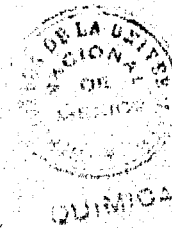


57

59

PROYECTO
DE UNA PLANTA PARA
LA OBTENCION
DE AGUA OXIGENADA



Manuel Villarreal Castañeda.

MEXICO, D. F.

1948.



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

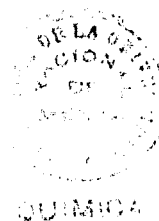
Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

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

2 diagr. d. d. t.
2 esquemas d. d. t.
15 figs. d. d. t.

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
ESCUELA NACIONAL DE CIENCIAS QUIMICAS

PROYECTO DE UNA PLANTA
DE AGUA OXIGENADA.



Tesis que presenta
MANUEL VILLARREAL CASTAÑEDA
para su examen profesional de
INGENIERO QUIMICO

MEXICO, D. F.

1948.

CON GRATITUD Y RESPETO
A MIS QUERIDOS PADRES

Sr. MANUEL VILLARREAL ORTIZ
y Sra. CARMEN C. DE VILLARREAL

CON SINCERA GRATITUD
A TODOS MIS MAESTROS

S U M A R I O

CAPITULOS	Hoja n°
I.- CONSIDERACIONES GENERALES.	1
II.- DIVERSOS PROCESOS P.R. LA OBTENCION DEL H ₂ O ₂	7
III.- ESTUDIO DEL PROCESO PILTZCH	16
IV.- DISEÑO DE LA PLANTA.	36
V.- CONSIDERACIONES ECONOMICAS	91
VI.- CONCLUSIONES	99
VII.- BIBLIOGRAFIA.	100

PROLOGO

El deseo de presentar un trabajo de tesis sobre un producto no fabricado en México y de cierta importancia comercial, me hizo escoger al Agua Oxigenada como tema de tesis.

En vista de la escasez de literatura acerca del peróxido de hidrógeno, gestioné en unión del Sr. Francisco Borja, pasante de la carrera de Químico, una visita a la fábrica de H_2O_2 mas grande de los Estados Unidos, la BECCO (Buffalo Electrochemical Company) de Buffalo, N. Y. Dicha gestión tuvo éxito y así fué posible que efectuáramos una corta práctica en los laboratorios de investigación y en las plantas de la BECCO.

El creciente consumo de H_2O_2 en México, hace pensar en la instalación de una fábrica de H_2O_2 , surgiendo el problema de la posible costabilidad de dicha instalación. Esta tesis no resuelve el problema integralmente; sin embargo es mi deseo cooperar parcialmente a su resolución.

CONSIDERACIONES GENERALES

Las propiedades del agua oxigenada son conocidas desde hace mucho tiempo, lo mismo que sus posibles usos, que son consecuencia de sus propiedades, sin embargo su uso ha sido relativamente pequeño, debido a su elevado precio, y se ha preferido usar otros productos que tienen probablemente una menor eficiencia en su acción, pero un costo más bajo.

En México, prácticamente se ha usado el agua oxigenada únicamente como desinfectante, y en los últimos años el consumo por dicho concepto ha disminuído notablemente, como consecuencia del descubrimiento de desinfectantes más poderosos y solamente desde hace unos pocos años se empieza a usar como blanqueante en la industria textil.

En los Estados Unidos y en Alemania, ya se usaba en la industria desde antes de la guerra pasada, pero no es sino hasta el año de 1940 en que la producción mundial del peróxido de hidrógeno aumentó grandemente, lograndose abaratar el costo de su fabricación, a la vez que se perfeccionaron los procesos en que se aplica el agua oxigenada, cuando se puede utilizar en la industria con ventaja sobre otras sustancias de propiedades análogas.

Comercialmente antes de la guerra pasada se vendía con una concentración de 27 a 35 %. En Alemania se desarrollaron métodos para la obtención del agua oxigenada con una concentración de 80 a 90 % con el fin de emplearla en la generación de potencia, actualmente se vende con fines comerciales con concentraciones de 27 a 50 %.

En 1939 se proyectó la construcción de una planta de H_2O_2 en Bad Lauterberg, Alemania, con una capacidad de 1200 toneladas por

mes de solución al 60 %, esta planta empezó a trabajar en abril de 1943. Antes de 1939 solamente se había obtenido en escala comercial agua oxigenada de más de 40 %, pues se desconocían sus propiedades y los materiales propios para su elaboración.

Alemania tenía planeada la siguiente producción para 1945:

Compañía	Localidad	Proceso	Capacidad Tons/mes	
			35 %	60 %
Oesterreichischer	Weissenstein	$H_2S_2O_8$	200	15
Kali Chemie	Honningen	BrO_2	120-150	--
Degussa	Rheifelden	$H_2S_2O_8$	400	--
Riedel de Haen	Kufstein	$(NH_4)_2S_2O_8$	200	--
Henkel & Co.	Dusseldorf	$K_2S_2O_8$	160-180	--
Electrochemische Werke Munchen	Hollriegels- kreuth	$K_2S_2O_8$	500	500
Otto Schickert	Bad Lauterberg	$K_2S_2O_8$	3500	1200
Otto Schickert	Rhumspringe	$K_2S_2O_8$	2000	2100

La última de estas fábricas no fué terminada; el total de H_2O_2 requerida para el comercio en Alemania en esta época era 500 toneladas al mes, el resto se destinaba para fines militares.

La producción en los Estados Unidos en los últimos años es la siguiente:

Año	Producción						
1939	23879	miles de libras	de H_2O_2	al 30 %			
1943	27030	"	"	"	"	"	"
1944	28669	"	"	"	"	"	"
1945	32117	"	"	"	"	"	"

Los usos del agua oxigenada en los Estados Unidos en el lapso de tiempo entre el primero de julio de 1944 y el 30 de junio de 1945 están expresados en la siguiente tabla, estos datos fueron to-

mados del "Bureau of the Census" del Departamento de Comercio de los Estados Unidos.

Uso	Miles de lbs. de H ₂ O ₂ al 30 %	%
Aplicación total	29440	100
Uso militar	8535	29
Exportación	234	0.8
Otros usos	20671	70.2

Una descripción más detallada de los usos del H₂O₂ en el mismo período de tiempo se encuentra en la siguiente tabla.

Uso	Miles de lbs. de H ₂ O ₂ al 30 %	%
Industria textil	10402	35.3
Industria Química	2727	9.3
Drogas y cosméticos	1155	3.9
Tratamiento de pieles	517	1.8
Blanqueo	270	0.9
Preservación de alimentos, blanqueo de gnenetina, de la nolina, de jabón, etc.	1771	6.0
Investigación y otros usos	3829	13.0

En México se ha producido en muy pequeñas cantidades por el proceso del peróxido de bario, el H₂O₂ producida se ha vendido con fines medicinales. Su consumo ha aumentado grandemente en los últimos años, aproximadamente se puede considerar un consumo anual de 100 toneladas de solución al 90 %, la mayor parte se emplea en la industria textil, es muy probable que dentro de poco tiempo su empleo se extienda a las fábricas de papel, con lo que el consumo aumentaría en gran escala.

Según datos proporcionados por la Dirección de Estadística de la Secretaría de Economía, el consumo al extranjero de H_2O_2 en los años de 1945 y 1946 fué el siguiente:

País	Kg de solución al 35 %		Valor en pesos	
	1945	1946	1945	1946
U. S. A.	70064	222010	134226	428020
Gran Bretaña	2293	1068	4837	2559
Colombia	29171	-----	117540	----

Para apreciar la importancia del H_2O_2 es necesario conocer sus múltiples aplicaciones. El Sr. Francisco Borja estudia en su tesis profesional las propiedades y aplicaciones del H_2O_2 , por lo que -- creo ocioso repetirlos aquí, sin embargo citaré los grandes grupos de usos que se pueden considerar:

- 1.- Cuando se usa como blanqueante.
- 2.- Cuando interviene como oxidante.
- 3.- En la manufactura de materiales porosos.
- 4.- Cuando se usa como desinfectante, y
- 5.- Cuando se usa como generador de energía de propulsión.

Actualmente se vende H_2O_2 hasta de 50 % de concentración, envasada en garrafones de vidrio, tanques de aluminio y carros tanques de aluminio. Para evitar la descomposición del H_2O_2 , que representa pérdida de oxígeno activo, se evitan todas las contaminaciones posibles y se vende en alto estado de pureza, en estas condiciones es muy estable

Su facilidad de manejo, seguridad en su aplicación, estabilidad en su almacenamiento y uso, hacen del agua oxigenada una materia prima muy práctica.

Su uso más importante es como blanqueante. Las soluciones -- comerciales, diluidas a una determinada concentración, blanquean

casi todas las materias orgánicas. Por ejemplo, una gota de agua oxigenada puesta en contacto con una hoja de papel no blanqueado, producirá un muy marcado efecto blanqueante; por supuesto para cada material existe un método especial con el fin de obtener una mayor eficiencia y economía.

El 75 % del H_2O_2 se utiliza como blanqueante. Con facilidad se descompone e interviene en muchas reacciones con producción de oxígeno atómico, que es muy activo; día a día se encuentran nuevos métodos de blanqueo con esta substancia, que tiene la ventaja de no dejar residuo dañino, sino únicamente agua que no perjudica de ningún modo, ya que el blanqueo se efectúa siempre en estado acuoso. Con H_2O_2 han logrado blanquearse substancias que presentaban muchas dificultades para blanquearse con otros blanqueadores. Para blanquear una determinada substancia es necesario estudiar la velocidad de descomposición y el efecto de reguladores en esta descomposición, para encontrar las condiciones óptimas de trabajo.

En México, gran número de fábricas textiles ya utilizan el H_2O_2 como blanqueante y algunas otras se disponen a modificar su equipo para utilizarlo. Si en la industria textil ya es un hecho el uso ventajoso del peróxido de hidrógeno, se puede asegurar que dentro de algunos años jugará el agua oxigenada un importante papel en la industria de la pulpa y el papel en México.

DIVERSOS PROCESOS PARA LA OBTENCION DEL H₂O₂

Se pueden dividir en tres grupos los diversos procesos existentes:

A.- Procesos en que se efectúa una conversión química.

1.- Proceso del peróxido de bario.

2.- Proceso de autooxidación.

B.- Procesos electrolíticos.

1.- Por oxidación anódica.

a) Proceso Weissenstein, llamado también del ácido persulfúrico.

b) Proceso Pietzch, llamado también del persulfato de potasio.

c) Proceso de Riedel-Lowenstein, llamado también del persulfato de amonio.

2.- Por reducción catódica.

a) Proceso de Bert.

C.- Procesos sintéticos

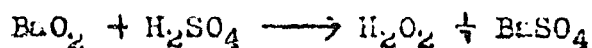
1.- Por medio de la combustión de H₂ en O₂.

2.- Por medio de una descarga eléctrica.

En estos métodos generales citados, el producto que se obtiene no es puro, sino que se encuentra en solución. Todos ellos han sido propuestos para utilizarse industrialmente. Las soluciones obtenidas pueden ser purificadas y posteriormente concentradas, llegándose a obtener soluciones de 85-90 % de concentración.

(A-1) Proceso del Peróxido de Bario

En 1818 P. Thenard obtuvo H₂O₂ haciendo reaccionar ácidos diluidos sobre BaO₂. La reacción que se efectúa utilizando H₂SO₄ es:



Con este método sólo se obtienen soluciones diluidas de H_2O_2 .

Industrialmente se usa el H_2SO_4 por ser el ácido más barato, se usa en solución al 20 % por ser esta concentración la que produce un mayor rendimiento. El proceso consiste en agregar BaO_2 a la solución de ácido hasta llegar al punto neutro; es conveniente trabajar con reactivos lo más puros posible, el H_2SO_4 no debe contener agentes catalíticos, tales como Cu, Mn, Fe, etc., adicionando pequeñas cantidades de H_3PO_4 los metales pesados presentes se remueven en forma de fosfatos.

En este proceso se obtiene $BaSO_4$ como subproducto, su precio determina si el método es costable o no; la Kalié Chemie y la Mathieson usan este método porque venden a buen precio el sulfato de bario; éste proceso es usado cada vez menos.

(A-2) Proceso de autooxidación (según los trabajos de Mathieson Works en Niagara Falls y la I. G. Farben Industries en Alemania)

Soluciones de H_2O_2 al 20 % se pueden obtener por oxidación de ciertos compuestos orgánicos con aire u oxígeno en ciertas y definidas condiciones.

Mathieson usa Hidrazobenceno mezclado con solventes tales como el metanol, etanol, xilol, benceno y agua. En solución alcalina se puede efectuar la oxidación del hidrazobenceno a elevada velocidad; el hidrazobenceno oxidado, da lugar a peróxidos alcalinos, que al tratarse con ácidos diluidos dan lugar a la formación de H_2O_2 . Después de remover los peróxidos alcalinos, el azobenceno se reduce, generándose nuevamente el hidrazobenceno, esto se logra con sodio, hidrógeno nascente o por electrólisis. Al oxidarse de nuevo el hidrazobenceno regenerado, el proceso puede efectuarse en un medio neutro, eliminándose el uso del álcali a la vez que se simplifica la operación, ya que en lugar de obtenerse un peróxido alcalino,

directamente se obtiene H_2O_2 .

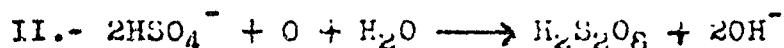
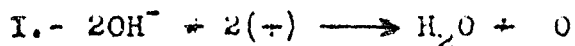
La I. G. Farben Industries efectúa la reacción con la antraquinona y sus homólogos así como los productos de sustitución de la antrahidroquinona, tales como el metil, etil, propil e isopropil antrahidroquinona y sus productos de hidrogenación en el núcleo como la tetrahidroantraquinona; todos estos compuestos forman H_2O_2 a gran velocidad al autooxidarse con aire u oxígeno en medio neutro o debilmente alcalino.

Métodos Electrolíticos. Son estos los que han logrado un mayor desarrollo a la vez que son los más económicos,

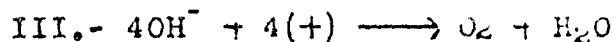
(B-1-a) Proceso del ácido persulfúrico

Este método fué puesto en operación en la fábrica Weissenstein Werke, en Alemania.

Sin tomar en cuenta las múltiples reacciones secundarias que se efectúan, se puede establecer que las reacciones efectuadas en este proceso son.

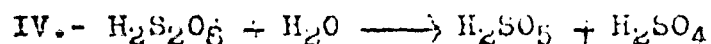


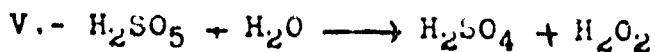
En ciertas condiciones también se efectúa la reacción III



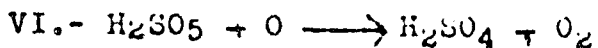
Se debe tratar de impedir que se efectúe esta última reacción, ya que la producción de moléculas de oxígeno trae consigo una menor producción de moléculas de $H_2S_2O_8$ lo que significa un menor rendimiento del proceso.

Asimismo, si la refrigeración no es efectiva y si la concentración de $H_2S_2O_8$ es muy elevada, se efectúan en el electrolito reacciones de descomposición del $H_2S_2O_8$.





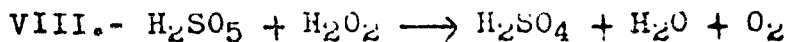
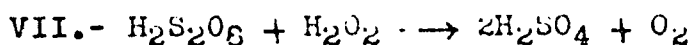
El ácido monopersulfúrico, mejor conocido como ácido de Caro, puede reaccionar con el oxígeno anódico produciendo oxígeno molecular, que trae consigo una menor producción de $H_2S_2O_8$.



Las reacciones IV y V pueden evitarse manteniendo una baja concentración de $H_2S_2O_8$ en la solución electrolítica, lo que se logra removiendo constantemente el electrolito.

Las celdas son de cerámica industrial, están provistas de tubos de enfriamiento, por los que circula agua fría; los ánodos son de platino, los cátodos son de plomo y los diafragma son de porcelana. La solución que entra a las celdas es una solución de H_2SO_4 si a esta solución se le agrega KCN y H_3BO_3 se obtiene un incremento en la producción de $H_2S_2O_8$. La eficiencia de la corriente es 72%.

La solución que abandona las celdas se hidroliza de acuerdo con las reacciones IV y V, produciéndose agua oxigenada. Debe tenerse cuidado de eliminar el agua oxigenada producida tan pronto como sea posible, evitándose así la posibilidad de que se efectúen reacciones secundarias que harían disminuir la eficiencia de la destilación, las reacciones que se pueden efectuar son las siguientes:



En ellas reacciona H_2O_2 y se produce oxígeno molecular, causando una pérdida de H_2O_2 .

De acuerdo con la ley de la acción de las masas, un incremento en la temperatura favorece estas reacciones pues se desaloja el equilibrio hacia el lado derecho de la ecuación, por lo que es conveniente tener la mas baja temperatura posible en la destilación, lo que se logra trabajando a presión reducida en la destilación.

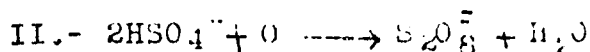
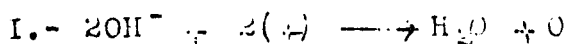
La hidrólisis del $H_2S_2O_8$ y la destilación del H_2O_2 se llevan a cabo en recipientes de plomo, calentados con vapor indirecto y bajo un adecuado vacío. Los vapores producidos en la hidrólisis arrastran pequeñas partículas de líquido; estos vapores se pasan a un separador de porcelana o cerámica, con el objeto de separar el H_2SO_4 contenido en el vapor, este ácido que contiene pequeñas porciones de $H_2S_2O_8$ y H_2SO_5 , fluye por la parte inferior del separador; los vapores de agua y agua oxigenada son conducidos a una torre de rectificación, en ella se condensan casi todos los vapores de H_2O_2 y una parte de agua, obteniéndose una solución al 40 % de H_2O_2 ; los vapores no condensados salen por la parte superior de la torre y son pasados a una segunda torre en donde se condensan completamente obteniéndose una solución que contiene 1-2 % de agua oxigenada, -- parte de esta solución se usa como reflujo en la primera torre. El H_2SO_4 que emerge de los separadores se somete a una segunda hidrólisis al inyectarsele vapor vivo. La eficiencia de la destilación es de 90 %. El H_2SO_4 que queda como residuo de la segunda hidrólisis se purifica destilándolo en vasijas de cuarzo, y posteriormente es recirculado nuevamente por las celdas electrolíticas.

Este método es usado en los EE UU por la E. I. Du Pont en Niágara Falls.

(B - b) Proceso del Persulfato de Potasio, también llamado - proceso Pietzel.

La solución que se alimenta a las celdas contiene en solución los siguientes iones: NH_4^+ , K^+ , H^+ , HSO_4^- , SO_4^{2-} , y OH^-

En el ánodo se efectúan las siguientes reacciones.

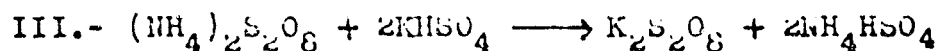


Los iones NH_4^+ y SO_4^{2-} forman moléculas no disociadas de --

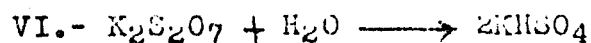
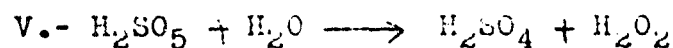
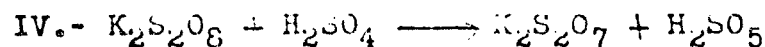
$(\text{NH}_4)_2\text{S}_2\text{O}_8$ que son más estables que las del ácido persulfúrico, son más resistentes a los catalizadores y a la hidrólisis con H_2O .

Las celdas empleadas son de cerámica, como diafragma se utiliza esbesto azul, los ánodos son de platino y los cátodos son de grafito. La eficiencia de la corriente es de 86 %.

La solución electrolizada es conducida a convertidores en los cuáles se hace reaccionar con KHSO_4 , efectuándose esta reacción:



El $\text{K}_2\text{S}_2\text{O}_8$ es poco soluble, por lo que precipita en forma sólida, los cristales formados se separan por filtración, la solución filtrada es regresada a las celdas electrolíticas, 1 % de esta solución es desviada para purificarse con NH_3 que elimina el Fe presente. El persulfato de potasio separado se lleva a una retorta, se mezcla con H_2SO_4 y se le pasa vapor directo a la mezcla, se puede suponer que se efectúan las reacciones siguientes:



Vapores de H_2O y H_2O_2 pasan a una columna rectificadora, en la cual se obtiene un condensado que contiene 30-50 % de agua oxigenada, como residuo quedan en la retorta H_2SO_4 y KHSO_4 , estas dos sustancias son separadas en una centrífuga. El H_2SO_4 es purificado con $\text{K}_4\text{Fe}(\text{CN})_6$ que elimina al Fe presente, este ácido purificado se utiliza nuevamente en la destilación de los persulfatos y el KHSO_4 es nuevamente empleado en los tanques de reacción.

Este proceso es empleado por la Buffalo Electrochemical Co. de Buffalo, N. Y., en los U. S. A.

(B-1-c) Proceso del Persulfato de amonio, también llamado --
Proceso Lowenstein.

