kilogramos de hidroquinona.

6.3.1.1 VAPOR

De acuerdo al balance de energía es necesario proporcionar un total de 393,346 kcal/kg para producir un lote de hidroquinona. Las pérdidas de vapor-condensado en el sistema fueron consideradas de 1%. Se estima un costo de \$12/m³ de agua suavizada, la cual se emplearía en una caldera para producir vapores de 7 kg/cm². Estos vapores tienen una entalpía de 900 BTU/lb.

$$\text{VAPOR} = 393,246 \text{ Kcal} \times \frac{1 \text{ Kcal}}{0.252 \text{ BTU}} \times \frac{1 \text{ BTU}}{900 \text{ lb}}$$

$$= 1,734.32 \text{ lb}$$

$$= 786.50 \text{ Kg}$$

Esto significa que se pierden 7,865 kilogramos de agua trata-

da por cada lote de hidroquinona.

Entonces el costo de vapor es de \$0.0051/Kg de hidroquinona.

6.3.1.2 AGUA DE ENFRIAMIENTO

Conforme al balance de energía es necesario remover 413,469.3 Kcal por cada lote de hidroquinona.

Se supondrá que para este fin se usará agua con un ΔT de 50°C y esto es:

$$\text{AGUA} = \frac{413,469.30 \text{ Kcal}}{1 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}^{\circ}\text{C}} \times 50^{\circ}\text{C}} = 8,269.38 \text{ Kg}$$

Se supone 1% de pérdidas por evaporación en el sistema, siendo el costo del agua tratada de $\$12/\text{m}^3$, lo que significa que el costo del agua de enfriamiento es de: $\$0.0054/\text{kg}$ de hidroquinona.

6.3.1.3 AGUA DE PROCESO

Se define como agua de proceso, al agua que participa directamente en la reacción, ya sea como solución, como reactivo o como vapor manejado dentro de los equipos del proceso de producción.

De acuerdo al balance de materia la cantidad de esta agua es 3,256.87 Kg para producir un lote de hidroquinona a un costo de $\$7.5/\text{m}^3$. Lo que significa que el costo de agua de proceso es de $\$0.1331/\text{kg}$ de hidroquinona.

6.3.1.4 DIESEL

El costo por este concepto ha sido estimado a partir del calor que se proporcionará a los equipos de proceso, por medio de vapor, mismo que será producido en una caldera que empleará diésel como combustible.

La capacidad calorífica del diésel es de 10,060 Kcal por kilogramo. El costo de éste es de \$32.8/Kg.

De acuerdo a estos datos se obtiene un costo de \$0.7003/kg de hidroquinona.

6.3.1.5 ENERGIA ELECTRICA

El costo por este concepto, se determina a partir de la potencia de los agitadores y bombas empleadas en el proceso y del tiempo de operación de los mismos para producir un lote de hidroquinona. Se obtiene lo siguiente:

$$95 \text{ HP} = 70.84 \frac{\text{Kw}}{\text{hr}} \times \frac{\$10.75}{1 \frac{\text{Kw}}{\text{hr}}} = \$761.55/\text{lote}$$
$$= \$4,152/\text{Kg de hidroquinona}$$

6.3.1.6 COSTO ANUAL DE SERVICIOS

Este rubro ha sido calculado a partir de la producción total anual de hidroquinona, calculada de acuerdo a la regresión lineal presentada en el capítulo III y el incremento estimado a los precios de los servicios. El porcentaje de aumento se indica entre paréntesis, bajo cada columna de la siguiente tabla:

AÑO	AGUA DE ENFRIAMIENTO (30%)	AGUA DE PROCESO (30%)	VAPOR (30%)	DIESEL (50%)	ENERGIA ELECTRICA (60%)	COSTO TOTAL
1986	5,400	133,100	5,100	700,300	4,152,000	4,995,900
1987	7,371	181,682	6,962	1,102,973	6,975,360	8,277,298
1988	10,495	258,679	9,912	1,812,026	12,223,488	14,314,600
1989	14,237	350,905	13,446	2,836,215	20,407,910	23,622,713
1990	19,279	475,184	18,208	4,431,586	34,013,184	38,957,441
1991	26,065	642,448	24,617	6,913,274	56,597,938	64,204,342
1992	35,187	867,305	33,233	10,768,754	94,039,651	105,744,130
1993	47,438	1,169,256	44,802	16,751,395	156,036,162	174,049,053
1994	63,872	1,574,320	60,323	26,024,488	258,574,211	286,297,214
1995	85,896	2,117,188	81,124	40,382,826	427,984,901	470,651,938

6.3.2 COSTOS DE MATERIA PRIMA

Los costos de las materias primas se estiman a partir de las cantidades necesarias de anilina, ácido sulfúrico, dióxido de manganeso, fierro e hidróxido de calcio necesarios para producir 1 kilogramo de hidroquinona. Estas cantidades se obtienen del balance de materia presentado en el capítulo V, y que fué evaluado para la producción de un lote de hidroquinona, es decir, 183.4 kilogramos.

6.3.2.1 ANILINA

Son necesarios 206.93 Kg de anilina para producir 183.4 Kg de hidroquinona.

El costo de la anilina es de \$320/Kg. Esto es:

\$361/Kg de hidroquinona

6.3.2.2 ACIDO SULFURICO

Son necesarios 713.50 Kg de ácido sulfúrico para producir 183.4 Kg de hidroquinona.