La parte inicial de este proceso es semejante a la del proceso Pietzch, ya que se emplea un electrolito que contiene H_2SO_4 y $(NH_4)_2SO_4$.

Las celdas son de cerámica industrial, los diafrágramas son de barro poroso, los cátodos son de plomo y los ánodos son de platino. Una eficiencia de 83 % es obtenida en la electrólisis.

La solución obtenida de las celdas contiene $(NH_4)_2S_2O_8$, es conducida a los aparatos de destilación, que son evaporadores que tienen tubos de plomo por los que circula la solución, por afuera de los tubos circula vapor, y todo el sistema se encuentra a presión reducida, el persulfato de amonio es hidrolizado de acuerdo con la ecuación siguiente:



Esta hidrólisis se efectúa en presencia de H_2SO_4 que no interviene en la reacción.

Los vapores producidos se conducen a una columna de rectificación, en donde se obtiene una solución 30-40 % de H_2O_2 . El líquido remanente que contiene una pequeña porción de $(NH_4)_2S_2O_8$ es destilado nuevamente, transformándose prácticamente todo el persulfato de amonio en agua oxigenada, esta segunda destilación es semejante a la efectuada en el proceso Weissenstein, ya que como en aquella, se inyectó vapor, esta operación se lleva a cabo en tubos de plomo más cortos que los empleados en la primera destilación. La eficiencia de la reacción llega a ser de 85 %.

Como en el proceso Pietzch, el electrolito es purificado con $K_4Fe(CN)_6$ para eliminar el Fe presente, la solución es llevada a la concentración requerida y alimentada nuevamente a las celdas.

(B-2) Proceso Bart. Proceso electrolítico por reducción catódica.

Se electrolizan soluciones de KOH, utilizando ánodos de Ni y cátodos de carbón activado; al mismo tiempo que se efectúa la electrolisis se hace pasar una corriente de oxígeno gaseoso a través de los poros del carbón, este oxígeno reacciona con el hidrógeno nascente generado en el cátodo produciéndose H_2O_2 .

Este proceso tiene la ventaja de no utilizar platino, sin embargo el costo del agua oxigenada así obtenida es elevado, por lo que este proceso no se utiliza industrialmente.

(C-1) Proceso Sintético, consiste en quemar hidrógeno en presencia de oxígeno, se producen H_2O y H_2O_2 , no se ha puesto en práctica debido a su baja eficiencia, a que se obtiene el agua oxigenada diluida y a el elevado costo del agua oxigenada obtenida.

(C-2) Síntesis por medio de una descarga eléctrica.

Oxígeno e hidrógeno gaseosos se someten a una fuerte descarga silenciosa en presencia de vapor de agua.

La descarga silenciosa no es un arco voltaico, es el campo magnético creado por dos polos de la corriente eléctrica que origina la ionización de los gases presentes.

Una mezcla gaseosa de 2 a 8 % de O_2 y de 92 a 98 % de H_2 , expuesta a una descarga silenciosa en presencia de ciertas sustancias tales como resinas, con una densidad de energía entre 0.015 y 0.1 watts por cm^2 de superficie de resina en la zona de descarga, produce un elevado rendimiento en la síntesis del H_2O_2 , sin embargo el costo del agua oxigenada producida en esta forma es más elevado que la obtenida electrolíticamente.

Comparación de los procesos electrolíticos.

En el proceso del $H_2S_2O_8$ como en el del $(NH_4)_2S_2O_8$, solamente se tiene un circuito de fluidos y en el proceso Pietzch se tienen 2 circuitos. El de mayor eficiencia es el proceso Pietzch, y el de

Weissenstein, es decir, el del $H_2S_2O_8$ es el de menor eficiencia. El proceso del $(NH_4)_2S_2O_8$ tiene una seria desventaja, los tubos de plomo de los evaporadores rapidamente se pican por la acción del H_2SO_4 y el H_2O_2 y generalmente tienen que ser reemplazados cada 30 días; es fácil comprender que el tiempo gastado en el cambio de los tubos perjudica la producción y ocasiona mayores gastos.

En el caso de tenerse mano de obra barata y energía cara, el proceso mas recomendable es el del persulfato de potasio; y en el caso contrario, es decir, cuando la energía es barata y la mano de obra es cara, se recomienda el uso del proceso del $(NH_4)_2S_2O_8$. -- Alemania se encontraba en el primer caso, ya que la mano de obra representaba el 35 % del costo del agua oxigenada, los Estados Unidos, que se encuentran en el segundo caso, operando con el proceso Pietzch obtienen un costo de 70 % por concepto de mano de obra.

Para las condiciones de México, el mas recomendable es el proceso Pietzch, sin embargo, cuando se perfeccione el proceso de la destilación en el proceso Lowenstein, será éste el más económico en todos los aspectos, y por ende el más recomendable.

Eficiencias en los diferentes procesos:

Proceso	Eficiencia en las celdas	Eficiencia en la destilación
$H_2S_2O_8$	70-74 %	90 %
$K_2S_2O_8$	86 %	94 %
$(NH_4)_2S_2O_8$	83 %	85 %

ESTUDIO DEL PROCESO PIETZCH (DEL PERSULFATO DE POTASIO).

El proceso Pietzch que es el escogido en este proyecto, es descrito mas ampliamente a continuación.

A las celdas electrolíticas se hace llegar una solución con la siguiente composición:

H_2SO_4	100	gr/lt.
$(NH_4)_2SO_4$	300	"
K_2SO_4	40	"
$(NH_4)_2S_2O_8$	68.4	"

Esta solución tiene una densidad de 27.3° Bé a $16^{\circ}C.$, equivalente a 1.2319 gr/cm^3 , por lo que se deduce que la cantidad de H_2O es 723.5 gr/lt.

La solución que abandona las celdas tiene la siguiente composición de persulfatos: 136.8 gr/lt en $(NH_4)_2S_2O_8$.

Estas concentraciones son las más adecuadas para el proceso continuo y se encuentran de acuerdo con la solubilidad de las sustancias presentes. La temperatura del electrolito efluente de las celdas no debe pasar de $39^{\circ}C$, pues de otro modo se descompondrían los persulfatos presentes; esta solución efluente, se enfría hasta $26^{\circ}C$ aproximadamente, en un enfriador de vacío. A esta temperatura se pasa la solución a tanques de reacción provistos de sistemas de enfriamiento; se hace reaccionar la solución con $KHSO_4$ que con el $(NH_4)_2S_2O_8$ presente forma $K_2S_2O_8$ insoluble; es conveniente hacer reaccionar únicamente la mitad del persulfato de amonio presente, es decir 68.4 gr/lt , la temperatura es abatida hasta $16^{\circ}C$.

La suspensión formada es pasada a centrifugas en donde son separados los cristales de $K_2S_2O_8$; el líquido filtrado es alimentado

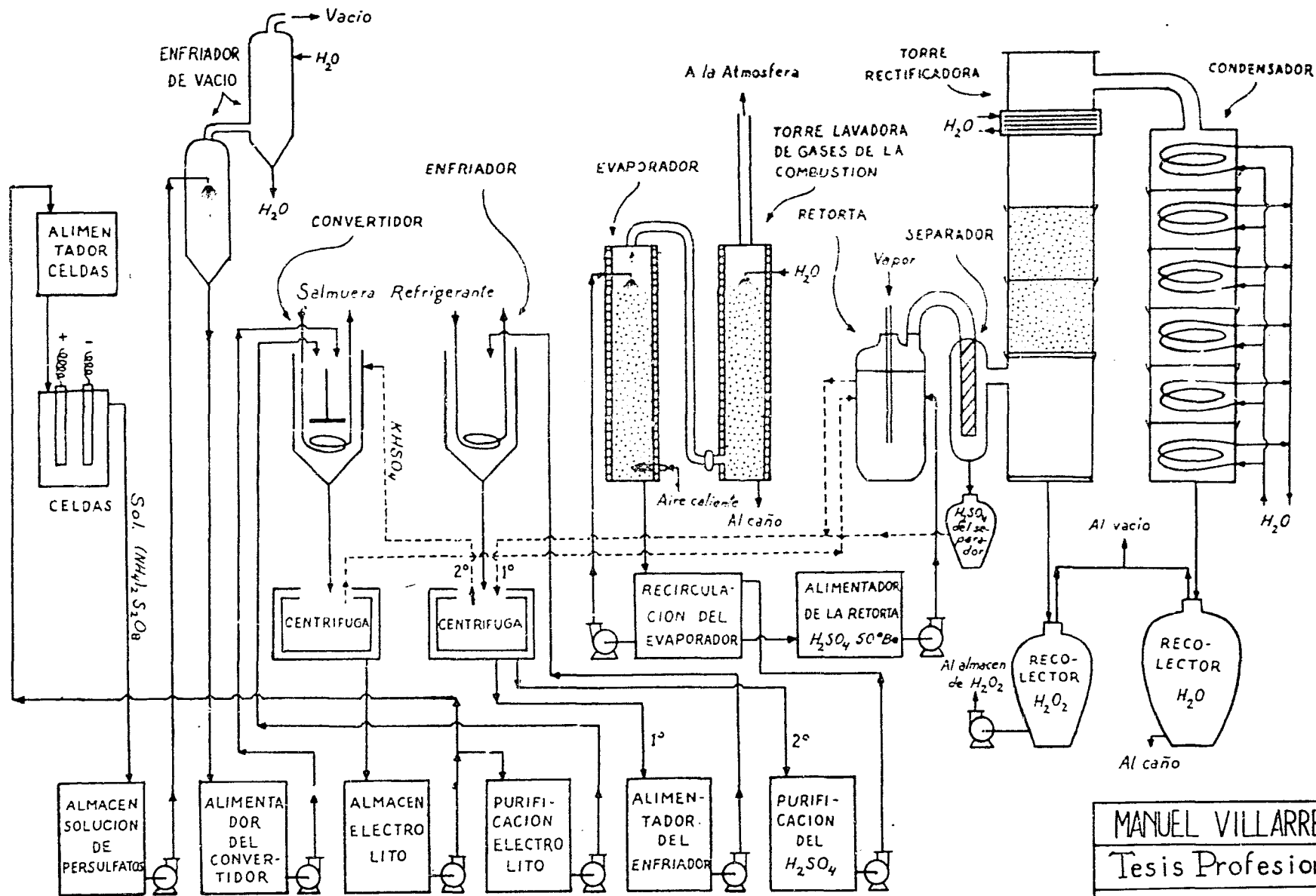
nuevamente a las celdas; 1% de esta solución es purificada con NH_3 que elimina a los iones presentes de Fe y Al en forma de hidróxidos insolubles; la solución purificada es reincorporada en el tanque de reacción.

Los cristales de $\text{K}_2\text{S}_2\text{O}_8$ adsorben un 21% de $(\text{NH}_4)_2\text{S}_2\text{O}_8$ y 6-7 % de humedad, estos cristales se mezclan en una retorta con H_2SO_4 de una densidad de 50°Bé, a la mezcla se le pasa vapor vivo; los persulfatos se hidrolizan formándose vapores de H_2O_2 , que junto con vapor de agua son conducidos a una torre fraccionadora, empacada con coke, obteniéndose un condensado que contiene 30-50 % de H_2O_2 . Todo el sistema de destilación se encuentra al vacío.

En una experiencia efectuada se obtuvieron los siguientes datos

Se mezclaron en una retorta 35 Kg. de $\text{K}_2\text{S}_2\text{O}_8$ con 9 litros de H_2SO_4 de 50°Bé, se pasó vapor durante 4 horas; se obtuvieron al final de la operación 9.4 lts. de H_2O_2 con una concentración de 42 % y con un contenido de H_2SO_4 de 1.4 %, se obtuvieron 59 lts. de condensado conteniendo 0.4 % de O_2 activo; el residuo en la retorta fué una mezcla de KHSO_4 y H_2SO_4 .

La mezcla residual de la retorta es llevada a centrifugas, el líquido filtrado es llevado a un enfriador hasta abatir su temperatura hasta 20°C y nuevamente se centrifuga; el filtrado que contiene una pequeña cantidad de H_2O_2 en solución es tratado con SO_2 que transforma el agua oxigenada en ácido sulfúrico, posteriormente esta solución que tiene una densidad de 50°Bé es purificada con $\text{K}_4\text{Fe}(\text{CN})_6$ que elimina el fierro presente, se filtra y se pasa la solución a un evaporador en donde se concentra hasta una densidad de 50°Bé, la solución concentrada se emplea nuevamente en la hidrólisis de los persulfatos. Los cristales de KHSO_4 separados del residuo se emplean en la conversión de los persulfatos.



MANUEL VILLARREAL
 Tesis Profesional
 DIAGRAMA DEL
 PROCESO Fig. 1



La fig. 1 muestra el diagrama del proceso.

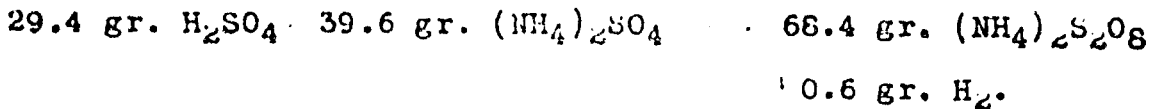
Estequiometría del Proceso

Tomaremos como base 1 litro de la solución que se alimenta a las celdas.

La reacción que se efectúa en las celdas es:



Se producen 68.4 gr. de $(\text{NH}_4)_2\text{S}_2\text{O}_8$, o sean 0.3 moles gramo.



Balance de materiales de las celdas.

	Entre a las celdas	Sale de las celdas
En solución:		
H ₂ SO ₄	100 gr.	70.6 gr.
(NH ₄) ₂ SO ₄	300 "	260.4 "
K ₂ SO ₄	40 "	40.0 "
(NH ₄) ₂ S ₂ O ₈	68.4 "	136.8 "
H ₂ O	723.35 "	723.35 "
En gases:		
H ₂	<u> </u>	<u>0.6 "</u>
Total	1231.8 gr.	1231.8 gr.

En los enfriadores de vacío se evapora una cierta cantidad de agua; con el vapor se elimina el calor que cede la solución, en forma de calor latente, disminuyendo el calor sensible de la solución y abatiéndose la temperatura de 39 a 26°C.

Calculo de la cantidad de agua evaporada.

Masa de la solución x C x Δt = masa del vapor x L

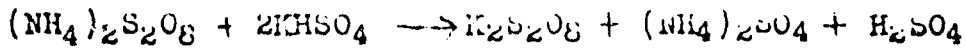
C = Calor específico de la solución = 0.7 Btu/lb °F

L = Calor latente de vaporización del agua = 1040 Btu/lb

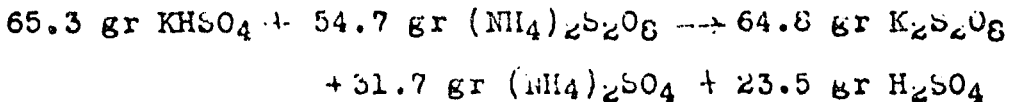
$$2.725 \text{ lb} \times 0.7 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F} \times 23.4 ^\circ\text{F} = 1040 \text{ Btu/lb} \times m_{\text{v}} \text{ lb.}$$

Agua evaporada: $M_v = 0.04 \text{ lb} = 19.45 \text{ gr.}$

La solución proveniente de los enfriadores tiene una masa de: $1231.2 - 19.5 = 1211.7 \text{ gr}$, y el contenido de agua es: $723.35 - 19.45 = 703.9 \text{ gr.}$, esta solución es bombeada a los tanques de reacción en donde se agrega el KHSO_4 necesario para precipitar 66.4 gr de $(\text{NH}_4)_2\text{S}_2\text{O}_8$; se efectúa esta reacción.



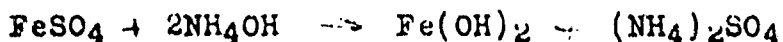
El persulfato de potasio formado es poco soluble por lo que cristaliza, adsorbiendo aproximadamente 16.9 % de persulfato de amonio; únicamente se requiere que reaccionen 54.7 gr. de persulfato de amonio, 13.7 gr. son adsorvidos por los 64.8 gr. de persulfato de potasio formados; intervienen en la reacción las siguientes cantidades:



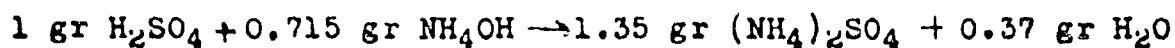
Para efectuar el balance de los convertidores es necesario considerar que a los convertidores se hace llegar la solución proveniente de las celdas, una pequeña cantidad de solución electrolítica purificada y sólidos ricos en KHSO_4 provenientes del departamento de destilación.

También hay que considerar que los persulfatos que se van a obtener en forma sólida en la reacción, tendrán una cierta humedad, según dato experimental 0.73 % de la solución impregna a los cristales. La solución que proviene de los tanques purificadores corresponde a 0.01 litros de electrolito, que es la cantidad que se desvía por cada litro; a esta solución se le agrega amoníaco hasta neutralización y un exceso hasta tener una alcalinidad de 0.05 N; se efectúan estas reacciones:





0.01 litros de solución contienen 1 gr. de H_2SO_4 , que reacciona así



Considerando el exceso requerido se necesitan 0.73 gr de NH_4OH

Balace de la purificación

	Antes de la reacción	Después, de la reacción
$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$	3.0 gr.	4.35 gr.
K_2SO_4	0.4 "	0.4 "
H_2SO_4	1.0 "	0.0 "
$(\text{NH}_4)_2\text{S}_2\text{O}_8$	0.66 "	0.66 "
H_2O	<u>7.23 "</u>	<u>9.23 "</u>
Total	12.31 gr.	14.64 gr.

Por otro lado hay que tomar en cuenta que las sustancias que impregnan a los persulfatos sólidos, son las mismas, exceptuando - al H_2O y H_2SO_4 , que componen a los sólidos provenientes del departamento de destilación, además de los bisulfatos correspondientes a los persulfatos que entran a la destilación.

Para determinar las cantidades de cada sustancia que impregnan a los persulfatos, procedemos a efectuar balances de cada compuesto en particular.

Balace del K_2SO_4 .-(sin considerar el KHSO_4 que interviene en la reacción y que es equivalente al $\text{K}_2\text{S}_2\text{O}_8$ formado)

K_2SO_4 que entra (con el electrolito, con la solución purificada y con los sólidos) = K_2SO_4 que sale (en solución y humedeciendo a los persulfatos).

$$40 \text{ gr} + 0.4 \text{ gr} + 0.0073 \text{ m}_{\text{K}_2\text{SO}_4} = \text{m}_{\text{K}_2\text{SO}_4} = 40.7 \text{ gr.}$$

K_2SO_4 impregnando a los persulfatos: $0.0073 \times 40.7 = 0.3 \text{ gr.}$

Balace de $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$

El sulfato de amonio en solución lo forman las siguientes cantida-

des: el proveniente de la solución de las celdas, de la solución purificada, de la reacción, de las sales de la retorta de destilación por dos conceptos: el equivalente al persulfato de amonio y el equivalente al sulfato de amonio que sale en forma de humedad acompañando a los persulfatos; todas estas cantidades representan al sulfato de amonio en solución.

$$260.4 \text{ gr} + 4.35 \text{ gr} + 31.7 \text{ gr} + 7.87 \text{ gr} + 0.0073 \text{ M}(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$$

$$\text{M}(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4 = 306.56 \text{ gr.}$$

Sulfato de amonio impregnando a los persulfatos: 2.24 gr;

$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ total en los sólidos que llegan a los convertidores. 10.1

Balance de H_2SO_4

Con los sólidos se encuentra el H_2SO_4 en forma de bisulfatos, y además en un 0.25 % humedeciendo a dichos bisulfatos, por el primer concepto se tienen 7.9 gr y por el segundo 0.22 gr., en total:

8.12 gramos.

Total de $\text{H}_2\text{SO}_4 = 70.6 \text{ gr}(\text{con el electrolito}) + 8.12 \text{ gr}(\text{con los sólidos}) + 23.5 \text{ gr}(\text{producido en la reacción}) = 102.22 \text{ gr.}$

Impregnando a los persulfatos: $0.0073 \times 102.22 = 0.75 \text{ gr.}$

Balance de H_2O

Los bisulfatos contienen un 5 %, es decir, 4.4 gr; humedeciendo a los persulfatos se tienen 5.25 gr de agua.

Balance de los convertidores

	Solución Electrolito	Subs. Purificada	Sólidos Destilación	Total Entradas	Reacción
H_2O	703.9 gr	9.23 gr	4.4 gr	717.53 gr	0
H_2SO_4	70.6 "	0	8.12 "	78.72 "	23.5 gr
$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$	260.4 "	4.35 gr	10.11 "	274.86 "	31.7 "
K_2SO_4	40.0 "	0.4 "	0.3 "	40.7 "	0
KHSO_4	0	0	65.3 "	65.3 "	-65.3 "

$(\text{NH}_4)_2\text{S}_2\text{O}_8$	136.8 gr	0.68 gr	0	137.48 gr	-54.7 gr
$\text{K}_2\text{S}_2\text{O}_8$	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>0</u>	<u>64.8 "</u>
Total	1211.7 gr	14.66 gr	88.23 gr	1314.59 gr	0

Como producto se tienen 64.8 gr de $\text{K}_2\text{S}_2\text{O}_8$ en forma sólida

	Solución producida en la reacción	Solución impregnando persulfatos	Solución separada en centrífuga	Solución alimentada a las celdas
H_2O	717.53 gr	5.25 gr	712.28 gr	705.16 gr
H_2SO_4	102.22 "	0.75 "	101.47 "	100.4 "
$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$	305.56 "	2.24 "	304.32 "	301.28 "
K_2SO_4	40.7 "	0.3 "	40.4 "	40.0 "
$(\text{NH}_4)_2\text{S}_2\text{O}_8$	82.78 "	13.7 "	69.08 "	68.4 "

Se observa que la solución que se va a alimentar a las celdas tiene 0.4 gr de H_2SO_4 y 1.28 gr de $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ y faltan 16.29 gr de agua; las cantidades que sobran son eliminadas por medio de cristalizaciones que se efectúan periódicamente.