El costo del ácido sulfúrico es de \$32.5/Kg. Esto es:

\$126.4/Kg de hidroquinona

6.3.2.3 DIOXIDO DE MANGANESO

Son necesarios 2.6 Kg de dióxido de manganeso para producir 183.4 Kg de hidroquinona.

El costo del dióxido de manganeso es de \$131/Kg a una pureza del 95%. Esto es:

\$340.3/Kg de hidroquinona

6.3.2.4 FIERRO

Son necesarios 130.20 Kg de fierro para producir 183.4 Kg de hidroquinona.

El costo del fierro es de \$130.2/Kg. Esto es:

\$548.1/Kg de hidroquinona

6.3.2.5 HIDROXIDO DE CALCIO

Son necesarios 221.82 Kg de hidróxido de calcio para producir 183.4 Kg de hidroquinona.

El costo del hidróxido de calcio es de \$19.5/Kg. Esto es:

\$25.35/Kg de hidroquinona

6.3.2.6 COSTO ANUAL DE MATERIAS PRIMAS

Este concepto ha sido calculado a partir de la producción total anual de hidroquinona, calculada de acuerdo a la regresión lineal presentada en el capítulo III y el incremento estimado en el precio de las materias primas. El porcentaje de aumento se indica entre paréntesis, bajo cada columna de la siguiente tabla:

AÑO	ANILINA (45%)	ACIDO SULFURICO (65%)	DIOXIDO MANGANESO (40%)
1986	361,000,000	126,438,000	340,260,000
1987	549,600,000	219,050,000	571,600,000
1988	872,800,000	395,800,000	1,001,700,000
1989	1,320,600,000	681,500,000	1,672,000,000
1990	1,994,700,000	1,771,400,000	2,787,400,000
1991	3,008,100,000	2,010,200,000	4,638,200,000
1992	4,529,500,000	3,444,000,000	7,706,600,000
1993	6,811,000,000	5,893,000,000	12,787,299,000
1994	10,228,671,000	10,072,034,000	21,190,300,000
1995	15,343,000,000	17,192,000,000	35,073,700,000

AÑO	FIERRO (55%)	HIDROXIDO CALCIO (40%)	TOTALES
1986	548,060,000	26,350,000	1,408,900,000
1987	892,000,000	38,730,000	2,270,980,000
1988	1,514,221,300	59,400,000	3,843,900,000
1989	2,450,000,000	86,760,000	6,210,860,000
1990	3,954,200,000	126,500,000	10,634,200,000
1991	6,374,200,000	184,200,000	16,214,900,000
1992	10,260,111,000	267,800,000	26,208,000,000
1993	16,449,200,000	388,000,000	42,328,400,000
1994	26,475,000,000	563,800,000	68,529,900,000
1995	42,452,600,000	816,600,000	110,877,900,000

6.3.3 COSTO DE MANO DE OBRA DIRECTA

Se estima que el personal necesario para operar la planta en lo referente al equipo principal de proceso es el siguiente:

TIPO Y CANTIDAD	SECCION	SUELDO DIARIO	PRESTACIONES	TOTAL ANUAL
Reactorista: 1	Sulfatación	2,400	96,000	972,000
Reactorista: 1	Oxidación	2,400	96,000	972,000
Operador: 1	Reducción	3,000	120,000	1,215,000
Ayudante: 1	Reducción	1,500	60,000	607,500
Operador: 1	Purificación	2,400	96,000	972,000
Ayudante: 1	Purificación	1,500	60,000	607,500
TOTAL.....				5,346,000

Esto es para personal de 1 turno. Para la producción de los 2 primeros años se necesitan 3 equipos de trabajo para 24 horas de lunes a viernes. Del año 3 en adelante se necesitan a 4 equipos con un rol de turnos de 6 días de trabajo por 2 días de descanso. Se estima un incremento del 5% anual para los salarios, lo que significa un costo anual de:

AÑO	TOTAL	AÑO	TOTAL
1986	24,858,900	1991	296,537,167
1987	38,531,285	1992	459,632,610
1988	79,631,343	1993	712,430,548
1989	123,428,582	1994	1,104,267,344
1990	191,314,302	1995	1,711,614,384

6.3.4 COSTOS DE SUPERVISION

Se ha considerado que es necesario el tener un supervisor por turno al que se asignará un sueldo de \$4,000/día lo que significa un total anual de \$1,620,000/año por supervisor, incluyendo aguinaldo y prima vacacional.

Para el primer año de operación de la planta, así como para el segundo, solo serán necesarios tres supervisores, es decir, uno por cada equipo de trabajo (6.3.3), y a partir del tercer año cuatro supervisores.

Se ha considerado un incremento de sueldo anual del 55%, lo que significa un costo total anual por este concepto de:

AÑO	TOTAL
1986	7,533,000
1987	11,676,150
1988	24,130,710
1989	37,402,601
1990	57,974,031
1991	89,859,748
1992	139,282,609
1993	215,888,044
1994	334,626,468
1995	518,671,025

6.3.5 COSTO DE EMPAQUES

Estos gastos se deben al material necesario para empacar la hidroquinona. Este producto, debe ser empacado en porrones de fibra opacos.

El costo de un porrón de fibra capaz de contener 50 Kg de hidroquinona es de \$1,450 más impuesto, lo que da un total de \$1,667.5 por porrón, y un costo unitario de \$33.35/Kg de hidroquinona.