La solución separada en las centrífugas tiene la misma composición que la solución que se alimenta a las celdas, de la primera se desvía 1 % para purificación.

Estequiometría de la destilación

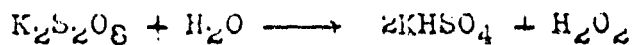
Los cristales formados en los convertidores, que son separados en las centrífugas tienen la siguiente composición:

$\text{K}_2\text{S}_2\text{O}_8$	64.8 gr
$(\text{NH}_4)_2\text{S}_2\text{O}_8$	13.7 "
K_2SO_4	0.3 "
$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$	2.24 "
H_2SO_4	0.75 "
H_2O	<u>5.25 "</u>
Total	87.04 gr

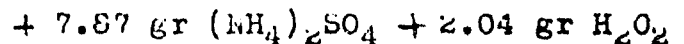
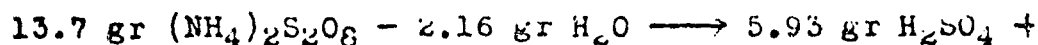
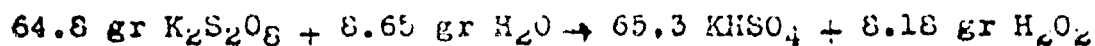
Estos cristales se mezclan en una retorta con 24.6 cc de H_2SO_4 .

de una densidad de 50°Bé, equivalente a un peso específico de 1.526 gr/cm³; los 24.6 cc de este ácido que tiene una concentración de 62.16 % pesan 37.45 gr. y contienen 14.15 gr. de agua.

Se cierra la retorta, se hace el vacío y se pasa una corriente de vapor a 10 lb/in² de presión manométrica. Se efectúan las siguientes reacciones:



Considerando que se hidrolizan todos los persulfatos se tiene:



Después de 4 horas de reacción se tienen los siguientes datos: Se han condensado en la base de la torre fraccionadora 24.4 cc de una solución de H₂O₂; al analizar esta solución, utilizando 0.5 cc de muestra, se gastaron 11.35 cc de una solución Normal de KMnO₄; estos valores corresponden a una concentración de 386 gr/lit de H₂O₂. Contenido de H₂O₂ en la solución: 386 x 0.0244 = 9.42 gr., esta solución tiene un peso específico de 1.156 gr/cm³, por lo que 24.4 cc pesan 28.2 gr; la expresión de la concentración en % es: 33.4; en la determinación de acidez, se emplearon 5 cc de muestra y se gastaron 1.2 cc de una solución N/10 de NaOH, correspondiendo a estos datos una concentración de 1.18 gr/lit de H₂SO₄; contenido de H₂SO₄: 1.18 x 0.0244 = 0.0288 gr.

En el segundo condensador se han condensado 149 cc, al analizar este condensado, se gastaron 0.4 cc de KmnO₄ N/2, habiéndose usado 5 cc de muestra, por lo que la composición del condensado es: 0.101 gr de H₂O₂ y 148.9 gr de H₂O.

El residuo que queda en la retorta es una mezcla de H₂SO₄, --

KHSO_4 , NH_4HSO_4 y H_2O , se filtra en una centrífuga, se lavan con agua los cristales; la solución filtrada, el agua de lavado y el H_2SO_4 proveniente del separador se someten a un enfriamiento, las sales presentes cristalizan, y cuando la temperatura llega a 16°C , se filtra nuevamente en la centrífuga; los sólidos separados en las dos filtraciones se juntan y se emplean en la reacción de los convertidores; el líquido filtrado es una solución de H_2SO_4 con una densidad de 30°Bé .

Para determinar la cantidad de H_2SO_4 contenida en el filtrado se hace un balance de H_2SO_4 .

El departamento de destilación llega H_2SO_4 por varios conceptos: con la solución de 50°Bé de densidad, con los persulfatos y el producido en la hidrólisis; considerando en el mismo orden se tienen estas cantidades $23.3\text{ gr} + 0.75\text{ gr} + 5.93\text{ gr} = 29.98\text{ gr}$. Por otro lado, en los productos de la destilación salen las siguientes cantidades de H_2SO_4 : 8.12 gr con los sólidos, de acuerdo con el balance de los convertidores, y 0.03 gr con la solución de H_2O_2 total: 8.15 gr ; en la solución quedan: $29.98\text{ gr} - 8.15\text{ gr} = 21.83$ esta solución tiene una densidad de 30°Bé y una concentración de 34.36% , en consecuencia, el peso de dicha cantidad de solución es 63.1 gr , y su contenido de agua: 41.24 gr .

Para determinar la cantidad de agua que entra en forma de vapor y en forma de agua de lavado, se hace un balance de agua:

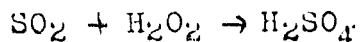
H_2O que sale: con el condensado: 148.9 gr , 18.75 gr con la solución de H_2O_2 , 4.4 gr con los sólidos, 41.24 gr con el H_2SO_4 y 10.81 gr que intervienen en la reacción, total: 224.10 gr .

H_2O que entra: 14.15 gr con el H_2SO_4 , 5.25 gr con los persulfatos, total: 19.40 gr . Por diferencia obtenemos la cantidad de agua que entra como lavado y en forma de vapor: $224.1\text{ gr} - 19.4\text{ gr} = 204.7\text{ gr}$.

Balance de la destilación.

Entrada		Salida	
Sol. H ₂ SO ₄		Sol. H ₂ SO ₄	
H ₂ SO ₄	23.3 gr	H ₂ SO ₄	21.83 gr
H ₂ O	<u>14.15 "</u> 37.45 gr	H ₂ O	41.24 "
		H ₂ O ₂	<u>0.68 "</u> 63.75 gr
Sólidos		Sólidos	
K ₂ S ₂ O ₈	64.8 gr	KHSO ₄	65.3 gr
(NH ₄) ₂ S ₂ O ₈	13.7 "	K ₂ SO ₄	0.3 "
K ₂ SO ₄	0.3 "	(NH ₄) ₂ SO ₄	10.11 "
(NH ₄) ₂ SO ₄	2.24 "	H ₂ SO ₄	8.12 "
H ₂ SO ₄	0.75 "	H ₂ O	4.4 "
H ₂ O	<u>5.25 "</u> 87.04 gr	H ₂ O ₂	<u>0.02 "</u> 88.25 gr
Vapor de agua y		Solución de H ₂ O ₂	
agua de lavado	204.70 gr	H ₂ O ₂	9.42 gr
		H ₂ O	18.75 "
		H ₂ SO ₄	<u>0.03 "</u> 28.20 gr
		Condensado	
		H ₂ O	148.9 gr
		H ₂ O ₂	<u>0.1 "</u> <u>149.0 gr</u>
Tótal	<u>329.20 gr</u>	Total	<u>329.20 gr</u>

La solución de H₂SO₄ contiene H₂O₂ y aproximadamente 10 mgr. por litro de Fe y Al. El H₂O₂ es destruido con SO₂ que se borbota en la solución.



Reaccionan 1.28 gr de SO₂ con 0.68 gr de H₂O₂ y se producen 1.96 gr de H₂SO₄.

Se agregan 50 mgr/lt de Fe₂(SO₄)₃ y 60 mgr/lt de K₄Fe(CN)₆

para eliminar el Fe y el Al y en general los metales pesados, incluyen do al Pt, que es adsorbido por el precipitado formado.



El volumen de la solución es aproximadamente 50 cc, por lo que se requieren 1.5 mgr de sulfato férrico y 5 mgr de ferrocianuro de potasio,

La solución purificada de H_2SO_4 se pasa a una unidad de concentración, contiene $21.83 - 1.96 = 23.79$ gr de H_2SO_4 y 41.24 gr de agua, se debe concentrar hasta tener una concentración de 62.18 %; calculemos la cantidad de agua que se debe evaporar.

$$\frac{23.79}{23.79 + X} = 62.18 \% ; X = 14.4 \text{ gr}$$

Cantidad de agua por evaporar: $41.24 \text{ gr} - 14.4 \text{ gr} = 26.84 \text{ gr}$.

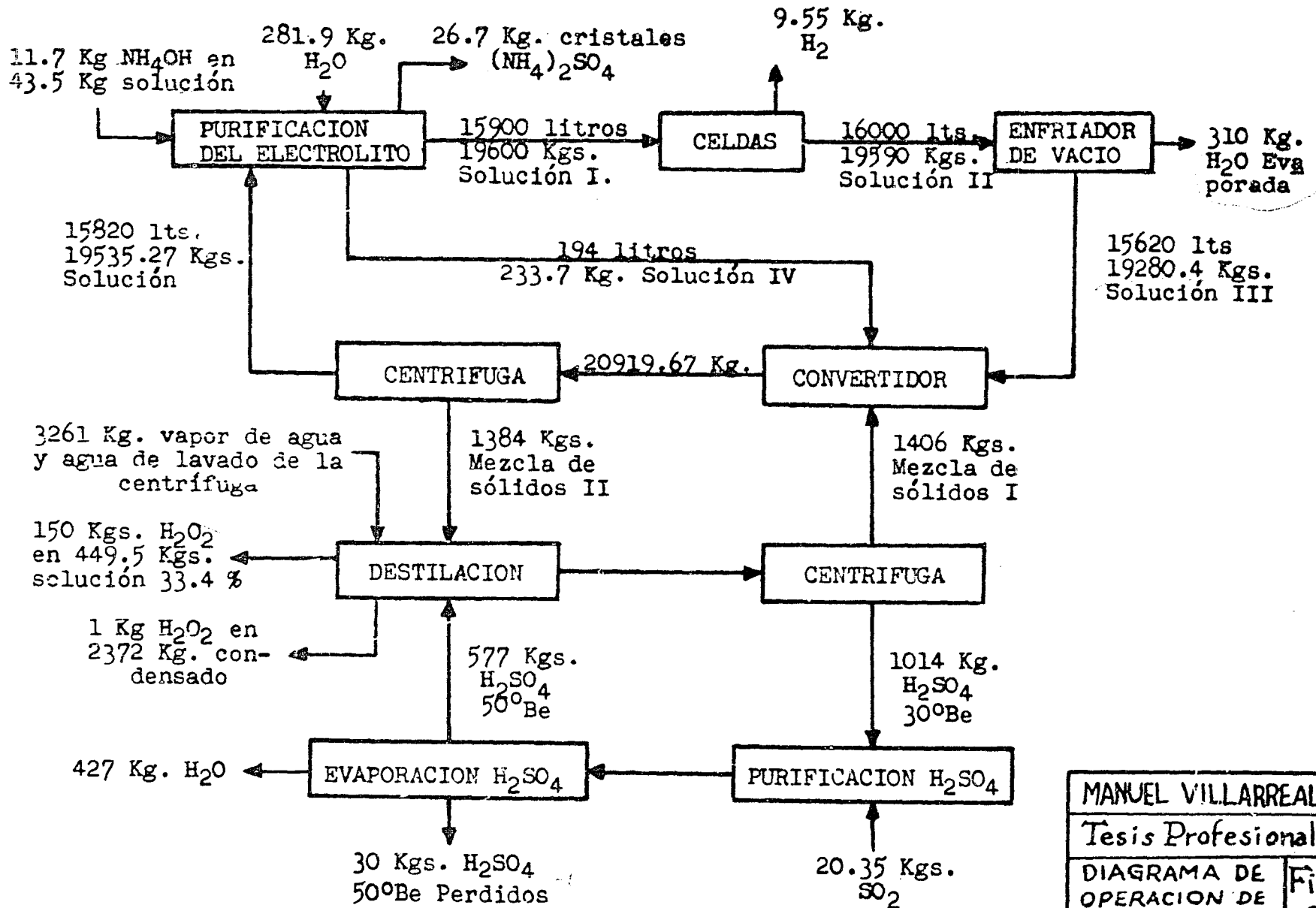
Por el balance de materiales efectuado en todas las reacciones se observa que existen 3 ciclos de sustancias, que teóricamente no existe pérdida de ellas. Las cantidades de sustancias químicas requeridas son: 0.73 gr de NH_4OH y 1.28 gr de SO_2 .

Balance de materiales en la planta proyectada

Las dimensiones de la planta, es decir, su producción diaria, se determina tomando en cuenta las necesidades de este producto en el país y las dimensiones de la planta más pequeña costeable; consideraremos una producción diaria de 150 Kg de H_2O_2 de 100 % de concentración.

En el balance anterior se tomó como base 1 litro de solución electrolítica y se obtuvo una producción de 9.42 gr de H_2O_2 ; para la obtención de 150 Kg se requieren 15900 litros de solución electrolítica en las condiciones ya descritas.

En la figura 2 se muestra diagramáticamente un balance de materiales tomando como base un día de operación.



MANUEL VILLARREAL	
Tesis Profesional	
DIAGRAMA DE OPERACION DE MATERIALES	Fig 2

Complemento del diagrama

Solución I

15900 litros de solución con un peso específico de 1.2319 gr/cm³ tienen una masa de 19600 Kg y la siguiente composición:

(NH ₄) ₂ S ₂ O ₈	1089 Kg
K ₂ SO ₄	636 "
(NH ₄) ₂ SO ₄	4770 "
H ₂ SO ₄	1590 "
NH ₄ CNS	2 "
H ₂ O	<u>11513 "</u>
Total	19600 Kg

Solución II

19590.4 Kg de solución con un peso específico de 1.2257 gr/cm³ ocupan a 39°C un volumen de 16000 litros, su composición es:

(NH ₄) ₂ S ₂ O ₈	2178.0 Kg
K ₂ SO ₄	636.0 "
(NH ₄) ₂ SO ₄	4140.0 "
H ₂ SO ₄	1121.4 "
NH ₄ CNS	2.0 "
H ₂ O	<u>11513.0 "</u>
Total	19590.0 Kg

Solución III

19280.4 Kg con un peso específico de 1.2350 gr/cm³ ocupan un volumen de 15620 litros, su composición es la misma que la de la solución II, exceptuando la cantidad de agua, en este caso es:

H ₂ O	11203.0 Kg.
------------------	-------------

Solución IV

233.27 Kg de solución con un peso específico de 1.20 gr/cm³ ocupan un volumen de 194 litros, que tienen la siguiente composición:

$(\text{NH}_4)_2\text{S}_2\text{O}_8$	10.89 Kg
K_2SO_4	6.36 "
$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$	69.2 "
NH_4CNS	0.4 "
H_2O	<u>146.8 "</u>
Total	233.27 Kg

Solución V

19535,27 Kg de solución con un peso específico de 1.235 gr/cm³ ocupan un volumen de 15820 litros, con la siguiente composición:

$(\text{NH}_4)_2\text{S}_2\text{O}_8$	1101.9 Kg
K_2SO_4	642.36 "
$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$	4838.0 "
H_2SO_4	1612.4 "
NH_4CNS	2.0 "
H_2O	<u>11358.6 "</u>
Total	19535.27 Kg

Mezcla de sólidos I

1406 Kg de mezcla con la siguiente composición:

KHSO_4	1041.0 Kg
K_2SO_4	4.8 "
$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$	160.9 "
H_2SO_4	129.2 "
H_2O	<u>70.1 "</u>
Total	1406.0 Kg

Mezcla de sólidos II

1384.4 Kg de sólidos con la siguiente composición:

$\text{K}_2\text{S}_2\text{O}_8$	1030.5 Kg
$(\text{NH}_4)_2\text{S}_2\text{O}_8$	218.0 "
K_2SO_4	4.8 "

$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$	35.6 Kg
H_2SO_4	11.9 "
H_2O	<u>83.6 "</u>
Total	1384.4 Kg

INFLUENCIA DEL H_2O_2 SOBRE DIFERENTES MATERIALES DE CONSTRUCCION

La acción que tiene el agua oxigenada y en general los peróxidos sobre los distintos materiales de construcción nos indicará -- cuáles son los materiales que podemos emplear en el equipo de la planta y en el envase y transporte del H_2O_2 . En realidad son pocos los materiales que se pueden utilizar; la descomposición del H_2O_2 es acelerada por una gran variedad de catalizadores, entre los más activos tenemos al Pb, Mn, Cu y Fe, trazas de estas substancias -- aceleran notablemente su descomposición.

En la siguiente discusión se considera la acción sobre cada material.

Aluminio. -- Sufre dos clases de corrosión; la primera consiste en una uniforme disolución del Al, es mínima en punto neutro y aumenta en medio alcalino o ácido, en medio ácido es inhibida con pirofosfato de sodio; el otro tipo de corrosión consiste en la formación de hoyos, es inhibida con el uso de nitratos.

Con el objeto de evitar la descomposición catalítica del agua oxigenada cuando se encuentra en contacto con Al, se debe usar éste con una pureza de 99.6 % y su superficie debe encontrarse libre de materias extrañas que puedan encontrarse incrustadas.

Aluminio con una pureza de 99.6 % se usa para la fabricación de tambores para la venta del H_2O_2 , Para tanques de almacenamiento, para tubos, llaves, flujos y carros tanques que van a estar en contacto con el H_2O_2 un corto tiempo, se puede usar Al de 99 %.

Acero inoxidable.- Aceros de cromo-níquel con elevada concentración de Molibdeno y Sílice son muy resistentes a la oxidación en contacto con H_2O_2 bajo una amplia gama de condiciones; sin embargo, estas aleaciones tienen un leve efecto catalítico en la descomposición de los peróxidos y no son recomendables en la construcción de equipo que va a estar en contacto con soluciones concentradas de H_2O_2 , en cambio si lo son para soluciones diluidas, con soluciones de hasta 50 % se puede usar en válvulas, bombas y tuberías, cuando el contacto no es muy prolongado; en el caso de soluciones muy diluidas se puede usar en tanques de almacenamiento.

Estiño, Fierro y Plomo.- Se recomienda el uso de estos metales con soluciones muy diluidas como son las que se usan en soluciones blanqueadoras, necesitándose usar inhibidores; no tienen ningún uso en la fabricación del agua oxigenada, debido a que son atacados por las soluciones de peróxidos y además tienen efecto catalítico en la descomposición del H_2O_2 .

Cobre, Bronce y Latón.- No tienen ninguna aplicación por sus propiedades desventajosas.

Vidrio y materiales cerámicos.- Estos materiales son ampliamente usados en la manufactura y en los envases del H_2O_2 ; no son atacados por el H_2O_2 , ni por los peróxidos, y cuando han sido propiamente limpiados no tienen efecto catalítico en la descomposición de los peróxidos. La naturaleza frágil de estos materiales es la principal limitación para su uso con soluciones de peróxidos.

Concreto, Hule y Plásticos.- Únicamente se usan con soluciones blanqueadoras.

Materiales de revestimiento.- Las pinturas, barnices, etc. no se pueden usar con soluciones concentradas de peróxidos, la razón es que el H_2O_2 penetra a través de la pintura, llegando a la super-

ficie del recipiente, en donde se forman burbujas de gas que levantan la película protectora.

Parafina.- No se descompone y no tiene efecto catalítico en la descomposición del H_2O_2 , se utiliza mezclada con asbesto para empacar bombas y válvulas.

Posible uso de materiales de construcción en equipo que va a estar en contacto con H_2SO_4 .

Tabique especial a prueba de ácidos. Se recomienda para torres de absorción, se puede usar a bajas y altas temperaturas con concentraciones más bajas de 75 %.

Fierro, se puede usar en tanques y en bombas, con soluciones concentradas, de 90 a 98 %.

Coke, se puede usar como empaque de torres absorvedoras.

Hule duro, se puede usar en bombas cuando la concentración es menor de 50 %; en tuberías y en tanques.

Fierro con alto contenido de SiO_2 , en cámaras de concentración de 70 a 90 % de conc., en bombas y ventiladores cuando la concentración es de 10 a 70 %; en tuberías.

Plomo, en cámaras, en bombas, cuando las concentraciones son menores de 70 %.

Metal Monel (Ni-67 %, Cu-30 %), se usa en bombas y tuberías con soluciones hasta de 45 %.

Cuarzo, como empaque en torres de absorción.

Acero inoxidable, se recomienda para equipo que esté en contacto con soluciones de 0 a 10 % y de 95 a 122.5 %.

Acero, en tanques y bombas con concentraciones de 90 a 125 %.

Cerámica Industrial (Chemical Stoneware) y Vidrio, en bombas, torres de absorción, tanques, con soluciones de todas concentraciones.

Madera, se puede usar en tanques que tengan soluciones hasta de 20 %.

Duriron, es un acero con elevada concentración de Si, se usa en bombas cuando la concentración es de 10 a 70 %.

CONTROL DEL PROCESO.

El H_2O_2 es una sustancia muy estable cuando se encuentra pura, la descomposición proviene cuando aumenta el pH, cuando se eleva la temperatura y cuando se encuentra en presencia de catalizadores.

En todo el proceso se debe tener una temperatura baja; en las celdas electrolíticas no debe pasar de $40^{\circ}C$; la destilación se efectúa al vacío, no pasando la temperatura de $50^{\circ}C$.

Las concentraciones de las soluciones que intervienen en el proceso y la composición de las mezclas deben tratar de conservarse lo más semejante posible a las indicadas en el balance de materiales antes efectuado. El control de estas concentraciones, lo mismo que el control de las reacciones efectuadas, se lleva a cabo por medio del análisis químico y por la determinación de algunas constantes físicas. El análisis químico se emplea también en el control de las impurezas y para la determinación de la concentración del producto.

Métodos analíticos empleados.

I.- Determinación de persulfatos en solución.

Se toman 5 cc de muestra, se les agregan 30 cc de solución de $FeSO_4$ N/2, se diluye la solución con 100 cc de agua; una parte del sulfato ferroso es oxidado por los persulfatos presentes, el exceso de sulfato ferroso es titulado con solución N/2 de $KMnO_4$. Los cc. de $KMnO_4$ empleados son deducidos de los 30 cc de $FeSO_4$ que

fueron empleados, la diferencia equivale a los persulfatos presentes.

El resultado se puede expresar de diferentes modos, 1 cc de FeSO_4 N/2 = 1 cc de KMnO_4 N/2 = 0.04853 gr de $\text{H}_2\text{S}_2\text{O}_8$ = 0.057 gr de $(\text{NH}_4)_2\text{S}_2\text{O}_8$ = 0.0676 gr de $\text{K}_2\text{S}_2\text{O}_8$.

II.- Determinación de H_2SO_4 en el electrolito

Se toman 5 cc de muestra, se diluyen y se titulan con solución Normal de NaOH N/1, utilizando fenolftaleína como indicador.

1 cc de NaOH N/1 equivale a 0.049 gr de H_2SO_4 .

III.- Determinación de fierro en el electrolito.

Se toman 100 cc del electrolito, se agregan 50 cc de alcohol etílico, se hierve la solución, se alcaliniza con NH_4OH ; el Fe precipita como $\text{Fe}(\text{OH})_3$, se filtra el precipitado, se lava, se disuelve en 100 cc de H_2SO_4 de 30°Bé de densidad, se calienta la solución, se le agrega Zn, y cuando la reacción ha terminado, se enfría y se titula con solución N/100 de KMnO_4 .

El alcohol destruye los persulfatos presentes, y por medio del Zn se reducen a sales ferrosas las sales férricas.

1 cc de la sol. de KMnO_4 N/100 equivale a 5.6 mgr/lt de Fe.

IV.- Determinación de H_2O_2 en solución.

En la determinación de H_2O_2 en el producto que tiene una concentración aproximada de 30 %, se toman 25 cc de muestra, se diluyen con agua hasta 500 cc en un matraz aforado, se toman 10 cc de esta solución que se diluyen con 200 cc de agua en un matraz Erlenmeyer, se agregan 10 cc de una solución al 25 % de H_2SO_4 y se titula con una solución N/2 de KMnO_4 .

1 cc de solución N/2 de KMnO_4 equivale a 0.0085 gr de H_2O_2 .

V.- Determinación de Oxígeno activo en Persulfatos sólidos.

Se pesan aproximadamente 1 gr de muestra y se disuelven en un

matraz en 50 cc de agua; se añaden 25 cc de solución N/2 de FeSO_4 , se deja reposar la solución durante 1 minuto, se añaden 5 cc de ácido fosfórico y se titula con solución 0.5 N de KMnO_4 .

$$\% \text{ de } \text{O}_2 \text{ activo} = \frac{A \times B \times 0.8}{D}$$

A = Cc de sol. de KMnO_4 empleados en la titulación.

B = Normalidad de la solución de KMnO_4

D = Peso de la muestra.

Utilizando estos métodos analíticos se obtienen los datos necesarios para controlar todas las reacciones efectuadas y las concentraciones de las soluciones empleadas.

Determinación de algunas constantes

Fueron determinadas algunas constantes de las soluciones empleadas, ya que no fué posible encontrar en la literatura esos datos, los valores encontrados se encuentran representados gráficamente en las siguientes curvas y son empleados en el cálculo de equipo que se hace en el siguiente capítulo. (Ver las Figs. 3, 4, 5 y 6).

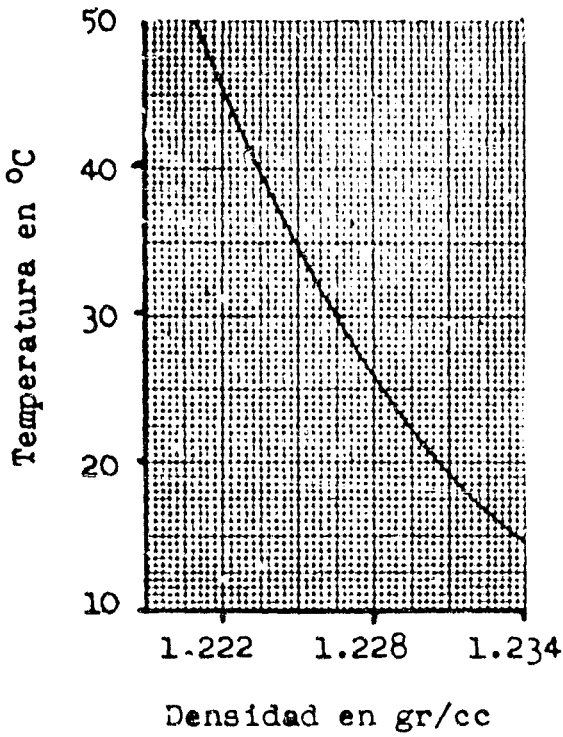


FIG. 3.- DENSIDAD DEL ELECTROLITO

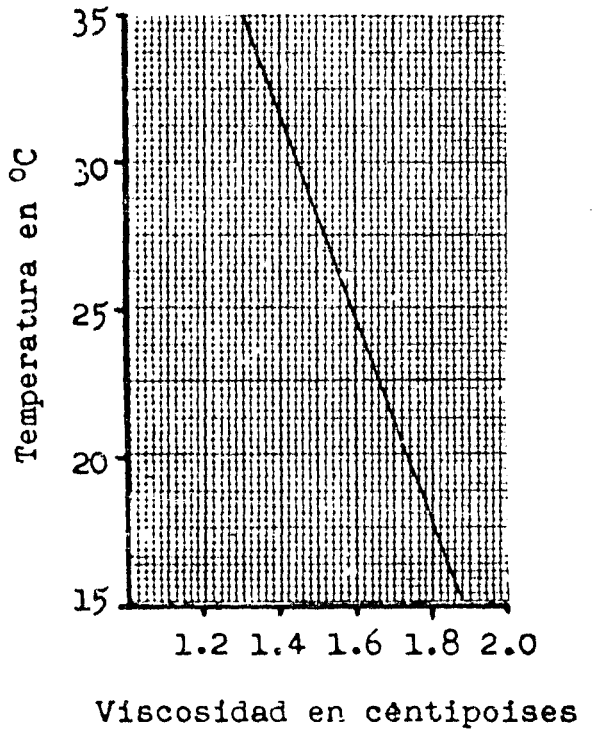


FIG. 4.- VISCOSIDAD DEL ELECTROLITO

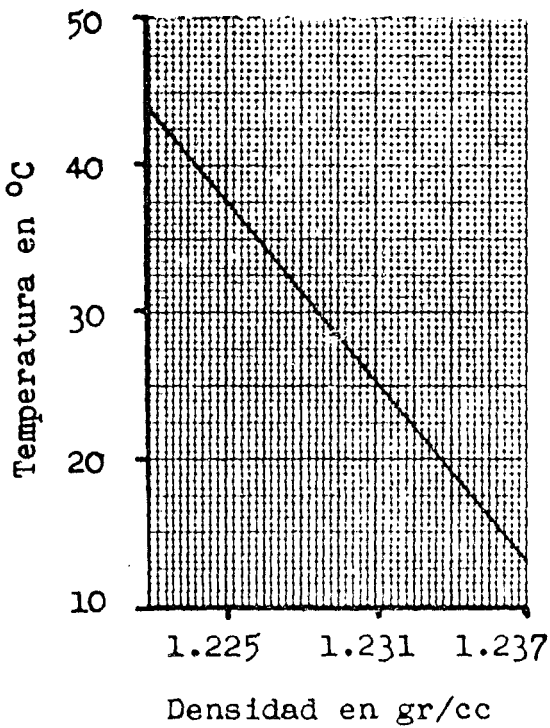


FIG. 5.- DENSIDAD DEL EFLUENTE DE LAS CELDAS

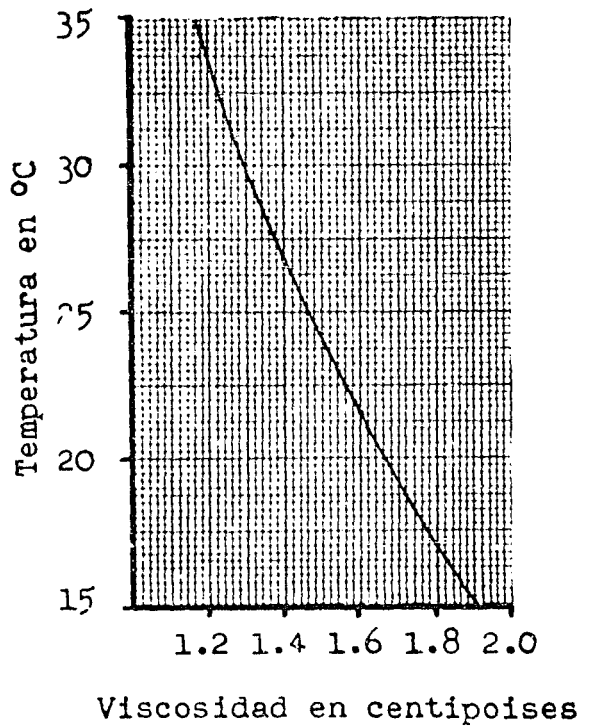


FIG. 6.- VISCOSIDAD DEL EFLUENTE DE LAS CELDAS

DISEÑO DE LA PLANTA

Descripción de las celdas electrolíticas

Son tanques de cerámica industrial, de forma prismática regular, sus dimensiones son variables de acuerdo con el número de ánodos y cátodos que tenga cada celda; cubriendo la parte superior se extienden placas de grafito, las dos exteriores sirven como ajuste y las centrales sostienen los electrodos y los tubos enfriadores, - los bloques exteriores están provistos de las aberturas necesarias para la instalación de termómetro, conexión para tomar muestras, - etc., los bloques centrales tienen un ancho de 140 mm y un espesor de 75 mm., contienen un cierto número de cátodos, que son prismas cilíndricos de grafito con un diámetro de 30 mm., el extremo superior de los cátodos atraviesa los bloques y son asegurados por medio de tuercas de aluminio; los cátodos se encuentran dispuestos - en hileras paralelas, 2 en cada bloque, a una distancia de 50 mm. cada fila entre si, en una fila, a 45 mm. de distancia (de sus centros).

Las bases de carbón tienen orificios de 20 mm. de diámetro, - para entrada de los ánodos, se encuentran en una hilera en el centro del espacio entre las dos hileras de cátodos, los orificios de los ánodos están distribuidos en tal forma que cada uno de ellos es equidistante de los cuatro cátodos mas cercanos, si existen X cátodos por block, en cada columna de cátodos habrá $\frac{X}{2}$ cátodos, y en una columna de ánodos habrá $\frac{X}{2} - 1$ ánodos. Los orificios para los tubos enfriadores se encuentran en dos hileras a los lados de las hileras de cátodos, están espaciados en tal forma que cada cátodo es equidistante de los dos tubos enfriadores más próximos, existiendo -- $X + 2$ tubos enfriadores por block.

Sobre las tapas de grafito se colocan láminas de Al provistas de orificios para los cátodos y para los ánodos, las tuercas de aluminio que fijan a los cátodos descansan sobre estas láminas, tienen un espesor de 7.5 mm y sirven de contacto entre los cátodos y el conductor de la corriente proveniente del generador.

Los soportes centrales de los ánodos, que son varillas de aluminio de 8 mm. de diámetro, pasan a través de los orificios de la lámina de aluminio y del block de grafito sin hacer el más mínimo contacto con ellos; los soportes centrales sostienen soportes horizontales, que son alambres de platino de 0.6 mm de diámetro y 40 mm de largo de cada lado del soporte central, están colocados a 8 mm de distancia uno de otro, estos soportes horizontales pasan por orificios taladrados en el eje vertical y son soldados a él; a 2 mm de distancia del eje central son soldados gotas de vidrio. En los ejes horizontales, a 8 mm de distancia uno de otro, son soldados en cada lado de los ejes horizontales, 6 alambres verticales de platino de 0.12 mm. de diámetro. El eje vertical de Al y los ejes horizontales, desde el eje central hasta las gotas de vidrio, son cubiertos con cinta de hule; el lugar de la barra central que queda a la altura del block de grafito, es cubierto con una gruesa capa de hule, hasta que el orificio quede totalmente cubierto, evitándose así un posible corto circuito entre cátodo y ánodo.

La apariencia de los ánodos es de una parrilla, cada ánodo se encuentra entre dos cátodos; la distancia más corta entre un ánodo y un cátodo es de 7.5 mm., y la distancia media es aproximadamente 12 mm. debido a la curvatura del cátodo.

Los ánodos son suspendidos por un par de barras de Al que se encuentran horizontalmente a alguna distancia sobre el block de grafito, los extremos de las barras son conectados con el conductor

de la corriente, los soportes se encuentran aislados eléctricamente de los blocks de grafito.

Para tener un diafragma con una elevada permeabilidad entre el cátodo y el ánodo, las barras de grafito son envueltas con asbesto azul de 3 mm de espesor.

Los tubos enfriadores son tubos de vidrio de 15 mm de diámetro interior y 18 mm. de D. E. El agua entra a cada enfriador por un tubo de 11 mm. de diámetro exterior que se encuentra en el interior del otro tubo y llega casi hasta el fondo, el agua pasa en paralelo por todos los tubos enfriadores de un block. Arriba de los tubos enfriadores se encuentran recipientes de hule duro, de forma rectangular, de doble fondo, con perforaciones correspondientes a los tubos enfriadores, los tubos exteriores llegan a la pared inferior de los recipientes, los tubos interiores llegan a la pared intermedia, los tubos son ajustados a los recipientes por medio de tapones de hule; la cámara inferior de los recipientes contiene el agua que se alimenta y la cámara superior contiene el agua de descarga, cada una de estas cajas corresponde a un block, el agua pasa en paralelo por todas las cajas de hule.

Para llenar todos los huecos de la celda ya instalada, se usa una pasta hecha con 75 % de parafina y 25 % de brea.

Intensidad de corriente requerida.

Teóricamente un Faraday produce electrolíticamente 17 gr de H_2O_2 , es decir, un peso equivalente de agua oxigenada.

Un Faraday = 96500 Coulombs = 26.8 Amperes-hora.

Debido a que la eficiencia de la destilación no es 100 %, para obtener 150 Kg como producto se necesitan obtener 161.23 Kg., o su equivalente en persulfatos, en las celdas electrolíticas.

$\frac{161.23}{0.017}$ equivalentes químicos x 26.8 Amperes-hora/eq. químico =

254400 Amperes hora. Esta cantidad de electricidad se necesita diariamente para obtener la cantidad de agua oxigenada que deseamos. La eficiencia de corriente se puede considerar en un 85 %, por lo que concluimos que se requiere una intensidad de corriente de

$$\frac{254400}{24 \times .85} = 12440 \text{ amperes.}$$

Como esta intensidad de corriente es elevada, utilizaremos 12 celdas en serie, reduciendose de este modo la intensidad de corriente a: $\frac{12440}{12} = 1036$ amperes.

Densidad de corriente más conveniente

Según pruebas efectuadas por el Dr. Herman en Alemania, se debe escoger una densidad de corriente en los ánodos de 2 a 4 amps. por cm², comprobó experimentalmente que la pérdida de platino en el ánodo depende de su constitución y de la densidad de corriente empleada; encontró que no hay cambio notable en la pérdida de Pt entre 2 y 4 amps/cm², siendo la pérdida de 0.00185 gr. de Pt por cada Kg de H₂O₂ de 100 % producido.

Para nuestro proyecto se considerará una densidad de corriente de 4 amps/cm².

Cálculo de la energía eléctrica requerida para la electrólisis

Con una densidad de corriente de 4 amp/cm² y a una temperatura de 36°C. se tiene un voltaje práctico de 5.85 volts, como las 12 celdas se encuentran en serie, el voltaje total será 70.2 volts, y la energía eléctrica necesaria es: 1036 x 70.2 = 72900 watts de corriente directa; el generador de corriente directa tiene una eficiencia de 85 %, por lo que se consumen $\frac{72.9}{0.85} = 97.2$ K W de corriente alterna.

Dimensiones de los ánodos.

Si la intensidad de corriente es 1036 amps. y la densidad de corriente es de 4 amp/cm², la superficie anódica de una celda es:

$\frac{0.036}{4} = 259 \text{ cm}^2$. Consideraremos una celda con 3 blocks y 6 ánodos en cada block, resultando 18 ánodos por celda, superficie de cada ánodo: $\frac{259}{18} = 14.4 \text{ cm}^2$.

Tomando en cuenta la construcción de los ánodos decimos que la superficie anódica por cada cm. de largo de los alambres verticales de Pt de un ánodo es: $12 \times 0.012 \times 3.1416 +$

$$\frac{1}{8} (2 \times 0.06 \times 3.1415 \times 3.6) = 0.633 \text{ cm}^2$$

Largo necesario de los alambres verticales de Pt: $\frac{14.4}{0.633} = 22.8 \text{ cm}$.

Cada ánodo tiene: $\frac{22.8}{8} + 1 = 4$ soportes horizontales de platino.

Dimensiones de los cátodos.

El diámetro es de 30 mm. y el largo, tomando en cuenta el largo de los ánodos, lo escogemos de 30 cm.

Dimensiones de los tubos enfriadores.

El diámetro ya quedó descrito, el largo lo escogemos de 40 cm.

Dimensiones de las celdas.

Largo.- 8 tubos enfriadores en fila, separados 45 mm. de sus centros abarcan una longitud de $7 \times 45 = 315 \text{ mm}$., se estima en 400 mm. el largo de las celdas.

Ancho.- Cada block central de grafito tiene 140 mm. de ancho, 3 blocks ocupan 420 mm., suponemos un ancho aproximado de las celdas de 600 mm.

Fondo.- Los alambres verticales de platino tienen un largo de 228 mm., consideramos un fondo aproximado de 350 a 400 mm.

Se seleccionan tanques de cerámica de la General Ceramics Co. de Kearsbey, New Jersey, con dimensiones estándar de 61 cm. x 40.7 cm. x 40.7 cm.

Resumen de materiales requeridos para las celdas.

Platino requerido en los ejes horizontales: $4 \times 216 \times 8 \times 0.03^2 \times 3.1416 = 19.71 \text{ cm}^3$.

En las doce celdas hay: $6 \times 3 \times 12 = 216$ ánodos.

En los alambres verticales se necesitan:

$$12 \times 22.8 \times 216 \times 0.006^2 \times 3.1416 = 6.69 \text{ cm}^3.$$

Peso específico del platino. 21.40 gr/cm^3 .

$$\text{Total de platino requerido: } (19.71 + 6.69) \text{ cm}^3 \times 21.40 \text{ gr/cm}^3 \\ = 565 \text{ gr.}$$

Se necesita además para la construcción de las 12 celdas:

504 cátodos de grafito de 3 cm de diámetro y 40 cm de largo.

576 tubos de vidrio de 15 mm de D. I. y 40 cm de largo.

576 tubos de vidrio de 11 mm de D. E. y 40 cm de largo.

36 blocks de grafito de 10.4 cm. x 40.7 cm x 7.5 cm., con perforaciones como ya quedó descrito.

24 blocks de grafito de 8.5 cm x 40.7 cm x 7.5 cm, con perforaciones como ya queda descrito.

216 varillas de Aluminio de 7.5 mm de diámetro y 30 cm de largo.

36 placas de aluminio de 7.5 mm de espesor, de 90 mm de ancho y de 400 mm de largo.

72 barras de aluminio de 50 cm de largo, para hacer contacto con los ánodos.

36 recipientes de hule duro con doble fondo y perforaciones.

Papel de asbesto azul.

CALCULO DE LOS TANQUES DE LA PLANTA.

Tanque # 1.- Para almacenamiento de la solución efluente de las celdas.

Capacidad para dos horas de trabajo: 1333 litros.

Para mayor economía tomaremos diámetro = altura.

$$\left(\frac{X}{2}\right)^2 \pi X = 1.333 \text{ m}^3; X = \frac{1.333 \times 4}{3.1416} = 1.195$$

Diámetro = altura = 1.20 metros.