Se ha estimado un incremento de 50% anual en el costo de estos recipientes. Los totales anuales se presentan en la siguiente tabla:

AÑO	COSTO TOTAL ANUAL
1986	33,550,000
1987	52,526,250
1988	86,293,125
1989	135,067,500
1990	211,042,969
1991	329,227,031
1992	512,834,414
1993	797,742,422
1994	1,239,349,834
1995	1,923,129,053

6.3.6 OTROS

El resto de los costos de producción tales como: mantenimiento (materiales y mano de obra), seguros, laboratorios de control de calidad, suministros de oficina y contingencias, se evalúan a partir de porcentajes de los costos de mano de obra directa, ó bien, de la inversión fija y se presentarán en el siguiente capítulo que es el referente a la evaluación económica del proyecto.

7.- ANALISIS ECONOMICO

7.1 INTRODUCCION

La evaluación económica del proyecto tiene por finalidad indicar la viabilidad económica del mismo, ó sea, que tantas posibilidades de éxito se tendrían en la empresa. Para ello se recurre a la investigación de tres puntos importantes:

- 1) Capital para la inversión
- 2) Costo total de la producción
- 3) Recuperación del capital invertido

El capital para inversión será todo el dinero necesario para el estudio, diseño, construcción, instalación y arranque de la planta que se estudia, esto es, todo el capital necesario para producir el producto. Este dinero será el que se recuperará y del que se desea tener una utilidad en el futuro; para lograrlo es necesario integrar los costos para producir el artículo dependiendo de la capacidad de producción y de las necesidades de ventas. Esto significa que tanto margen de utilidad puede obtenerse, lo cual puede lograrse al elaborar el costo total de la producción.

El último punto, indicará en cuanto tiempo se recuperará la inversión y bajo que condiciones. Es el punto que recoge en sí a toda la información proporcionada por los dos primeros. Por esta razón es el más práctico, objetivo e importante.

A continuación se irán desglosando cada uno de los puntos mencionados, para formar el estimado de cada uno de ellos.

7.2 CAPITAL PARA LA INVERSION

El capital para invertir se puede dividir en dos grupos:

a) Inversión fija

b) Capital de trabajo

a) Inversión fija.- Es aquella inversión requerida para comprar el equipo, realizar los estudios respectivos (generales y auxiliares), cubrir los gastos de supervisión y los honorarios del contratista y otros.

Entre los métodos más comunes para el cálculo de la inversión fija se encuentra el de los factores de Lang, que se basa en calcular el costo del equipo y multiplicarlo por un determinado factor para obtener la inversión total.

Los costos de instalación, tuberías, instrumentación, edificios, etc., fueron calculados como porcentajes de la inversión fija tenida a través de los factores mencionados en párrafos anteriores. Estos porcentajes varían de acuerdo al tipo de proceso (sólidos, sólidos-fluidos y fluidos), de acuerdo al tamaño de la planta y de todas y cada una de las necesidades que el proceso requiera.

En este caso, tomando en consideración el tipo de proceso utilizado, se calculó el costo del equipo y se multiplicó por 4, que es el promedio general de los factores de Lang.

A continuación se desglosan los conceptos que constituyen la

inversión fija y los porcentajes que representan cada uno de ellos de acuerdo a las consideraciones tomadas:

CONCEPTO	% DE LA INVERSION FIJA
Equipos de proceso	25
Instalación	10
Tubería	8
Instrumentación	2
Aislamiento y pintura	2
Energía eléctrica	3
Edificios	10
Terreno y preparación	2
Servicios auxiliares	<u>7</u>
Costo fijo	69
Ingeniería y construcción	<u>14</u>
Costo directo	83
Honorarios del contratista	7
Contingencias	<u>10</u>
INVERSION FIJA	100

En el capítulo anterior se indican los costos de los equipos de proceso obtenidos de proveedores por cotización y por gráficos del Plant Engineers de Peters and Timmerhaus auxilian-

dose de los índices de costos propuestos por Marshall y Stevens.

b) Estimación del capital de trabajo.- Las necesidades para un capital de trabajo en una planta química se pueden resolver del siguiente modo:

- Inventario de materias primas (1 mes)
- Inventario de material de proceso (1 día al costo de manufactura)
- Inventario de producto terminado (1 mes al costo de manufactura)
- Cuentas por cobrar (1 mes de producto al precio de venta)
- Efectivo disponible (1 mes de producción al costo de manufactura)
- Cuentas por pagar (3 meses de materias primas)

Como se observa, el capital de trabajo es un elemento de la inversión total de un proyecto que consiste en estimar el dinero que se debe invertir en la empresa para que ésta pueda operar, además de la inversión de capital fijo.

7.3 COSTO TOTAL ANUAL DE PRODUCCION

Este costo está formado por los siguientes puntos:

- a) Gastos fijos de inversión y operación
- b) Costos variables de operación

Los gastos fijos incluyen lo siguiente:

- Depreciación de la inversión fija, calculada por el método de la línea recta y considerando una vida útil para equi-

pos de proceso y servicios auxiliares de 10 años, edificios de 20 años y el resto de la inversión fija de 10 años.

- Mano de obra directa de operación, calculada en función de los equipos que se tienen en la planta y los requerimientos de operación de la misma. Se incluyen prestaciones.
- Mantenimiento general (5% de la inversión fija).
- Mano de obra de supervisión.
- Mano de obra de distribución y ventas (1% de las ventas totales en base al volumen de producción de la planta).
- Seguros (1% de la inversión fija).
- Laboratorio de control (15% del costo de mano de obra directa incluyendo personal y gastos de reactivos).