Material de construcción: Acero inoxidable con alto contenido de SiO_2 .

Tanque # 2.- Para almacenamiento de la solución proveniente del enfriador de vacío.

Capacidad para 4 horas: 2603 litros.

Hacemos diámetro = altura = 1.495 metros.

Material: Acero inoxidable con SiO_2

Tanque # 3.- Para almacenar a la solución que se alimenta a las celdas.

Capacidad para 12 horas: 7910 litros.

Diámetro = altura = 2.15 metros.

Material de construcción. Acero inoxidable con SiO_2 .

Tanque # 4.- Para purificación del electrolito, con un filtro de lana en la salida del líquido.

Capacidad para 24 horas: 159 litros.

Diámetro = altura = 0.65 metros.

Material: Acero inoxidable con SiO_2 .

Tanque # 5.- Para regular el flujo del electrolito que entra a las celdas.

Capacidad para 1 hora de trabajo: 650.7 litros.

Diámetro = altura = 0.95 metros.

Material de construcción: Acero inoxidable con SiO_2 .

Tanque # 6.- Para almacenar la solución de H_2SO_4 proveniente de la centrífuga, esta solución se alimenta al enfriador.

Capacidad para 24 horas: 912 litros.

Diámetro = altura = 1 metro.

Material: Hierro forrado de plomo.

Tanque # 7.- Para purificación del H_2SO_4 , tapado y con salida para gases.

Capacidad: 24 horas: 785 litros.

Diámetro = altura = 1 metro.

Material de construcción: Fierro revestido de plomo.

Tanque # 8.- Igual al anterior.

Tanque # 9.- Para almacenamiento del H_2SO_4 de 50° Bé de densidad.

Capacidad para 24 horas: 391 litros.

Diámetro = altura = 0.80 metros.

Material de construcción: Fierro forrado de plomo.

Tanque # 10.- Para almacenamiento de H_2O_2 de 30-40 %.

Capacidad para 1 mes de producción: 12000 litros.

Diámetro = altura = 2.50 metros.

Material de construcción: Aluminio de 99.6 % de pureza.

Tanque # 11.- Igual al anterior.

Enfriador de vacío

En él se enfría la solución efluente de las celdas de 39°C. a 26°C, para lo cual es necesario evaporar en 24 horas: 310 litros de agua.

El calor removido en la evaporación es:

$$Q = 576 \times \frac{310}{24} = 7460 \text{ Cal/hora}$$

en donde: 576 Cal/Kg es el calor latente de vaporización del agua.

El enfriador consta de 2 cuerpos, en el primero se pulveriza la solución por enfriar, evaporandose parte de ella y produciendose el enfriamiento, el flujo de la solución a través de este cuerpo es de 16000 litros en 24 horas = 11.11 litros/min.

El segundo cuerpo es un condensador barométrico, circulando en contracorriente con el vapor, agua fría, que es alimentada a 16°C y sale a 25°C; los dos cuerpos se encuentran al vacío, aproximadamente a 50 mm. de presión, los gases incondensables son removidos por una bomba de vacío, el vapor es condensado en el segundo cuerpo.

Capacidad: 24 horas: 765 litros.

Diámetro = altura = 1 metro.

Material de construcción: Fierro revestido de plomo.

Tanque # 8.- Igual al anterior.

Tanque # 9.- Para almacenamiento del H_2SO_4 de 50° Bé de densidad.

Capacidad para 24 horas: 391 litros.

Diámetro = altura = 0.80 metros.

Material de construcción: Fierro forrado de plomo.

Tanque # 10.- Para almacenamiento de H_2O_2 de 30-40 %.

Capacidad para 1 mes de producción: 12000 litros.

Diámetro = altura = 2.50 metros.

Material de construcción: Aluminio de 99.6 % de pureza.

Tanque # 11.- Igual al anterior.

Enfriador de vacío

En él se enfría la solución efluente de las celdas de 39°C. a 26°C, para lo cual es necesario evaporar en 24 horas: 310 litros de agua.

El calor removido en la evaporación es:

$$Q = 576 \times \frac{310}{24} = 7460 \text{ Cal/hora}$$

en donde: 576 Cal/Kg es el calor latente de vaporización del agua.

El enfriador consta de 2 cuerpos, en el primero se pulveriza la solución por enfriar, evaporándose parte de ella y produciéndose el enfriamiento, el flujo de la solución a través de este cuerpo es de 16000 litros en 24 horas = 11.11 litros/min.

El segundo cuerpo es un condensador barométrico, circulando en contracorriente con el vapor, agua fría, que es alimentada a 16°C y sale a 25°C; los dos cuerpos se encuentran al vacío, aproximadamente a 50 mm. de presión, los gases incondensables son removidos por una bomba de vacío, el vapor es condensado en el segundo cuerpo.

Cantidad necesaria de agua de enfriamiento:

$$Q = 7460 \text{ Cal/hora} = \text{Masa de agua/hora} (25 - 16)$$

Flujo del agua fría. 8.25 litros/min.

Gases incondensables por remover:

Podemos considerar que el vapor tiene 0.5 % en volumen de gases incondensables, y que el agua de enfriamiento contiene 2 % en volumen de gases incondensables; el volumen de éstos será:

$$\left(\frac{310 \times 0.005 \times 22400}{24 \times 60} + 8.25 \times 0.02 \right) \frac{760}{30} \frac{273 + 18}{273} = 40 \text{ lts/min.}$$

Para determinar las dimensiones de los cuerpos, tomamos como referencia un enfriador de vacío de una fábrica de H_2O_2 , designaremos para nuestro proyecto un enfriador de vacío de 25 cm. de diámetro, y una altura de 75 cm. cada cuerpo.

CONVERTIDOR CON REFRIGERACION.

En este convertidor se hace reaccionar persulfato de amonio con bisulfato de potasio al mismo tiempo que se abate la temperatura hasta $16^{\circ}C$, precipitándose persulfato de potasio que se separa posteriormente en una centrífuga, el enfriamiento se efectúa por medio de salmuera fría que circula a través de un serpentín. Para tener un trabajo más efectivo consideraremos dos tanques de reacción pues si se usa uno solo, se necesitaría de mayor dimensión, además de que se necesitaría una centrífuga mayor, debido a que se trabajaría intermitentemente en la centrífuga, y teniendo dos tanques de reacción se puede efectuar un trabajo continuo, ya que mientras en un tanque se efectúa una reacción y se produce enfriamiento, el otro enfriador se está vaciando a la centrífuga.

Para determinar la capacidad se puede considerar que un proceso completo tarda 4 horas, por lo que el volumen de cada convertidor es igual a la doceava parte del volumen que se trata en un día:

$\frac{809.19}{12} = 1743 \text{ Kg.}$; si consideramos que el peso específico de la mezcla es aditivo, se tiene:

Sólidos:	4.93 % x 2.477 (peso esp.)	0.122
Líquido:	95.07 % x 1.23 (peso esp.)	<u>1.17</u>
Peso específico de la mezcla:		1.29

de acuerdo con lo anterior, el volumen de la mezcla es: $\frac{1743}{1.29} = 1.35$

Dimensiones del tanque:

Consideraremos que el diámetro es igual a la altura lateral, el fondo es cónico, tiene 45° de inclinación.

Volumen = $1.35 \text{ m}^3 = \frac{1}{3} \pi r^2 h - \pi r^2 h$, dando un 10 % de margen se tiene: Diámetro = altura lateral = 1.182 metros = 3.88 ft.

Altura total: 1.773 metros = 5.82 pies.

Material de construcción: acero inoxidable con elevada concentración de SiO_2 .

Sistema de agitación.

Se utiliza un agitador con dos brazos de acero inoxidable, cada brazo lo hacemos de 3 ft. de lado a lado, con un ancho de 0.5 ft.

Potencia requerida para la agitación.

Utilizamos la ecuación que da el Perry, aplicable a este caso:

$$P = c L^3 s N^3 D^{1.1} W^{0.3} H^{0.6}$$

en donde: P: potencia requerida en H. P.

c: coeficiente de potencia, adimensional.

D: diámetro del tanque: 3.88 ft.

s: densidad del líquido: 80.4 lb/ft³.

N: número de revoluciones: 0.5 r. p. s.

W: ancho de los brazos: 0.5 ft.

H: altura del líquido. 5.3 ft.

L: longitud de los brazos: 3 ft.

c está en relación con el número modificado de Reynolds: $L^2 N s/z$

en donde z es la viscosidad de líquido.

z : viscosidad del líquido: 0.00143 lb/ft seg.

$$\text{Substituyendo valores se tiene: } L^2 N s/z = 3^2 \times 0.5 \times 80.4/0.00143$$

$$= 2.53 \times 10^5$$

En el Perry se encuentra una gráfica de $L^2 N s/z$ vs. "c"

Para el valor encontrado de $L^2 N s/z$, da un valor de $c = 0.000023$;

substituyendo en la ecuación que nos da P:

$$P = 0.000023 \times 3^3 \times 80.4 \times 0.5^3 \times 3.68^{1.1} \times 0.5^{0.3} \times 5.3^{0.6}$$

$$= 0.062 \text{ H. P.}$$

Esta es la potencia requerida por cada brazo, por los dos será: -
 0.124 H. P.; para dar un margen de seguridad consideraremos una eficiencia de transmisión de 50 % y una eficiencia de motor de 50 %, por lo que se requiere un motor de 0.496 H. P.
 Utilizaremos un motor de 1 H P de baja velocidad, acoplado a un reductor de velocidad.

Balance de calor del convertidor.

Q_1 : Calor sensible que se va a eliminar de la solución.

Q_2 : Calor de reacción + Calor de cristalización.

Q_3 : Calor total que se va a eliminar del sistema.

$$Q_1 + Q_2 = Q_3$$

$$Q_1 = M_s C_s \Delta t_s$$

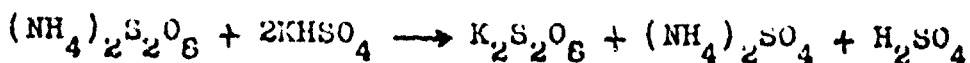
M_s : Peso de la solución : 1743 Kg

C_s : Calor específico de la solución : 0.7 Cal/Kg °C.

Δt_s : Diferencia de temperaturas de la solución : 26 - 16 = 10°C.

$$\underline{Q_1 = 1743 \times 0.7 \times 10 = 12206 \text{ Cal}}$$

Q_2 la podemos calcular por medio de los calores de formación al estado cristalino para el caso del $K_2S_2O_8$ y del KH_2O_4 , y los calores de formación en medio acuoso para los demás compuestos.



$$(\text{NH}_4)_2\text{S}_2\text{O}_8(s):C_f = 386.2 \text{ Cal/mol. gramo}$$

$$2\text{KHSO}_4(c):C_f = 2 \times 276.85 \text{ Cal/mol gramo}$$

$$\text{K}_2\text{S}_2\text{O}_8(c):C_f = 457.5 \text{ Cal/mol gramo}$$

$$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4(s):C_f = 279.65 \text{ Cal/mol gramo}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4(s):C_f = 211.17 \text{ Cal/mol gramo}$$

$$Q_2 = 457.5 - 279.65 - 211.17 - 386.2 - 2 \times 276.85 = 8.42 \text{ Cal/mol gr.}$$

De acuerdo con el balance de materiales efectuado en el capítulo anterior, en cada proceso del convertidor se producen 318 moléculas gramo de $\text{K}_2\text{S}_2\text{O}_8$.

$$Q_2 = 318 \times 8.42 = 2677.52 \text{ Cal}$$

$$Q_3 = 12206 + 2677.5 = 14883.5 \text{ Cal} = 59534 \text{ Btu}$$

Como refrigerante utilizaremos una solución de CaCl_2 con una concentración de 25 %.

El serpentín por el cuál circula el refrigerante es un tubo de 1" de diámetro, de acero inoxidable; para tener una buena transmisión de calor, consideraremos una velocidad del refrigerante dentro del serpentín de 2 ft/seg., en estas condiciones el flujo del refrigerante es: r^2 velocidad = $3.1416 \left(\frac{0.87}{24}\right)^2 \times 2 \text{ ft}^3/\text{seg.}$
 $= 0.0083 \text{ ft}^3/\text{seg.}$

La reacción y el enfriamiento se llevan a cabo en 2 horas, y se designan 2 horas para llenarse y vaciarse la centrifuga.

Cantidad del refrigerante que circula en 2 horas:

$$7200 \times 0.0083 = 59.7 \text{ ft}^3$$

Densidad del refrigerante: 77.7 lb/ft^3 .

Masa del refrigerante: $59.7 \times 77.7 = 4640 \text{ lb.}$

El refrigerante que tiene un calor específico de $0.66 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$ proviene de la planta de refrigeración a una temperatura de -15°C. , sufre una elevación en su temperatura de $\frac{59534}{4640 \times 0.66} = 19.45^\circ\text{F}$

= 10.8° C.; por lo que al regresar a la planta de refrigeración tiene una temperatura de -4.2°C.

Cálculo de la diferencia media de temperaturas (Δt_m) entre la solución y el refrigerante.

$$\Delta t_m = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$$

Δt_{m1} es al principio del proceso y t_{m2} es al final del proceso.

$$\Delta t_{m1} = \frac{(26 + 15) - (26 + 4.2)}{\ln \frac{(26 + 15)}{(26 + 4.2)}} = 35.45^\circ\text{C}$$

Análogamente calculamos Δt_{m2} , encontrando un valor de 25.25°C

Con los valores de Δt_{m1} y Δt_{m2} calculados, determinamos un valor medio logarítmico: $\Delta t_m = 20.8^\circ\text{C}$.

Consideraremos como temperatura de pared. 3°C.

Cálculo del coeficiente de transmisión.

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_o} + \frac{D_o}{D_i h_i}}$$

En donde U: Coeficiente de transmisión en Btu/ft² °F hr.

h_o y h_i son coeficientes de película exterior e interior, en las mismas unidades.

D_o y D_i son diámetros exterior e interior.

Para el cálculo de h_i usamos la ecuación de Nusselt para líquidos que se están calentando dentro de tubos:

$$h_i = 0.0225 \frac{k}{D} \left(\frac{D V S}{\bar{n}} \right)^{0.8} \left(\frac{C \bar{n}}{k} \right)^{0.4}$$

en donde:

V : velocidad del líquido : 7200 ft/hora.

D : diámetro interior de los tubos : 0.0725 ft.

\bar{n} : viscosidad : 11.14 lb/ft hr.

C : calor específico : 0.66 Btu/lb °F.

S: densidad : 77.7 lb/ft³

k: conductividad térmica : 0.319 Btu/hr ft °F.

Estos datos fueron tomados del Perry considerando que la temperatura de película es igual a -3°C.

$$h_1 = 0.225 \frac{0.319}{0.0725} \left(\frac{0.0725 \times 7200 \times 77.7}{11.14} \right)^{0.6} \left(\frac{0.66 \times 11.14}{0.32} \right)^{0.4}$$

$$h_1 = 255 \text{ Btu/ft}^2 \text{ hr } ^\circ\text{F.}$$

Cálculo de h₀.

Usamos la ecuación que da el Industrial and Engineering Chemistry de Junio de 1944, para tanques con serpentín y agitados con -- agitadores de brazos.

$$h_0 = 0.87 \frac{k (L^2 N S/z)^{0.62} (C z/k)^{0.33}}{D (z_t/z)^{0.14}}$$

en donde:

k : Conductividad térmica en Btu/hr ft² °F/ft.

D : Diámetro interno del tanque : 3.88 ft.

z_t : Viscosidad a la temperatura de pared : 5.67 lb/ft hr.

z : Viscosidad a la temperatura promedio del líquido

$$= 4.11 \text{ lb/ft hr.}$$

C : Calor específico : 0.7 Btu/lb °F.

L : longitud del agitador : 3 ft.

N : velocidad de agitación : 1800 r. p. h.

S : Densidad . 76.7 lb/ft³

Los datos anteriores están dados para una temperatura de pared de 3°C y una temperatura de película de 12°C.; el valor de k se desconoce, lo calculamos por medio de la siguiente ecuación que da el Perry:

$$k = 0.00266 + \frac{(C - 0.45)^3}{0.641} + \frac{(s/m)^{0.33}}{3.31} + \frac{(\bar{n}/s)^{0.111}}{41.3}$$

en donde:

- B : Densidad : 1.23 gr/ cm³
- C : Calor específico : 0.7 Btu/lb °F.
- M : Peso molecular medio : 29.
- ñ : Viscosidad : 2 centipoises.

Substituyendo valores se tiene: K = 0.1588.

Substituyendo en la ecuación que nos da h_o:

$$h_o = \frac{0.87 \times 0.1588 (3^2 \times 1800 \times 76.7/4.11)^{0.62} (0.7 \times 4.11/0.1588)^{0.33}}{3.88 (5.67/4.11)^{0.14}}$$

$$h_o = 221 \text{ Btu/ft}^2 \text{ hr } ^\circ\text{F.}$$

Recalculo de la temperatura de pared.

$$\frac{\Delta t_i}{\Delta t_o} = \frac{h_o}{h_i} = \frac{221}{255}; \quad t_i = 13.8^\circ\text{C.}; \quad \text{temp. de pared: } 4.9^\circ\text{C}$$

Se deduce que no es necesario hacer otro tanteo, pues fué bien escogida la temperatura de pared en el primer tanteo.

Cálculo de U.

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_o} + \frac{D_o}{h_i D_i}} = \frac{1}{\frac{1}{221} + \frac{1}{0.87 \times 255}} = 111.2$$

$$U = 111.2 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Cálculo del area de enfriamiento:

$$\frac{Q_3}{T} = U A \Delta t_m; \quad A = \frac{Q_3}{T U \Delta t_m}$$

$$\text{Area} = \frac{59534 \text{ Btu}}{2 \text{ hr} \times 11.2 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \times 53.7^\circ\text{F}} = 4.99 \text{ ft}^2$$

Cálculo del largo del serpentín:

$$A = \pi D L; \quad L = \frac{A}{\pi D}; \quad L = \frac{4.99}{3.14 \times 0.083} = 19.05 \text{ ft.}$$

Largo del serpentín: 19.05 ft.

CENTRIFUGA DEL DEPARTAMENTO DE CÉLULAS.

La carga del convertidor se va a filtrar en esta centrifuga en un lapso de 1.5 horas.

Sólidos separados: 115.3 Kg., peso específico de los sólidos: 2.477 gr/cm³, volumen ocupado por los sólidos: 46.5 dm³.

Líquido filtrado: 1318 litros.

Modo de operar: Se carga continuamente la centrifuga con la mezcla proveniente del convertidor que se agita constantemente, la centrifuga se descarga 2 veces.

Capacidad de la centrífuga: 100 litros aproximadamente.

Tipo de centrífuga: Suspendida con eje vertical.

Material de construcción: La canasta de acero inoxidable con elevada concentración de SiO₂, el resto de acero.

Se selecciona una centrífuga de 26" de diámetro interior, de 1150 r. p. m., con una capacidad de 148 litros, requiere un motor de 5 H. P.

CALCULO DE LA PLANTA DE DESTILACION.

Descripción de los aparatos

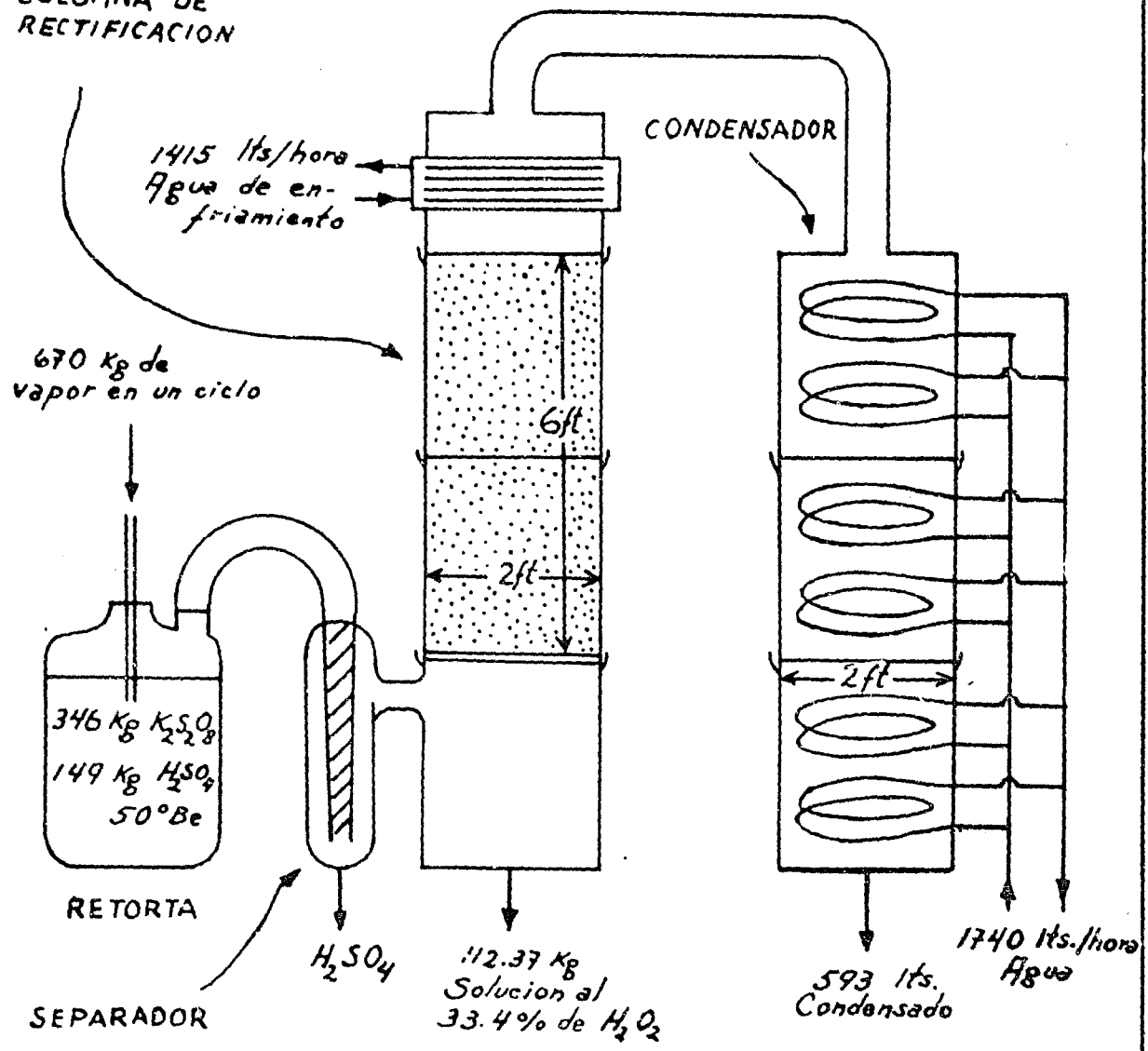
En una retorta de cerámica industrial (chemical stoneware) se mezclan el $K_2S_2O_8$ producido en los convertidores y H_2SO_4 de 50°Bé de densidad, se cierra perfectamente la retorta, y por medio de un tubo de porcelana, perforado en el extremo, se hace fluir vapor de agua en el seno de la mezcla, produciéndose H_2O_2 al efectuarse la hidrólisis del persulfato de potasio, el peróxido de hidrógeno producido se encuentra en forma gaseosa mezclado con vapor de agua. - Esta mezcla de vapores pasa a un separador de contacto en donde se separa casi todo el H_2O_4 que haya sido arrastrado por los vapores.

Los vapores provenientes del separador entran por la parte inferior de una torre de rectificación empacada con anillos de porcelana, en la parte superior de la torre hay un condensador de aluminio; a lo largo de la torre son rectificadas los vapores, los que llegan a la parte superior están formados casi exclusivamente de agua, una parte de ellos es condensada y sirve de reflujo, el resto de los vapores pasan a una segunda torre en donde son condensados completamente, por la parte inferior de la primera torre se extrae el condensado que es una solución al 30-40 % de H_2O_2 , por la parte inferior de la segunda columna se extrae el condensado que es casi agua pura.

El cuerpo de las torres es de cerámica industrial, lo mismo que los recipientes colectores de los condensados; los fluxes de los condensadores son de aluminio, lo mismo que el cuerpo del primer condensador.

Los tanques recolectores de los condensados se encuentran co-

COLUMNA DE RECTIFICACION



MANUEL VILLARREAL	
Tesis Profesional	
PROCESO DE DESTILACION	FIG 7

nectados con una bomba de vacío.

La figura 7 es un esquema de la planta de destilación.

Capacidad de la planta.

Para determinar la capacidad se debe tomar en cuenta el tiempo que se tarda en llevar a cabo un proceso de destilación completo; se pasa vapor de agua durante 4-4.5 horas, considerando además el tiempo ocupado en cargar y descargar la retorta, diremos, dando un margen de seguridad, que el ciclo completo dura 6 horas, lo que corresponde a la cuarta parte de la producción diaria. En un día son hidrolizados 1364.4 Kg de sólidos, en un ciclo: 346.1 Kg, que se mezclan en la retorta con 149 Kg de H_2SO_4 , la retorta debe tener una capacidad de 400 litros aproximadamente.

Balance de energía en la retorta.

Se considera una temperatura base de $50^{\circ}C$.

Calor sensible del vapor de agua + Calor latente del vapor de agua
+ Calor sensible de la mezcla + Calor de reacción =
Calor sensible de los vapores producidos + Calor latente de los vapores producidos + Calor sensible del residuo que queda en la retorta + Calor perdido por radiación.

Calor latente del vapor de agua.

En un proceso de destilación se alimentan a la retorta 670 - Kg de vapor de agua saturado, a una presión manométrica de 10 lb/in'

El calor latente del vapor en estas condiciones es igual a - 529 cal/gr.

$$Q = 670 \times 529 = \underline{354000 \text{ Cal}}$$

Calor sensible del vapor de agua.

El vapor alimentado se encuentra a una temperatura de $115^{\circ}C$

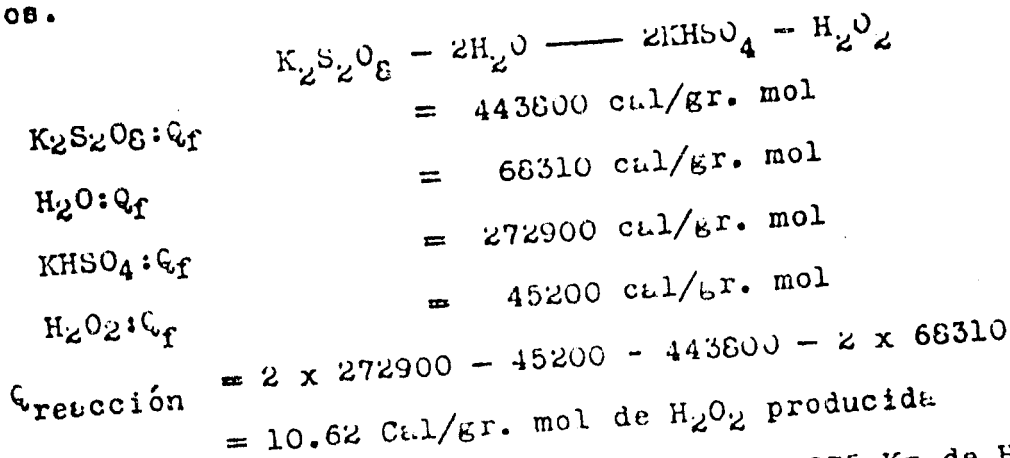
$$\Delta t = 115 - 50 = 65^{\circ}C$$

Como en el punto anterior se tomó el calor latente de vaporización a la temperatura de 115°C, consideraremos el calor específico del agua líquida para la determinación del calor sensible del vapor.

$$Q = 670 \times 65 \times 1 = \underline{43550 \text{ Cal}}$$

Calor de reacción.

Lo calculamos con los datos de calor de formación de los reactivos.



En una operación se producen $\frac{161.23}{4} = 40.0975 \text{ Kg de H}_2\text{O}_2$
 $= 1186 \text{ moléculas gr.}$

$$Q = 1186 \times 10.62 = \underline{12580 \text{ Cal}}$$

Calor sensible de la mezcla reaccionante.

346.1 Kg de sólidos a una temperatura de 20°C., con un calor específico de 0.21 cal/gr. (considerando todos los sólidos como $\text{K}_2\text{S}_2\text{O}_8$
 149 Kg de H_2SO_4 de 50° Bé, a una temperatura de 30°C., con un calor específico de 0.69 cal/gr.

$$Q = 0.69 \times 149 (-20) = 0.21 \times 346 (-30) = -4250 \text{ Cal}$$

$$Q = \underline{-4250 \text{ Cal}}$$

Calor latente de los vapores producidos.

En un ciclo de destilación se producen 702.65 Kg. de vapores, que tienen una concentración promedio de 5.69 % de H_2O_2 y expresada en fracción molecular: 0.052.

El calor latente de vaporización de una solución de H_2O_2 con una concentración de 5.96 % y a una presión de 50 mm. de Hg es -- 516 cal/gr. (Tomado de la tesis de Giguere)

$$Q = 705.375 \times 516 = \underline{362500 \text{ Cal}}$$

Calor sensible del vapor producido.

El vapor producido sale sobrecalentado a una temperatura de 57' $\Delta t = 7^\circ C.$, su calor específico es 0.51 cal/gr.

$$Q = 705.375 \times 0.51 \times 7 = \underline{2500 \text{ Cal}}$$

Calor sensible del residuo de la retorta.

Quedan como residuo 351.5 Kg. de sólidos que los podemos considerar $KHSO_4$, con un calor específico de 0.23 cal/gr. y 111 Kg. de H_2SO_4 concentrado, con un calor específico de 0.65 cal/gr. La mezcla se encuentra a $70^\circ C.$

$$Q = 351.5 \times 0.23 \times 20 + 111 \times 0.65 \times 20 = 3060 \text{ Cal}$$

$$Q = \underline{3060 \text{ Cal}}$$

Calor perdido por radiación.

Lo calculamos por diferencia.

$$Q = 354000 + 43550 + 12580 - (362500 + 2500 + 4250 + 3060)$$

$$Q = \underline{37820 \text{ Cal}}$$

CALCULO DE LAS DIMENSIONES DE LA COLUMNA DE RECTIFICACION

Cálculo de la altura.

Para efectuar este cálculo se utilizan los valores de la presión de vapor de mezclas de H_2O y H_2O_2 , a diferentes composiciones y temperaturas (Figs. 8, 9 y 10) y la curva de equilibrio "líquido-vapor" de la mezcla de H_2O y H_2O_2 (Fig. 12) que fueron estudiados por P. A. Giguere en su tesis profesional, en la Universidad de Mc Guille, de Montreal, Canada. Asimismo se emplea una gráfica de las concentraciones de vapor y de producto condensado en el trans-

CURVAS DE EQUILIBRIO DE MEZCLAS DE H₂O y H₂O₂

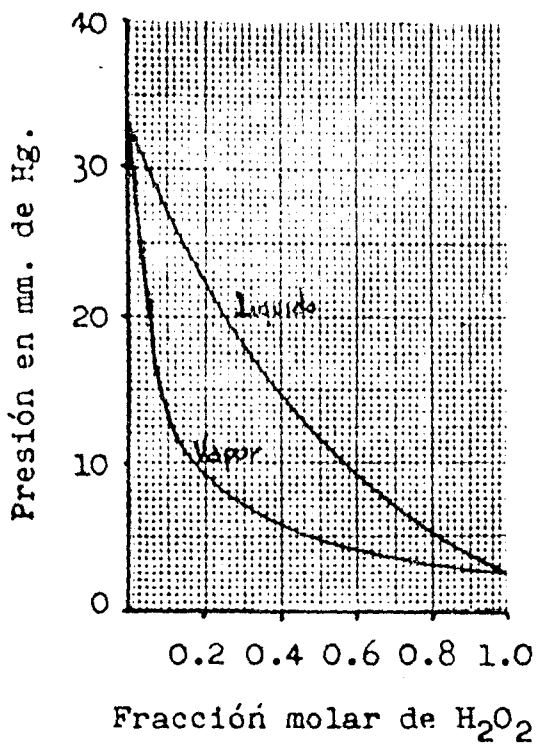


FIG. 8.- A 30°C

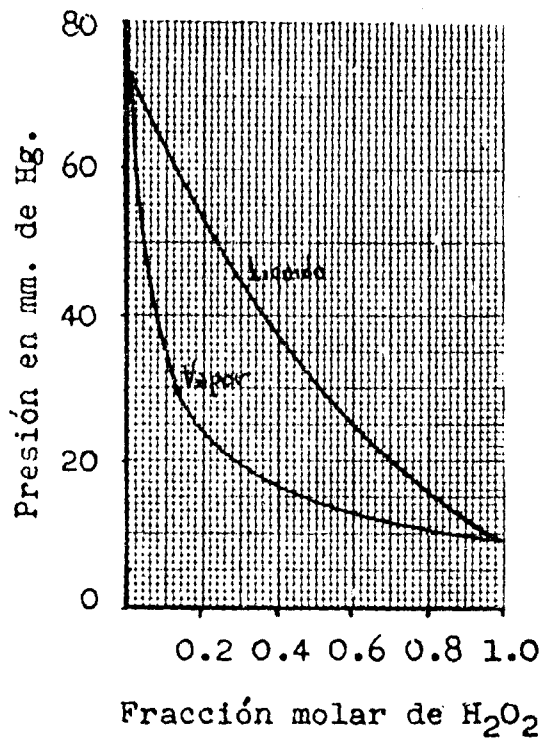


FIG. 9.- A 45°C

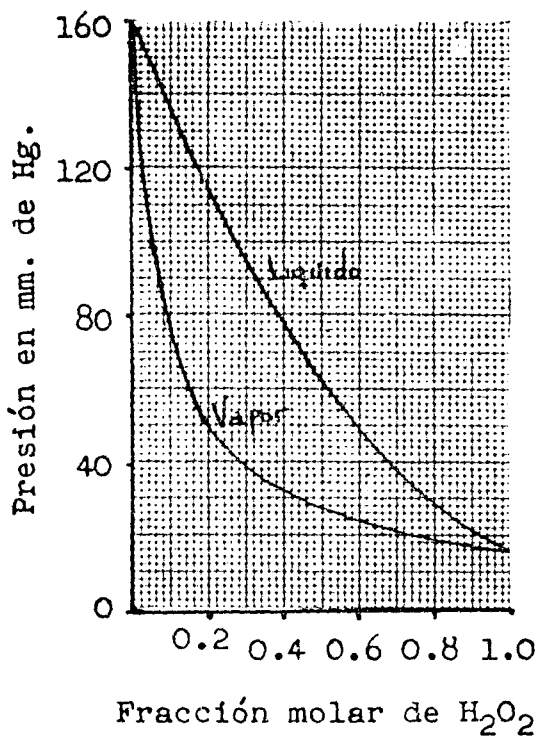


FIG. 10.- A 60°C

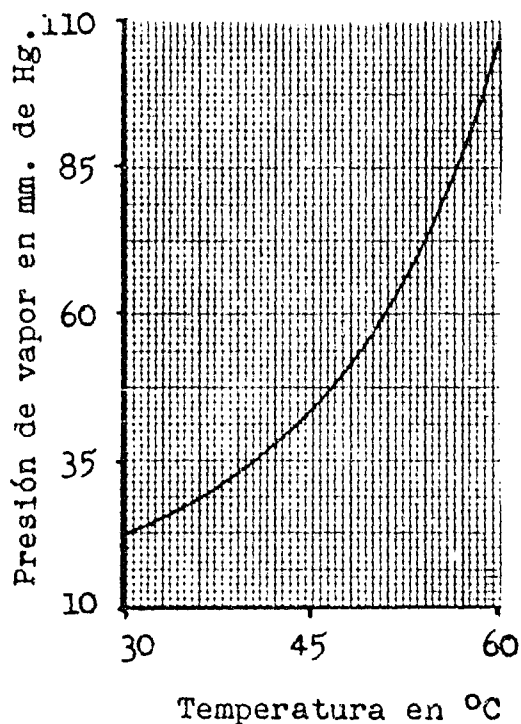


FIG. 11.- FRACCION MOLAR DE H₂O₂ = 0.032

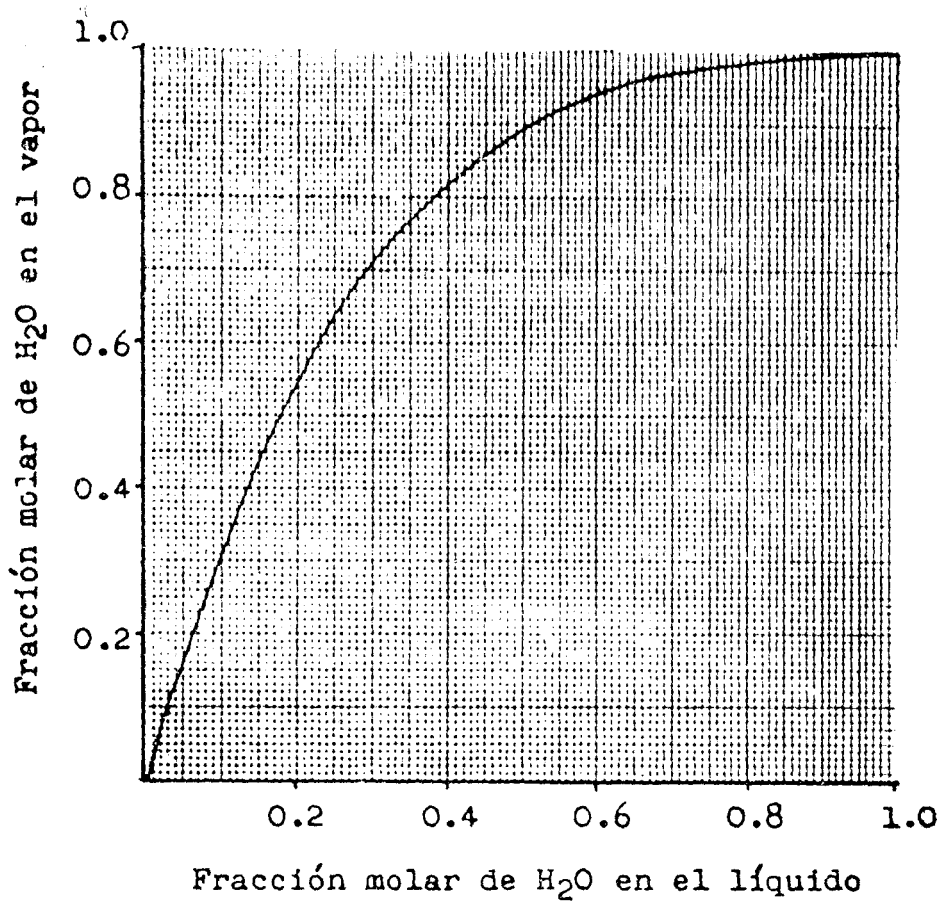


FIG. 12.- CURVA DEL EQUILIBRIO VAPOR-LIQUIDO DE UNA MEZCLA BINARIA DE H₂O-H₂O₂

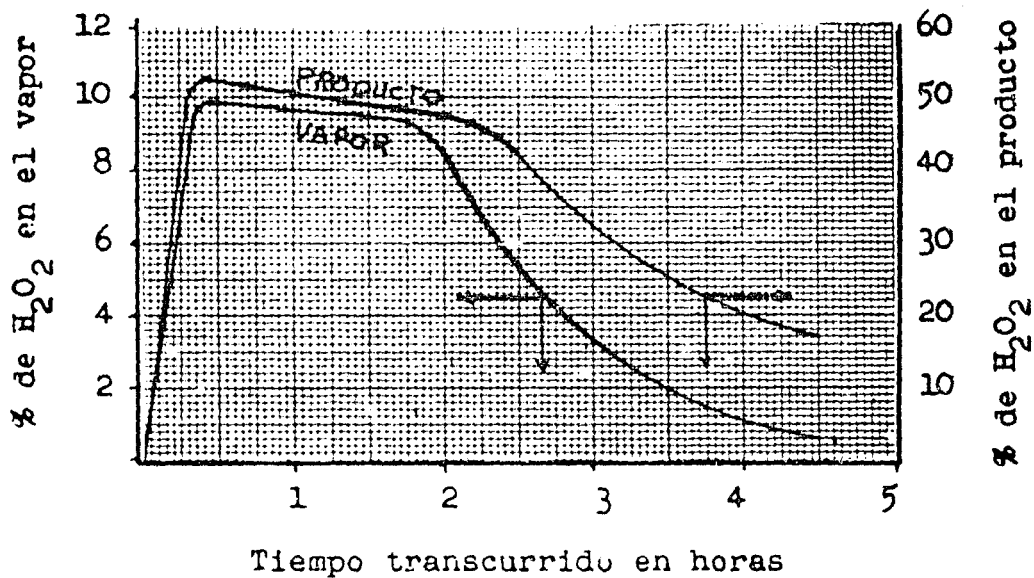


FIG. 13.- COMPOSICION DEL VAPOR Y DEL PRODUCTO EN EL TRANCURSO DE UN CICLO DE DESTILACION

curso de un ciclo de destilación (Fig. 13), efectuado en una fábrica norteamericana.

Se hará primero un cálculo del número de platos teóricos requeridos considerando un ciclo en conjunto, tomando valores medios; y después se hará el mismo cálculo para diferentes momentos, y la columna se diseñará tomando en cuenta el máximo número de platos teóricos requeridos en algún momento dado del proceso, teniéndose así, la seguridad de que la torre es eficiente en todo el proceso de la destilación.

Cálculo del número de platos teóricos, considerando valores medios.

Composición del vapor, de acuerdo con el balance de materiales efectuado. $\frac{9.54}{167.65} = 5.69\%$, expresado este valor en fracción molecular es 0.032.

La base de la torre se encuentra a una presión de 50 mm. de Hg de presión absoluta y a una temperatura de 45-50°C, como comprobación de estos datos consideraremos los datos de presión de vapor, a diferentes temperaturas, de una mezcla de H₂O y H₂O₂ con una fracción molecular de H₂O₂ de 0.032 (Figs. 8, 9 y 10).

Presión de vapor en mm. de Hg	22	45	110
Temperatura en °C	30	45	60

Por interpolación de estos valores (Fig. 11), se tiene una presión de vapor de 50 mm. de Hg a 48.5°C.