Los costos variables son aquellos directamente involucrados en la elaboración del producto. Se derivan del pago de lo siguiente:

- Materias primas y reactivos del proceso (su costo unitario y consumo por kilogramo de producto se determinaron en el capítulo anterior).
- Servicios auxiliares (determinados en el capítulo anterior).
- Empaques, considerando material, equipo y mano de obra (determinados en el capítulo anterior).
- Contingencias (15% del equipo sin instalar).
- Suministros de oficina (se considera una partida total de \$500,000.00/100 M.N.).

7.4 ESTIMACION DE LA INVERSION FIJA

De acuerdo a lo expuesto en el inciso 7.2 y a los costos de los equipos presentados en el capítulo VI, se ha calculado que la inversión fija es la siguiente:

CONCEPTO	VALOR (\$)
EQUIPO DE PROCESO	181,124,000
INSTALACION	72,449,000
TUBERIA	57,959,680
INSTRUMENTACION	14,489,920
AISLAMIENTO y PINTURA	14,489,920
ENERGIA ELECTRICA	21,734,880
EDIFICIOS	72,449,600
TERRENO	14,489,920
SERVICIOS AUXILIARES	<u>50,714,720</u>
COSTO FISICO	499,902,240
INGENIERIA Y CONSTRUCCION	<u>101,429,440</u>
COSTO DIRECTO	601,331,680
HONORARIOS DEL CONTRATISTA	50,714,720
CONTINGENCIAS	<u>72,449,600</u>
INVERSION FIJA	724,496,000

7.5 PRONOSTICO DE VENTAS

De acuerdo a la regresión lineal y a los precios de venta de la hidroquinona presentados en el capítulo III, se estiman a los ingresos totales anuales por ventas considerando que inicialmente el precio de venta del producto será al que se es-

tablece en el mercado nacional (octubre 1985) y que equivale a \$2,085.93/Kg (precio promedio considerando que se produce 50% de hidroquinona grado técnico y 50% de hidroquinona grado fotográfico).

AÑO	VOLUMEN PRODUCCION (Ton/año)	PRECIO VENTA (\$)	INGRESOS VENTAS (\$)
1986	1,000	2,086	2,085,930,000
1987	1,050	3,379	3,548,166,930
1988	1,150	5,474	6,295,461,896
1989	1,200	8,868	10,642,068,000
1990	1,250	14,366	17,958,489,000
1991	1,300	23,274	30,256,463,000
1992	1,350	37,704	50,900,680,000
1993	1,400	61,080	85,513,143,000
1994	1,450	98,951	143,478,840,000
1995	1,500	160,300	240,450,740,000

El incremento en el precio de la hidroquinona ha sido evaluado en un 62% anual (información de proveedores).

7.6 COSTOS TOTALES DE PRODUCCION

De acuerdo a lo expuesto en el inciso 7.3 y a los costos presentados en el capítulo VI, se determinan los gastos fijos y los costos variables, desglosándolos para el primer año de operación de la planta y presentado solamente el total para los siguientes años.

CONCEPTO \$M.N./AÑO

I GASTOS FIJOS

1	DEPRECIACION DE LA INVERSION FIJA	64,480,144
2	GASTOS DE MANO DE OBRA DIRECTA (OPERACION)	24,858,900
3	GASTOS DE MANO DE OBRA (MANTENIMIENTO)	7,274,960
4	GASTOS DE MANTENIMIENTO GENERAL	36,374,800
5	GASTOS DE SUPERVISION	7,533,000
6	GASTOS DE DIRECCION Y ADMINISTRACION	7,457,670
7	GASTOS DE DISTRIBUCION Y VENTAS	20,859,000
8	GASTOS DE SEGUROS	7,244,960
9	GASTOS DE LABORATORIO DE CONTROL	3,728,835

TOTAL DE GASTOS FIJOS 179,812,569

II COSTOS VARIABLES

1	COSTOS DE MATERIAS PRIMAS	1,408,900,000
2	COSTOS DE SERVICIOS GENERALES	4,995,900
3	COSTOS DE EMPAQUES	33,550,000
4	COSTOS DE SUMINISTROS DE OFICINA	500,000
5	COSTOS DE CONTINGENCIAS	27,181,600

TOTAL DE COSTOS VARIABLES 1,475,127,500

AÑO	GASTOS FIJOS \$ M.N.	COSTOS VARIABLES \$ M.N.
1986	179,812,569	1,475,127,500
1987	246,478,405	2,376,074,108
1988	390,014,179	4,015,372,621
1989	578,826,175	6,482,934,047
1990	877,833,103	11,065,615,000
1991	1,351,759,302	16,898,594,000
1992	2,103,592,911	27,290,999,000
1993	3,297,353,333	44,043,264,000
1994	4,614,835,318	71,244,263,000
1995	8,212,142,796	115,173,050,000

Los costos totales de producción y manufactura son:

AÑO	COSTOS TOTALES DE PRODUCCION \$ M.N.	COSTOS DE MANUFACTURA \$ M.N.
1986	1,654,940,069	1,626,622,999
1987	2,622,552,513	2,575,511,455
1988	4,405,386,800	4,318,542,715
1989	7,061,760,222	6,918,310,969
1990	11,943,448,000	11,706,469,000
1991	18,250,353,000	17,858,828,000
1992	29,394,592,000	28,747,695,000
1993	47,240,617,000	46,171,757,000
1994	75,859,098,000	74,672,687,000
1995	123,385,190,000	120,467,100,000

Los costos totales de producción fueron calculados por la siguiente relación:

C.T.D.P = GASTOS FIJOS + COSTOS VARIABLES

Los costos de manufactura fueron calculados por la siguiente relación:

C.D.M = C.T.D.P - GASTOS DE DIRECCION Y ADMINISTRACION -
GASTOS DE VENTAS

7.7 CAPITAL DE TRABAJO

De acuerdo al inciso 7.2 y a los costos presentados, se estima el capital de trabajo. Se especifica para el primer año y para los años posteriores sólo se presentan los totales.

CONCEPTO	\$M.N./AÑO
1 INVENTARIO DE MATERIAS PRIMAS	117,408,333
2 INVENTARIO DE MATERIAL DE PROCESO	4,456,501
3 INVENTARIO DE PRODUCTO TERMINADO	133,695,041
4 CUENTAS POR COBRAR	173,827,500
5 EFECTIVO DISPONIBLE	133,695,041
6 CUENTAS POR PAGAR	352,225,000
TOTAL	210,857,353

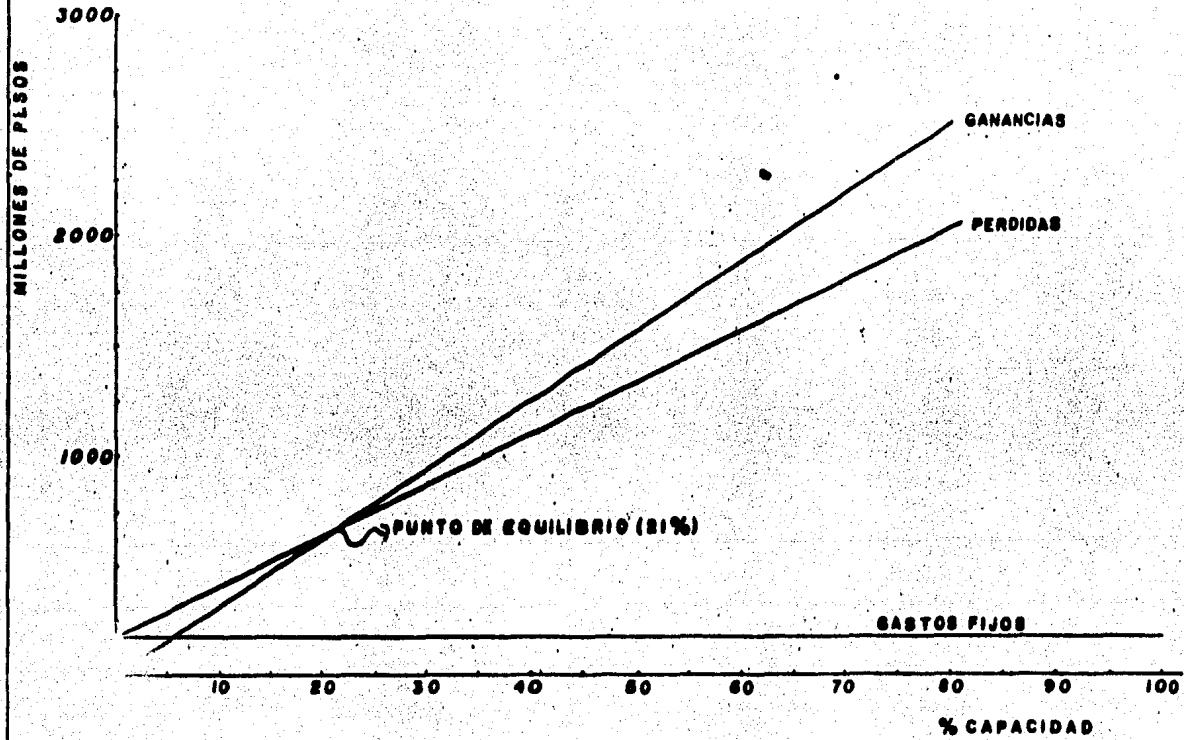
AÑO	CAPITAL DE TRABAJO \$ M.N.	INCREMENTO DE CAPITAL DE TRABAJO \$ M.N.
1986	210,857,354	-
1987	347,611,853	136,754,499
1988	605,700,881	258,089,028
1989	1,007,906,521	402,205,643
1990	1,680,631,027	672,724,503
1991	2,803,514,700	1,122,883,673
1992	4,678,132,558	1,874,617,858
1993	7,804,450,200	3,126,317,700
1994	13,014,498,000	5,210,047,600
1995	21,690,787,000	8,676,288,800

7.8 PUNTO DE EQUILIBRIO

Los gastos fijos y los costos variables son graficados y comparados contra los ingresos que se obtendrían al operar la planta a diferentes capacidades. Como resultado de esta comparación se tiene lo que se denomina punto de equilibrio, es decir, la capacidad de operación a la cual no se obtienen ni pérdidas ni ganancias.

El punto de equilibrio del presente proyecto se muestra en la gráfica 7.1 y se encontró que es del 21%. Es decir, operando la planta a un 21% de su capacidad los ingresos por ventas serían iguales a los gastos totales de producción.

PUNTO DE EQUILIBRIO



7.9 RECUPERACION DEL CAPITAL INVERTIDO

En base a las estimaciones anteriores y con el fin de determinar la recuperación del capital invertido, se obtiene el estado proforma de pérdidas y ganancias, el flujo de caja y la tasa interna de rendimiento.