Los vapores entran a la columna a 57°C y se enfrían hasta quedar saturados a 48.5°C., cediendo una cierta cantidad de calor sensible; el calor específico de los vapores lo consideraremos igual a 0.51 cal/gr. y la cantidad de vapores que entran a la torre en un ciclo son 705.375 Kg., el calor cedido es

$$Q = 705.375 \times 0.51 (57 - 48.5) = 3050 \text{ Cal}$$

Este calor vaporiza una pequeña cantidad de líquido; siendo el calor latente de vaporización 516 cal/gr., el agua evaporada es:

$$\frac{3050}{516} = 5.92 \text{ Kg.}, \text{ estos vapores deben ser condensados y sirven como reflujo.}$$

Además son condensados 112.375 Kg de vapores que equivalen a la misma cantidad de condensado que se va a obtener como producto. A la parte superior de la torre llegan los vapores alimentados más los que fueron producidos con el calor sensible del vapor.

$$705.375 - 5.92 = 711.295 \text{ Kg}$$

De estos vapores son condensados: $112.375 - 5.92 = 118.29$

$$\text{Reflujo: } \frac{118.295}{711.295} = 0.166$$

El producto obtenido, de acuerdo con el balance de materiales, tiene la siguiente composición: $\frac{9.42}{28.20} = 33.4 \%$, esta concentración expresada en términos de fracción molecular es: 0.21.

Los gases en la parte superior de la columna tienen la misma composición que el condensado obtenido en la segunda columna: $\frac{0.1}{149.0} = 0.067 \%$, ó 0.00035 como fracción molecular de H_2O_2 .

La fracción molecular del agua oxigenada en los vapores que entran, como ya se dijo antes, es: 0.032.

En la base de la torre se tienen en equilibrio el vapor alimentado y el líquido obtenido como producto; estos valores no nos dan un punto en la curva de equilibrio "líquido-vapor" de la mezcla de H_2O y H_2O_2 , porque prácticamente nunca se llega a este equilibrio en la columna de rectificación.

Con los datos anteriores determinamos gráficamente el número de platos teóricos necesarios, utilizando la gráfica núm. 14, que es una ampliación de la gráfica 12, que como ya se dijo es la curva

de equilibrio "líquido-vapor".

Esta columna de rectificación únicamente tiene una sección, la sección rectificadora; la pendiente de la línea de operación en la determinación gráfica del número de platos por el método de McCabe está dada por el reflujo empleado, dicha línea de operación corta a la línea de operación con reflujo infinito en el punto de ordenada 0.99965, abscisa: 0.99965, correspondientes a las concentraciones de vapor y de líquido en la parte superior de la torre.

La composición "líquido-vapor" en la base de la columna está representada por la gráfica en el punto I, y la línea de operación considerando reflujo: 0.166 es la línea I.

Cálculo del número de platos teóricos necesarios cuando ha transcurrido 1/4 de hora de operación.

La figura 13 indica las composiciones de vapor y de producto en el transcurso de un ciclo de destilación. Cuando ha transcurrido 1/4 de hora se tiene:

Vapor: 10 % = 0.055 fracción molecular de H_2O_2 .

Producto: 53 % = 0.38 como fracción molecular de H_2O_2 .

Cálculo del reflujo necesario.

Tomando en cuenta el caso anterior y generalizando, decimos que el calor sensible que proporciona el vapor que entra a la torre - evapora una cantidad de líquido equivalente a 0.85 % de los vapores alimentados.

Tomando como base 1 lb. del vapor alimentado, se obtiene como producto

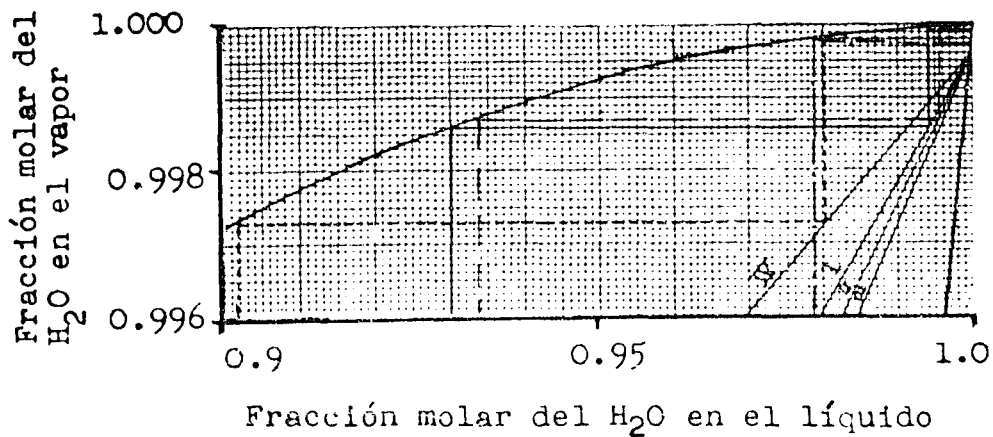
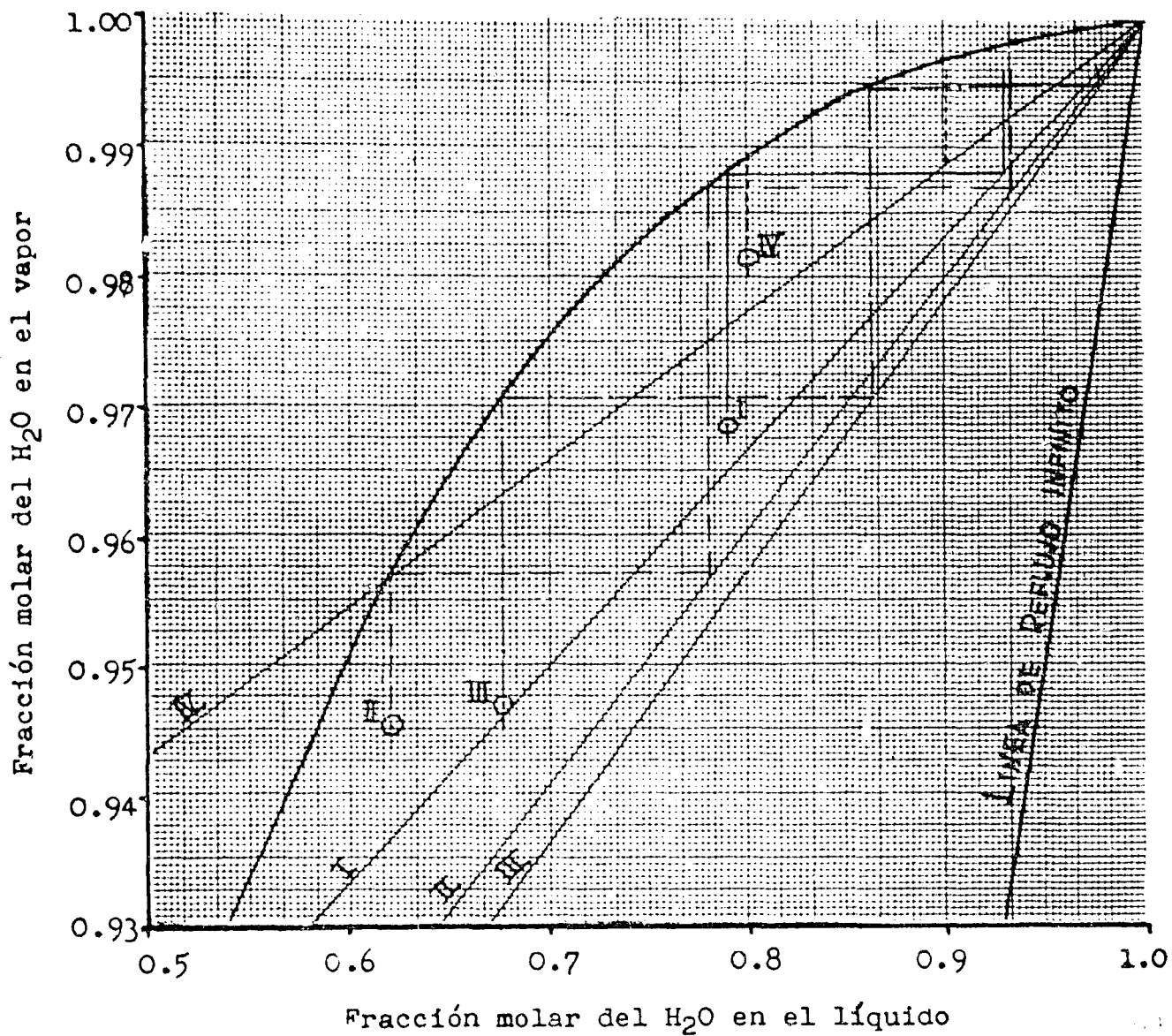
$$\frac{0.1}{0.53} = 0.1885 \text{ lb.}, \text{ se deben condensar } 0.1885 + 0.0085$$

= 0.1970 lb.; el total de vapores que ascienden es 1.0085 lb.

$$\text{El reflujo es } \frac{0.1970}{1.0085} = 0.195.$$

En la gráfica 14 la composición "líquido-vapor" está repre-

FIG. 14.- DETERMINACION GRAFICA DEL NUMERO DE PLATOS TEORICOS NECESARIOS EN LA TORRE FRACCIONADORA POR EL METODO DE Mc. CABE



sentada por el punto II, y la línea de operación correspondiente a un reflujo de 0.195 es la línea II; haciendo el cálculo gráfico se obtiene para el caso anterior de valores medios, un resultado de 3 platos teóricos necesarios; y el cálculo gráfico del caso II, cuando ha transcurrido 1/4 de hora, nos indica que son necesarios 4 platos teóricos.

Cálculo de los platos teóricos, cuando ha transcurrido un lapso de 2 horas.

De acuerdo con la gráfica 13 se tiene.

Composición del vapor: 9.6 % = 0.055 como fracción molar de agua oxigenada.

Composición del producto.. 47.5 % de H_2O_2 , equivalente a 0.325 como fracción molar de agua oxigenada.

Haciendo las mismas consideraciones que en los dos casos anteriores, se tiene:

Producto: $\frac{0.096}{0.475} = 0.202$, si el vapor alimentado es 1.

Vapores condensados: $0.202 - 0.0085 = 0.2105$.

Reflujo. $\frac{0.2105}{1.0085} = 0.209$.

En la gráfica 14 la composición líquido-vapor en estas condiciones está representada por el punto III, y la línea de operación correspondiente a un reflujo de 0.209 es la línea III.

De acuerdo con el cálculo gráfico efectuado, se requieren para estas condiciones: 3 platos teóricos.

Cálculo del número de platos teóricos necesarios cuando han transcurrido 3 horas de un ciclo de destilación.

De acuerdo con la gráfica 13 se tiene.

Composición del vapor 3.4 % de H_2O_2 = 0.0185 en fracción molar.

Composición del producto. 32 % de $H_2O_2 = 0.20$ como fracción molecular de H_2O_2 .

Haciendo las mismas consideraciones hechas en los anteriores calculos, decimos.

Producto: $\frac{0.034}{0.32} = 0.1062$, si el vapor alimentado es 1.

Vapores condensados: $0.1062 + 0.0085 = 0.1147$

Reflujo: $\frac{0.1147}{1.0085} = 0.114$.

En la gráfica 14 la composición de la mezcla líquido-vapor en estas condiciones está representada por el punto IV, y la línea de operación correspondiente a un reflujo de 0.114 es la línea IV. De acuerdo con el cálculo gráfico se requieren 3 platos.

De los 4 cálculos anteriores se deduce que el número de platos teóricos que son satisfactorios en todos los momentos es de 4.

La altura de un plato teórico equivalente depende de la velocidad del vapor, del tamaño de la torre, del tamaño del empaque y por supuesto de la substancia de que se trate.

La altura de un plato teórico equivalente en una torre fraccionadora de una fábrica de H_2O_2 de Estados Unidos, similar a la calculada es de 30 cm = 1 pie.

La columna la diseñamos de 1.80 metros de altura, correspondiente a 6 platos teóricos equivalentes, esta altura corresponde a la sección empacada de la columna.

Como empaque utilizaremos anillos de porcelana, en la mitad inferior de la torre de 1" de diámetro y en la parte superior de $9/16$ "; en la parte superior se utilizan anillos más pequeños, porque en esa zona se requiere una mayor rectificación, como se puede ver en la figura 14 los platos tienen un menor tamaño en esa zona, por lo tanto deben ser más eficientes.

Cálculo del diámetro de la columna.

La velocidad de vapor en columnas que utilizan empaque de 1" más conveniente es de 150 lb/hr ft².

De acuerdo con la estequiometría, en 4 horas se producen - 705.375 Kg de vapores, además suben por la torre los vapores producidos por el calor sensible del vapor, en total se tiene. ---- 711.295 Kg. de vapores que suben por la columna, el flujo en 1 hora es. $\frac{711.295}{4 \times 0.453} = 393.5 \text{ lb.}$

Se necesita una sección de $\frac{393.5}{150} = 2.62 \text{ ft}^2$, a la cuál corresponde un diámetro de $D = \frac{2.62 \times 4}{3.14} = 1.83 \text{ ft.}$

Hacemos la torre de 2 ft. de diámetro interior que es la medida más conveniente para este caso, entre las secciones de torre que ofrece la General Ceramics, cada sección de torre tiene 3 ft. de alto, utilizaremos en la construcción de la torre las siguientes piezas de cerámica. una base, una sección con alimentación lateral, y dos secciones que serán empacadas con anillos de porcelana, más arriba colocaremos el convertidor de tubos de aluminio, el cuerpo del convertidor será también de aluminio.

Empaque necesario.

Volumen de anillos de 1" que son necesarios.

$$\pi r^2 h = 3.14 \times 1^2 \times 3 = 9.42 \text{ ft}^3$$

Igual volumen de anillos de 9/16" son necesarios.

CALCULO DEL CONDENSADOR DE REFLUJO

DE LA TORRE FRACCIONADORA.

Balance de calor.

En este condensador se condensa únicamente la cantidad de vapor que se va a refluja, el resto de vapor rectificado es conducido a una segunda torre en donde es condensado completamente. En 4 horas son condensados 118.55 Kg. de vapor.

El calor latente de vaporización del H_2O a 45 mm. de presión es - 575 cal/gr.

El calor removido por el condensador es:

$$\frac{118.33 \times 575}{4} = 16980 \text{ Cal/hr} = 67920 \text{ Btu/hr.}$$

El condensador es de tubos horizontales, circulando el agua enfriadora por ellos, por el interior, facilitándose así la limpieza. Los tubos son de aluminio de 0.75" de diámetro exterior y 0.584" de diámetro interior. El agua alimentada se encuentra a 20°C., y circula a una velocidad de 5 ft/seg., sale del condensador a una temperatura de 32°C.; la temperatura del vapor que se condensa es de 39°C.

Determinada la temperatura media logarítmica es: 12.02°C

Cálculo del coeficiente de transmisión de calor

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_o} + \frac{D_o}{D_i} \frac{1}{h_i}}$$

Cálculo de h_i .

Se utiliza la ecuación que da el Brown para determinar el coeficiente de película para agua dentro de tubos.

$$h_i = 0.00134 (t + 100) \frac{V^{0.8}}{D^{0.2}}$$

en donde: t: temperatura de película : 98°F.

D : Diámetro interior de los tubos : 0.0486 ft.

V : Velocidad del agua : 18000 ft/hr.

Substituyendo: $h_i = 0.00134 (198) \frac{18000^{0.8}}{0.0486^{0.2}}$

$$\underline{\underline{h_i = 1235 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F.}}}$$

Cálculo de h_o .

Se aplica la ecuación de Nusselt para el cálculo de la conductividad de películas formadas por la condensación de vapores puros y saturados en el exterior de tubos horizontales.

Hay que hacer notar que esta ecuación se refiere a vapor estático y no a vapor en movimiento como es nuestro caso, pero indudablemente que el valor que calculemos será inferior al real y si usamos este valor para el cálculo de superficie tendremos mayor seguridad en el cálculo.

$$h_o = 103.7 \left(\frac{k^2 s^2 r}{D z \rho} \right)^{0.25}$$

en donde: r : Calor latente de vaporización : 1036.3 Btu/lb.

ρ : Diferencia de temperaturas entre el vapor y la pared : 7.2°F.

D : Diámetro exterior : 0.0624 ft.

k : Conductividad térmica : 0.362 Btu/hr ft °F.

z : Viscosidad : 1.75 lb/ft hr.

s : Densidad : 62.5 lb/ft³.

$$h_o = 103.7 \left(\frac{0.362^3 \times 62.5^2 \times 1036.3}{0.0624 \times 1.75 \times 7.2} \right)^{0.25}$$

$$\underline{h_o = 2880 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F.}}$$

Recálculo de la temperatura de pared:

$$\frac{h_o}{h_i} = \frac{\Delta t_i}{\Delta t_o} = \frac{2880}{1235}; \quad \Delta t_m = 12.02^\circ\text{C}; \quad \Delta t_o = 3.61^\circ\text{C}; \quad \Delta t_i = 8.4^\circ\text{C}.$$

La temperatura de pared en consecuencia es: 39 - 3.61 = 35.39°C. muy semejante a 35°C. escogida para el primer tanteo.

Cálculo de U.

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_o} + \frac{D_o}{D_i} \frac{1}{h_i}} = \frac{1}{\frac{1}{2880} + \frac{0.75}{0.584 \times 1235}} = \frac{1}{0.01364}$$

$$\underline{U = 722 \text{ Btu/lb ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F.}}$$

Area necesaria:

$$Q = UA \Delta t_m; \quad A = \frac{Q}{U \Delta t_m}; \quad A = \frac{67920}{722 \times 21.6} = 4.35 \text{ ft}^2.$$

Largo de los tubos:

$$A = \pi D L; \quad L = \frac{A}{\pi D}; \quad L = \frac{4.35}{3.14 \times 0.0624} = 22.1 \text{ ft.}$$

Cantidad de agua de enfriamiento necesaria: El agua que entra al

condensador a 20°C. y sale a 32°C.; el calor específico es 1 cal/gr.

$$Q = M C \Delta t; \quad M = \frac{Q}{C \Delta t}; \quad \text{Masa} = \frac{16980}{1 \times 12} = 1415 \text{ Kg/hora.}$$

Se necesita un flujo de 1415 Kg/hora = 3130 lb/hora

$$\text{Area de la sección interior de los tubos. } \left(\frac{0.564}{24}\right)^2 \times 3.14 = 0.001862 \text{ ft}^2$$

$$\text{Flujo en cada tubo: } 5 \text{ ft/seg} \times 0.001862 \text{ ft}^2 = 0.00931 \text{ ft}^3/\text{seg.}$$

$$\text{Flujo total por hora: } 0.00931 \times 3600 \times 62.43 = 2095 \text{ lb/hr.}$$

$$\text{Se necesitan: } \frac{3130}{2095} = 1.5 \text{ tubos.}$$

Utilizaremos 2 tubos con 8 pasos, de 2 ft. de largo cada paso, necesitando en total 32 ft. de tubo de aluminio de 3/4".

CALCULO DEL SEGUNDO CONDENSADOR.

Balance de energía.

En 4 horas se condensan 594 Kg. de vapor de agua, cuyo calor latente de vaporización es 576 cal/gr; el calor removido es:

$$Q = 593 \times 575 = 341600 \text{ Cal en 4 horas} = 341600 \text{ Btu/hora.}$$

Consideramos los valores de U y Δt_m iguales a los calculados para el condensador de la columna rectificadora.

Cálculo del área de enfriamiento necesaria:

$$A = \frac{Q}{U \Delta t_m}; \quad A = \frac{341600}{752 \times 21.6} = 21.86 \text{ ft}^2.$$

$$\text{Largo de los tubos: } L = \frac{A}{\pi D} = \frac{21.86}{31.4 \times 0.087} = 79.4 \text{ ft.}$$

Agua de enfriamiento necesaria.

Entra a 20°C y sale a 32°C., $t = 12^\circ\text{C.}$, su calor específico es 1.

$$Q = M C \Delta t; \quad M = \frac{341600}{1 \times 12 \times 4} = 7112.5 \text{ Kg/hora.}$$

$$\text{Area de la sección interior de los tubos: } \left(\frac{0.824}{24}\right)^2 \times 3.14 = 0.0037 \text{ ft}^2$$

$$\text{Flujo en un tubo: } 0.0037 \times 3600 \times 5 = 61.7 \text{ ft}^3/\text{hr.}$$

$$\text{Densidad del agua: } 62.43 \text{ lb/ft}^3.$$

$$62.43 \times 61.7 = 3850 \text{ lb/hora} = 1740 \text{ Kg/hr.}$$

$$\text{Tubos necesarios: } \frac{7112.5}{1.740} = 409.$$

Utilizaremos 6 tubos de 20 ft. de largo cada uno. El cuerpo de la torre lo hacemos de cerámica industrial, utilizaremos 3 secciones de 2ft. de diámetro y 3 ft. de altura, además de la tapa y de la base; cada sección contiene 2 serpentines de aluminio.

RECIPIENTES DEL CONDENSADO Y DE LA SOLUCION

DE AGUA OXIGENADA.