7.9.1 FLUJO DE CAJA Y ESTADO PROFORMA DE PERDIDAS-GANANCIAS

El flujo de caja, como su nombre lo indica, muestra los ingresos y egresos del proyecto y el tiempo en que éstos serán efectuados para determinar el índice de rentabilidad de este proyecto.

NOMENCLATURA

IDENTIFICACION	CONCEPTO (\$ M.N.)
VENTAS	Ingresos por ventas anuales
I _F	Inversión fija del proyecto
C _T	Capital de trabajo
G _F	Gastos fijos
G _V	Gastos variables
C.T.P	Costos totales de producción
U.A.I	Utilidad antes del impuesto
IMPUESTO (42% U.A.I)	Impuesto fiscal
R.U (8% U.A.I)	Reparto de utilidades
U.D.I	Utilidad después del impuesto
DEP	Depreciación
F. DE C.	Flujo de caja

ESTADO PROFORMA DE PERDIDAS Y GANANCIAS Y FLUJO DE CAJA

(\$ M. N.)

AÑO	0	1	2
CONCEPTO			
VENTAS	0	2,085,930,000	3,548,166,930
EGRESOS			
I _F	724,496,000	0	0
C _T	0	210,857,354	136,754,499
G _F	0	179,812,569	246,478,405
G _V	0	1,475,127,500	2,376,074,108
C.T.P.	0	1,654,940,069	2,622,552,513
U.A.I.	0	220,132,577	788,859,918
IMPUESTO (42% U.A.I.)	0	92,455,682	331,321,166
R.U. (8% U.A.I.)	0	17,610,606	63,108,793
U.D.I.	0	110,066,289	394,429,959
DEP.	0	64,480,144	64,480,144
F. DE C.	714,496,000	174,546,433	458,910,103

ESTADO PROFORMA DE PERDIDAS Y GANANCIAS Y FLUJO DE CAJA

AÑO	3	4	5
CONCEPTO			
VENTAS	6,295,461,896	10,642,068,000	17,958,489,000
EGRESOS			
I _F	0	0	0
C _T	258,089,028	402,205,643	672,724,503
G _F	390,014,179	578,826,175	877,833,103
G _V	4,015,372,621	6,482,934,047	11,065,615,000
C.T.P.	4,405,386,800	7,061,760,222	11,943,448,000
U.A.I.	1,631,986,068	3,178,102,100	5,342,316,400
IMPUESTO	685,434,149	1,334,802,900	2,243,772,900
(42% U.A.I.)			
R.U.	130,558,885	254,248,170	427,385,310
(8% U.A.I.)			
U.D.I.	815,993,034	1,589,051,100	2,671,158,200
DEP.	64,480,144	64,480,144	64,480,144
F. DE C.	880,473,178	1,653,531,244	2,735,638,344

ESTADO PROFORMA DE PERDIDAS Y GANANCIAS Y FLUJO DE CAJA

AÑO	6	7	8
CONCEPTO			
VENTAS	30,256,463,000	50,900,680,000	85,513,143,000
EGRESOS			
I _F	0	0	0
C _T	1,122,883,673	1,874,617,858	3,126,317,700
G _F	1,351,759,302	2,103,592,911	3,297,353,333
G _V	16,898,594,000	27,290,999,000	44,043,264,000
C.T.P.	18,250,353,000	29,394,592,000	47,340,617,000
U.A.I.	10,883,226,000	19,631,470,000	35,046,208,000
IMPUESTO (42% U.A.I.)	4,570,954,900	8,245,217,500	14,719,407,000
R.U. (8% U.A.I.)	870,658,080	1,570,517,600	2,803,696,600
U.D.I.	5,441,613,000	9,815,735,100	17,523,104,000
DEP	64,480,144	64,480,144	64,480,144
F. DE C.	5,506,093,144	9,880,215,244	17,587,584,000

ESTADO PROFORMA DE PERDIDAS Y GANANCIAS Y FLUJO DE CAJA

AÑO	9	10
CONCEPTO		
VENTAS	143,478,840,000	240,450,740,000
EGRESOS		
I _F	0	0
C _T	5,210,047,600	8,676,288,800
G _F	4,614,835,318	8,212,142,796
G _V	71,244,263,000	115,173,050,000
C.T.P.	75,859,098,000	123,385,190,000
U.A.I.	62,409,694,000	108,389,260,000
IMPUESTO	26,212,072,000	45,523,489,000
(42% U.A.I.)		
R.U.	4,992,775,500	8,671,140,700
(8% U.A.I.)		
U.D.I.	31,204,847,000	54,194,629,000
DEP.	64,480,144	64,480,144
F. DE C.	31,269,327,000	54,259,109,000

7.9.2 TASA DE RETORNO DE LA INVERSION

La tasa de retorno de la inversión se determinó a partir del flujo de caja y éste, a su vez, del estado proforma de pérdidas y ganancias, los resultados obtenidos se tabularán a continuación:

T.R. = 90%

AÑO	FLUJO DE CAJA (\$ M.N.)	FACTOR DE DESCUENTO	FLUJO DE CAJA DESCONTADO (\$ M.N.)
0	724,496,000	.52631	381,309,490
1	174,546,433	.27700	48,349,362
2	458,910,103	.14579	66,904,504
3	880,473,178	.07673	67,558,707
4	1,653,531,244	.04038	66,769,592
5	2,735,638,344	.02125	58,132,315
6	5,506,093,144	.01118	61,558,121
7	9,880,215,244	.00588	58,098,665
8	17,587,584,000	.00310	54,521,511
9	31,269,327,000	.00163	50,969,003
10	54,259,109,000	.000858	46,554,316

SUMA EGRESOS = 381,309,490

SUMA INGRESOS = 579,416,100

RELACION EGRESOS INGRESOS 0.638

AÑO	T.R. = 100%		T.R. = 105%		T.R. = 110%	
	FACTOR	FLUJO DE CAJA	FACTOR	FLUJO DE CAJA	FACTOR	FLUJO DE CAJA
	DE	DESCONTADO	DE	DESCONTADO	DE	DESCONTADO
DESCUENTO	(\$ M.N.)	DESCUENTO	(\$ M.N.)	DESCUENTO	(\$ M. N.)	
0	.5000	362,248,000	.48780	353,412,683	.47619	344,998,095
1	.2500	43,636,608	.23795	41,533,952	.22675	39,579,690
2	.12500	57,363,763	.11607	53,267,956	.10797	49,552,975
3	.06250	55,029,573	.05662	49,854,078	.05141	45,272,966
4	.03125	51,672,851	.02762	45,671,271	.02448	40,487,031
5	.01562	42,744,349	.01347	36,858,318	.01165	31,896,491
6	.00781	43,016,353	.00657	36,188,162	.00555	30,570,919
7	.00390	38,594,591	.00320	31,676,378	.00264	26,122,338
8	.00195	34,350,750	.00156	27,505,620	.00126	22,142,800
9	.00097	30,331,247	.00076	23,855,028	.000599	18,746,733
10	.00048	26,493,706	.00037	20,192,039	.000285	15,490,321
SUMA EGRESOS		362,248,000		353,412,683		344,998,095
SUMA INGRESOS		423,233,791		366,602,800		319,862,260
RELACION EGRESOS/INGRESOS		0.856		0.964		1.078

TASA INTERNA DE RETORNO

TIR(%)

110

100

90

0.1

0.2

0.3

0.4

0.5

0.6

0.7

0.8

0.9

1.0

RELACION

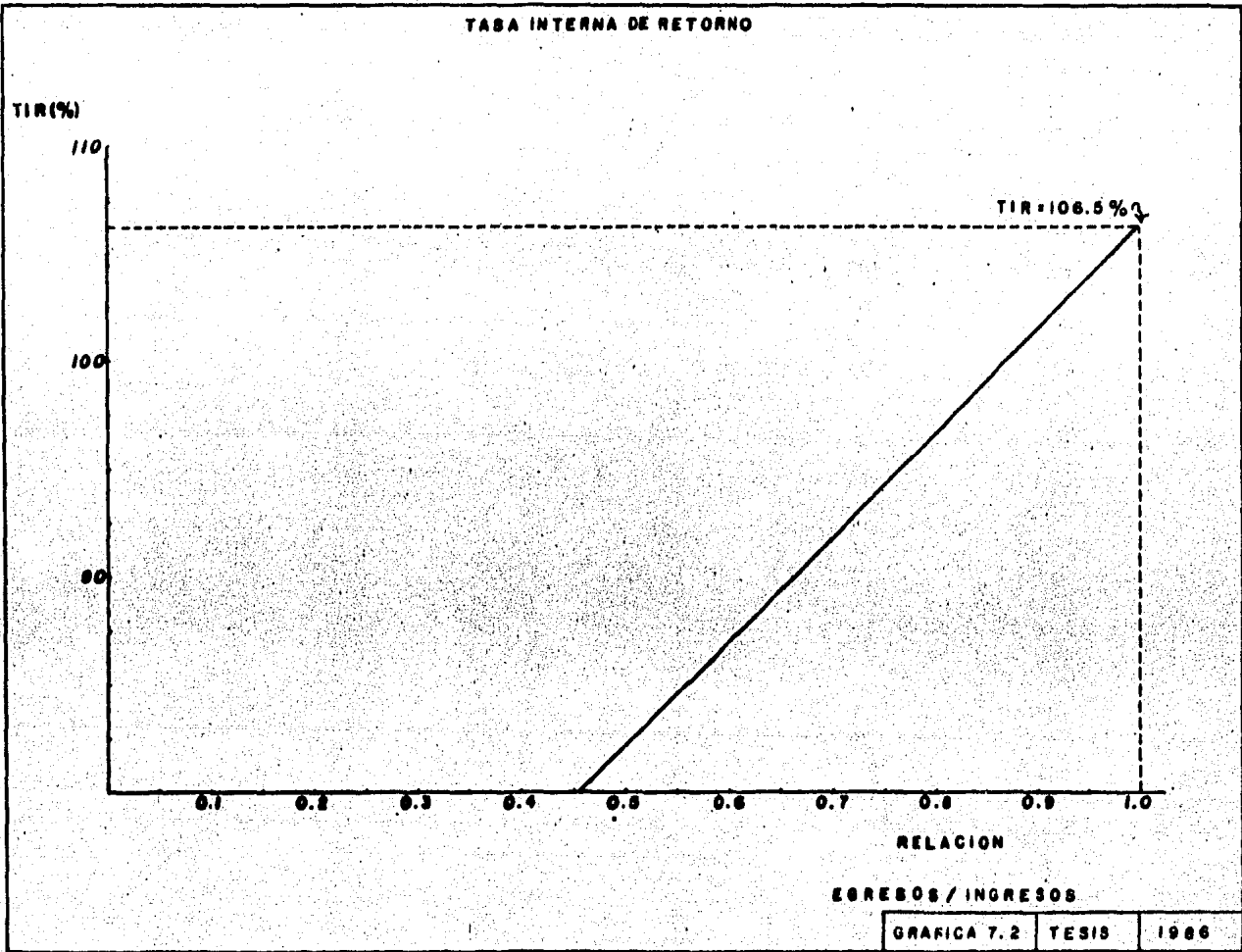
TIR = 106.5%

EGRESOS / INGRESOS

GRAFICA 7.2

TESIS

1986



8.- CONCLUSIONES

De acuerdo con la información desarrollada en los capítulos anteriores se tienen las siguientes conclusiones:

- Este proyecto está considerado como de suma importancia en la industria química mexicana. De ahí que la Secretaría de Programación y Presupuesto lo considere como prioritario y viable para la iniciativa privada.
- Este proyecto contempla una capacidad nominal de producción de 1500 toneladas por año, considerando un tiempo de operación de 8,770 horas por año. Se pretende cubrir a toda la demanda nacional y al 20% de la demanda sudamericana.
- Esta planta se puede localizar de una forma óptima en la ciudad de Altamira, Tamaulipas, considerando la zona geográfica de la demanda, las expectativas de exportación y los incentivos proporcionados por el Ejecutivo Federal.
- El monto de la inversión total del proyecto será de aproximadamente \$ 935,353,354.00 M.N., tomando en cuenta que el total proviene de inversionistas, ó sea, no existe ningún financiamiento.
- El precio de venta de la hidroquinona en el mercado nacional será de \$ 2,240.00 por kilogramo para grado fotográfico y de \$ 1,931.58 por kilogramo para grado técnico.

Estos precios son inferiores a los manejados actualmente en el mercado, pues para el mercado externo son de 2.54 y 2.19 dólares por kilogramo, respectivamente. Dichos precios son vigentes en el mercado internacional de la hidroquinona.

- De acuerdo a la capacidad de planta requerida y a la disponibilidad de las materias primas en el país, así como a la flexibilidad del proceso, se considera que el óptimo es aquel que parte de anilina.
- Del estado de resultados de estado proforma de pérdidas y ganancias se observa que después del primer año de operación de la planta se tienen utilidades.
- La tasa interna de retorno del proyecto es de 106.5% anual y esto es superior a las tasas de descuento ó de oportunidad que se tienen al invertir en valores del mercado de dinero (inversiones a plazo fijo, pagarés liquidables al vencimiento, petrobonos, etc.).
- El punto de equilibrio de operación de la planta, ó sea, el punto donde no hay pérdidas ó ganancias es de 21%.
- Las proyecciones de ventas por exportación que se consideran realizables, sólo están dirigidas a Sudamérica. La pe-

netración en dicho mercado es bastante conservadora, debido principalmente a que sólo se piensa participar en el 20 % de las importaciones de los países contemplados como consumidores (Argentina, Brasil, Colombia, Perú y Venezuela) y no en un porcentaje más elevado.

Es conveniente hacer notar que el volumen de las exportaciones a Sudamérica puede ser incrementado. Además se pueden aprovechar otros mercados potenciales como son los de Asia y Europa, principalmente.

- Considerando todo lo anteriormente expuesto y señalado, se puede afirmar que el proyecto de la fabricación de hidroquinona a partir de anilina es factible desde el punto de vista técnico y económico, es más, cuando se habla desde un punto de vista técnico se hace referencia al empleo de una tecnología nacional. Todos estos factores traen como una consecuencia inmediata la sustitución de importaciones, evitando con ello la fuga de divisas y la inflación por este rubro, la ayuda a la penetración de diversos mercados externos, favoreciendo con ello a la balanza comercial del país (especialmente por la rama de la industria química), la creación de una nueva planta productiva que proporciona nuevas fuentes de empleo para obreros y profesionistas y una ayuda en el desarrollo del país.

FINIS CORONAT OPUS

9.- BIBLIOGRAFIA

BIBLIOGRAFIA

1. W.H. Shearon, L.G. Davy y H. Von Bramer
Industrial and Engineering Chemistry
Vol. 44, No. 8, Pág. 1730
1952

2. R.H. Perry y C.H. Chilton
Chemical Engineers Handbook
5a. Edición
E.U.A.
1973
Editorial McGraw-Hill

3. M.S. Peters y K.D. Timmerhaus
Plant Design and Economics for Chemical Engineers
3a. Edición
E.U.A.
1980
Editorial McGraw-Hill

4. D.Q. Kern
Procesos de Transferencia de Calor
3a. Edición
México
1981
Editorial C.E.C.S.A

5. G.W. Castellan

Fisicoquímica

3a. Edición

México

1979

Editorial Fondo Educativo Interamericano

6. R.E Kirk y D.F. Othmer

Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology

3a. Edición

E.U.A.

1979

Editorial John Wiley and Sons

Vol. 13

7. N.L Allinger y M.P. Cava

Química Orgánica

2a. Edición

España

1979

Editorial Reverté

8. E. Kreyszig

Introducción a la Estadística Matemática

1a. Edición

México

1979

Editorial Limusa

9. C.J King

Procesos de Separación

3a. Edición

México

1980

Editorial Reverté

10. R.E. Treybal

Operaciones de Transferencia de Masa

2a. Edición

México

1980

Editorial McGraw-Hill

11. Paul Ander y Anthony J. Sonnessa

Principios de Química

Introducción a los conceptos teóricos

1a. Edición

1978

Editorial Limusa