Según el balance de materiales, en un ciclo se producen: - 108.6 Kg de solución al 33.4 % de H₂O₂, con una densidad de 1.127 gr/cm³, con un volumen de 96.2 litros; 594 Kg de agua condensada que ocupan un volumen aproximado de 594 litros.

Los recipientes empleados son de cerámica industrial y resistentes al vacío.

Se utilizarán recipientes de la General Ceramics, para el H₂O₂ empleamos un recipiente de 62 galones de capacidad, es decir 234 litros, y para el condensado utilizaremos un recipiente de 274 galones de capacidad, es decir, 1040 litros, los dos adecuados para el vacío.

BOMBA DE VACIO.

Si se considera que el vapor contiene 0.5 % de gases incondensables, se puede calcular el volumen que debe desplazar la bomba de vacío.

Vapor alimentado en 4 horas: $670 \text{ Kg} = \frac{670000}{18 \times 4} = 9300 \text{ moles gr./hr}$

El vapor es alimentado a 115°C. y a 1275 mm. de Hg de presión.

Los gases no condensables llegan a la bomba de vacío a 37°C. y a 30 mm. de presión.

$V = 9300 \times 22.4 \frac{273 + 37}{273 + 115} \frac{1275}{30} \times 0.005 = 35400 \text{ lts/hr.}$

Volumen de gases incondensables: 20.75 ft³/min.

APARATOS DE CONTROL

En la torre de rectificación:

- 1.- Un termómetro en la base de la columna.
- 2.- Termómetro en la salida del agua del condensador.
- 3.- Medidor de flujo en la entrada del agua del condensador.

En el segundo condensador:

- 4.- Termómetro en la parte superior de la torre.
- 5.- Termómetro en la base de la columna.
- 6.- Termómetro en la salida del agua de los serpentines.
- 7.- Medidor de flujo en la entrada de agua a los serpentines.
- 8.- Medidor de flujo en la alimentación de vapor.
- 9.- Manómetro en la alimentación de vapor.
- 10.- Densímetro en la salida del condensado de la primera columna.

CENTRIFUGA DEL DEPARTAMENTO DE DESTILACION

En ella se van a separar los sólidos y líquidos que quedaron como residuo en la retorta. En cada proceso de destilación quedan como residuo 500.5 Kg de mezcla que ocupan un volumen aproximado de 237 litros a una temperatura de 70°C; los sólidos que se van a separar en la centrifugación son aproximadamente 310 Kg., con un volumen aproximado de 120 litros.

El líquido filtrado es pasado a un enfriador en donde cristalizan los sólidos que habían permanecido en solución, esta suspensión es pasada nuevamente por la centrífuga, los sólidos que son separados en esta segunda operación son aproximadamente 41.50 Kg.

Si la primera separación la efectuamos en tres partes con una duración cada una de ellas de 20 min. aproximadamente, la capacidad de la centrífuga debe ser de 80 litros.

Tipo de centrífuga: Vertical y suspendida.

Material de construcción: La cuneta es de acero inoxidable con elevada concentración de SiO₂, el resto de acero.

Centrífuga seleccionada: De 26" de diámetro interior, de 1150 r. p. m., con una capacidad de 146 litros, para la cuál se requiere un motor de 5 H. P.

ENFRIADOR DE H₂SO₄

Capacidad para 12 horas: 593 Kg. El peso específico de la solución es 1.3 gr/cm³; el volumen a tratar será: $\frac{593}{1.3} = 456$ lt.

Dimensiones del tanque enfriador.

Consideraremos que el diámetro es igual a la altura lateral y que el fondo es cónico, de 45° de inclinación.

Hacemos el tanque para 500 litros.

$$\text{Volumen} = \frac{1}{3} \pi r^2 h + \pi r^2 h = 0.5 \text{ m}^3$$

$$D = h = 0.62 \text{ m. ; Altura del fondo cónico: } 0.42 \text{ m.}$$

Material de construcción: Fierro forrado interiormente de Plomo.

Balance de calor del enfriador.

Q₁ : Calor sensible que se le va a quitar a la solución.

Q₂ : Calor de cristalización.

Q₃ : Calor total que se va a eliminar de la solución.

$$Q_1 + Q_2 = Q_3$$

$$Q_1 = M_B C_B \Delta T_B$$

$$M_B = 593 \text{ Kg.}$$

C_B = Calor específico de la mezcla que calculamos a partir de los calores específicos de los componentes.

$$86 \text{ (Kg de sólidos)} \times 0.24 \text{ (Calor esp. de los sólidos)} = 20.7$$

$$\underline{507 \text{ (Kg de H}_2\text{SO}_4\text{)} \times 0.75 \text{ (Calor esp. del H}_2\text{SO}_4\text{)} = \underline{381.0}$$

$$593 \text{ Kg de mezcla} \qquad \qquad \qquad 401.7$$

$$C_B = \frac{401.7}{593} = 0.675 \text{ cal/gr } ^\circ\text{C.}$$

$$\Delta t_s = 70^{\circ}\text{C} \text{ (temp. de entrada)} - 20^{\circ}\text{C} \text{ (temp. de salida)} = 50^{\circ}\text{C}.$$

$$Q_1 = 593 \times 0.678 \times 50 = 20085 \text{ Cal}$$

El calor de cristalización se determina por medio de los calores de formación del KHSO_4 en estado cristalino y en solución acuosa.

$$\text{KHSO}_4(\text{c}): Q_f = 276.85 \text{ Cal/gr. mol}$$

$$\text{KHSO}_4(\text{s}): Q_f = 272.97 \text{ Cal/gr. mol}$$

$$\text{Calor de cristalización} = 3.88 \text{ Cal/gr. mol}$$

86 Kg. de KHSO_4 contienen 681 moles gramo.

$$Q_2 = 3.88 \text{ Cal/gr. mol} \times 681 \text{ moles} = 3645 \text{ Cal}$$

$$Q_3 = 20085 + 3645 = 23730 \text{ Cal}$$

El serpentín es de una pulgada de diámetro, consideraremos una velocidad de la solución refrigerante de 2 ft/seg, el flujo es:
 $\pi r^2 V = 3.1416 \times 0.0416^2 \times 2 = 0.0109 \text{ ft}^3/\text{seg}.$

El refrigerante usado es una solución de CaCl_2 al 25 % de concentración, se tienen 10 horas para efectuar el enfriamiento, pero consideraremos que se efectúa solo en 5 horas; en consecuencia la cantidad de refrigerante que circula en 5 horas es:

$$3600 \times 5 \times 0.0109 = 196.5 \text{ ft}^3$$

Densidad del refrigerante: 77.7 lb/ft³.

Masa del refrigerante circulada: 196.5 x 77.7 = 15300 lb.

Esta cantidad de refrigerante eliminará el calor Q_3 en forma de calor sensible, la elevación de la temperatura del refrigerante será:

$$\Delta t = \frac{Q_3}{\text{Masa} \times C}; \quad Q_3 : 95000 \text{ Btu}; \quad \text{Calor específico del refrigerante: } 0.66 \text{ Btu/lb } ^{\circ}\text{F}; \quad \Delta t = \frac{95000}{15300 \times 0.66} = 9.4^{\circ}\text{F} = 5.22^{\circ}\text{C}.$$

Cálculo de Δt_m .

La salmuera fría entra a -15°C . y sale a -9.78°C .

$$\Delta t_{ml} = \frac{(70 + 15) - (70 + 9.78)}{2.3 \log \frac{(70 + 15)}{(70 + 9.78)}} = 82.8^{\circ}\text{C}.$$

Analogamente se calcula Δt_{m2} , se obtiene un valor de $\Delta t_{m2} : 32.7^{\circ}\text{C}$.
Con los valores encontrados de Δt_{m1} y Δt_{m2} se calcula su media logarítmica: $\Delta t_m : 54^{\circ}\text{C}$.

La temp. media del refrigerante es: -12.4°C .

Consideraremos como temp. de pared: 1°C .

La temp. media de la solución ácida es: 41.6°C .

Cálculo del coeficiente de transmisión de calor.

Calculo de h_i :

Aplicamos la ecuación de Nusselt para líquidos que se calientan dentro de tubos.

$$h_i = 0.0225 \frac{k}{D} \left(\frac{D V S}{z} \right)^{0.8} \left(\frac{C z}{k} \right)^{0.4}$$

en donde: k : Conductividad térmica : $0.319 \text{ Btu/hr ft } ^{\circ}\text{F}$

D : Diámetro interior de los tubos . 0.0832 ft .

V : Velocidad : 7200 ft/hr .

S : Densidad : 77.7 lb/ft^3

z : Viscosidad : 10.3 lb/ft hr .

C : Calor específico : $0.66 \text{ Btu/lb } ^{\circ}\text{F}$.

Estos datos fueron tomados del Perry considerando una temperatura de película de: -5.7°C .

$$h_i = 0.0225 \frac{0.319}{0.0832} \left(\frac{0.0832 \times 7200 \times 77.7}{10.3} \right)^{0.8} \left(\frac{0.66 \times 10.3}{0.319} \right)^{0.4}$$

$$h_i = 292 \text{ Btu/hr ft } ^{\circ}\text{F}$$

Cálculo de h_o :

Empleamos la ecuación para convección natural que da el -
Brown and Marco

$$h_o = c \frac{k}{L} \left(\frac{g B T L^3 S^2 C}{z k} \right)^d$$

en donde: k : Conductividad térmica : $0.3 \text{ Btu/hr ft } ^{\circ}\text{F}$.

L : Diámetro exterior : 0.1025 ft .

g : Gravedad : $4.17 \times 10^8 \text{ ft/hr}^2$.

B : expansión térmica : 0.000334 1/°F.

T : Diferencia de temperaturas entre la pared y el líquido

T : 73°F

S : Densidad : 71.1 lb/ft³

C : Calor específico : 0.65 Btu/lb °F.

z : Viscosidad : 7.75 lb/ft hr.

c y d son constantes.

Substituyendo valores se tiene.

$$\frac{g \cdot B \cdot T \cdot L^3 \cdot S^2 \cdot C}{z \cdot k} = \frac{4.17 \times 10^8 \times 0.000334 \times 73 \times 0.1025^3 \times 71.1^2 \times 0.65}{7.75 \times 0.3}$$

$$= 1.52 \times 10^7$$

Para este valor el Broxm da los siguientes valores de las constantes: d : 0.25; c : 0.55, substituyendo:

$$h_o = 0.55 \frac{0.30}{0.102} (1.52 \times 10^7)^{0.25}$$

$$h_o = 101 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ °F.}$$

Recalculo de la temperatura de pared:

$$\frac{h_i}{h_o} = \frac{\Delta t_o}{\Delta t_i} = \frac{292}{101} ; \Delta t_o = 42.15 \text{ C.}; \Delta t_i = 13.65 \text{ C.}$$

La temperatura de pared es: 1.25°C., no es necesario hacer otro tanteo pues fué bien escogida la temp. de pared para el primer tanteo.

Cálculo de U.

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_o} + \frac{D_o}{D_i} \frac{1}{h_i}} = \frac{1}{\frac{1}{101} + \frac{1.23}{1 \times 292}} = \frac{1}{0.0099 + 0.00421}$$

$$U = 70.8 \text{ Btu/ft}^2 \text{ hr °F.}$$

Area requerida:

$$\frac{Q}{T} = U \cdot A \cdot \Delta t_m ; A = \frac{Q}{U \Delta t_m T} ; A = \frac{95000}{5 \times 70.8 \times 97.2} = 2.76 \text{ ft}^2.$$

Longitud del serpentín:

$$A = \pi D L ; L = \frac{A}{\pi D} ; L = \frac{21.76}{3.14 \times 0.1025} = 6.92 \text{ ft.}$$

Largo del serpentín: 6.92 ft.

Quemador de azufre

Capacidad para producir 20.35 Kg. de SO_2 , la operación se -
efectúa una vez diaria.

Descripción del aparato. Es un tanque de fierro forrado de -
tabique refractario a prueba de ácidos, en el cuál se funde el azu-
fre. Se hace pasar aire sobre el azufre por medio de un ventilador
de 1/4 de H. P.; el SO_2 producido es conducido por tubos de plomo
a los purificadores de H_2SO_4 ; se hace barbotear el SO_2 en el seno
del ácido, por medio de un inyector al cuál se hace llegar aire a
presión proveniente de una compresora de 1/2 H. P. Los tanques de
reacción son cerrados y se encuentran conectados con una torre la-
vadora de gases que funciona cuando se hace barbotear el SO_2 . Esta
torre de absorción tiene la función de absorber el SO_2 que no reac-
cione, la hacemos de 15 cm. de diámetro y de 2 metros de alto, em-
pacada con coke. El tanque en donde se quema el SO_2 lo hacemos de
20 cm. de ancho, 1 metro de largo y 20 cm. de profundidad.

EVAPORADOR DEL ACIDO SULFURICO.

Descripción del evaporador:

Se utiliza un evaporador de fuego directo para la concentración de H_2SO_4 de 30°Bé a 50°Bé de densidad; las paredes del evaporador se forran con tabique de elevada concentración de sílice, a prueba de ácidos; la torre es empacada con coke. La base de la torre que se encuentra a una mayor temperatura se construye con tabique refractario a prueba de ácidos.

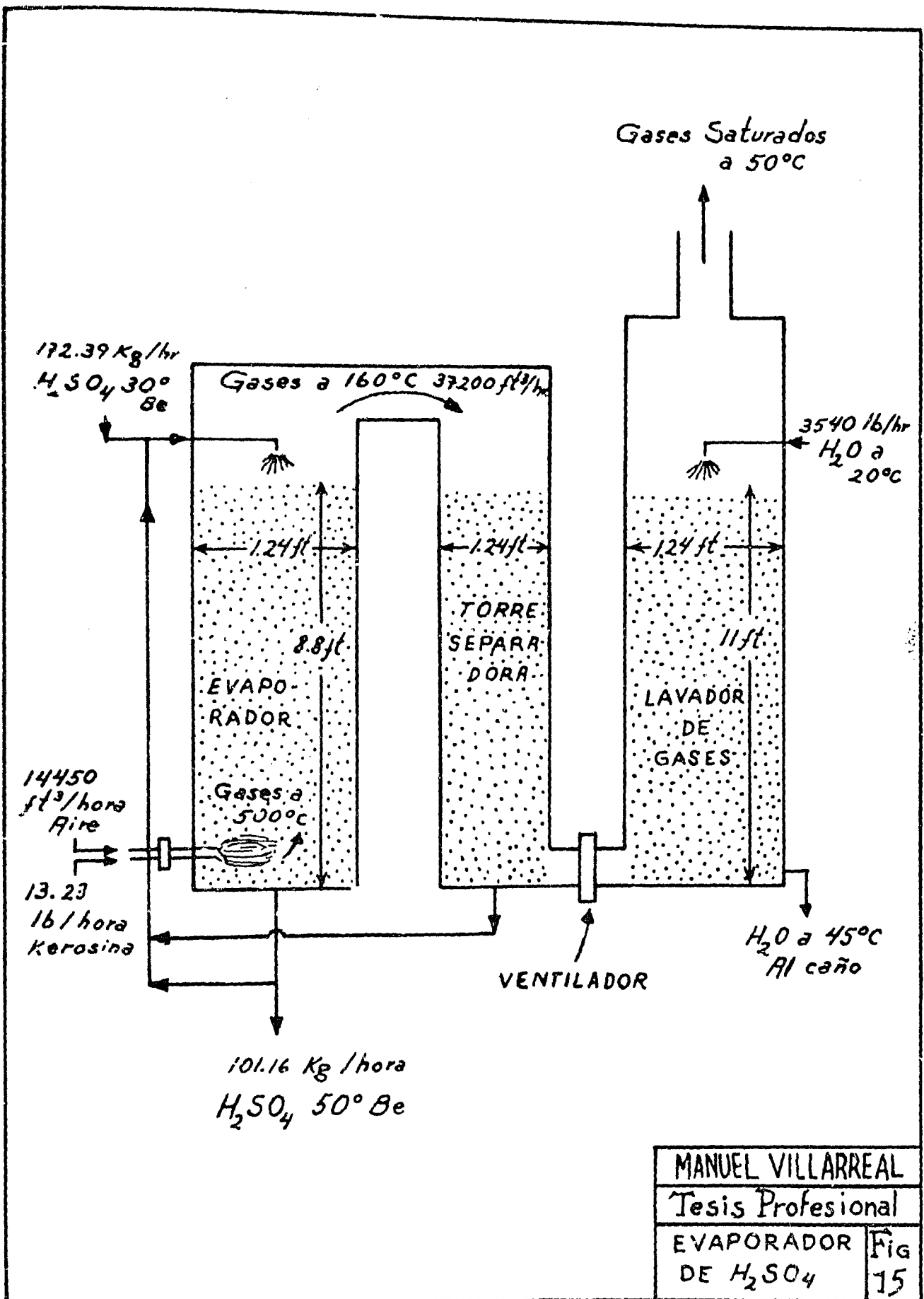
Por la parte superior de la torre se alimenta la solución diluida de ácido y por la parte inferior se introducen gases calientes producto de la combustión de kerosina; la solución que sale por la parte inferior del evaporador fluye por gravedad a un tanque de almacenamiento de donde es recirculada por el evaporador, los gases calientes que abandonan el evaporador arrastran una pequeña cantidad de ácido que es separado en un separador de contacto, que es un ducto empacado con coke, por donde se hacen pasar los gases.

Un ventilador hace que los gases de combustión húmedos pasen por una torre lavadora construida con tabique a prueba de ácidos y empacada con coke. Los gases entran por la parte inferior y el agua se pulveriza en la parte superior; los gases lavados son arrojados a la atmósfera.

La figura 15 muestra un dibujo del evaporador,

Capacidad del evaporador.

Se opera únicamente un turno; en 6 horas se deben concentrar 1034.35 Kg de solución de H_2SO_4 que contiene 379 Kg de ácido, al terminar la operación debe haberse obtenido una solución con una densidad de 50°Bé a la cual corresponde una concentración de ---



MANUEL VILLARREAL	
Tesis Profesional	
EVAPORADOR DE H_2SO_4	Fig 15

62.16 %, esta solución contiene: $\frac{379 \times 0.3782}{0.6218} = 230 \text{ Kg.}$

Agua que debe evaporarse: $656 - 230 = 426 \text{ Kg.}$

Calor requerido para la evaporación: $426 \times 1150 \times 2.21 = 1063000 \text{ Btu}$

La evaporación se efectúa en 6 horas; calor requerido por hora:

$$\frac{1063000}{6} = 180500 \text{ Btu/hr.}$$

El aire utilizado para la combustión se encuentra saturado y a una temperatura de 20°C , según las tablas de humedad del aire, a esta temperatura corresponde una humedad de 0.025 moles de agua por mol de aire seco.

El combustible empleado es kerosina, que produce al quemarse 20500 Btu/lb, la composición aproximada de la kerosina es:

C : 84 %; H : 15-16 %; por cada libra de kerosina quemada se producen $\frac{0.16}{2} = 0.08$ moles de agua = 1.44 lb. de agua.

El calor específico del aire así como el de los gases de combustión se puede considerar el mismo: 0.2425 Btu/lb.

Los gases de combustión entran al evaporador a una temperatura de 500°C y salen de él a una temp. de 160°C .

Balance de calor del combustible, tomando como base 1 lb de combustible, siendo X el número de libras de gases secos producidos en la combustión:

$$20500 = 0.2425 (500 - 20) 1.8 X + 1000 (1.44) + \\ + 0.08 + 0.025 \left(\frac{X + 0.44}{29} \right) 18 (0.48) (500 - 20) 1.8$$

Efectuando las operaciones: $X = 86$ libras

Agua contenida en el aire alimentado: $0.025 \frac{86.44}{29} 18 = 1.34 \text{ lb.}$

Considerando que los gases se enfrían hasta 160°C . el calor aprovechado es:

$$86 \times 0.2425 (500 - 160) 1.8 + (1.44 + 1.34) 0.48 (500 - 160) 1.8$$

Calor aprovechado por libra de combustible. 13616 Btu/lb.

Kerosina necesaria. $\frac{180500}{13616} = 13.23 \text{ lb/hr.}$

Aire necesario: $(\frac{86.35}{29} + \frac{1.34}{16}) 359 \times 13.23 = 14450 \text{ ft}^3/\text{hr.}$

Considerando las condiciones de México:

Aire necesario: $14450 \frac{293}{273} \frac{760}{580} = 20350 \text{ ft}^3/\text{hora.}$

Gases secos que salen del evaporador:

17.73 lb (humedad del aire alimentado) + 19.10 lb (producido en la combustión) + 156.6 lb (evaporadas) = $193.43 \text{ lb} = 10.62 \text{ moles/hora.}$

Volumen de los gases húmedos que salen del evaporador:

$(39.2 + 10.62) 359 \frac{760}{580} \frac{160}{273} = 37200 \text{ ft}^3/\text{hora.}$

Humedad del aire que sale: $\frac{193.43}{1137} = 0.17 \text{ lb. de H}_2\text{O/ lb. gases secos.}$

Se determina una velocidad de gases a través del evaporador de 400 ft/min ; por lo tanto se requiere una sección del evaporador de: $\frac{37200}{400 \times 60} = 1.545 \text{ ft}^2.$

El evaporador debe medir 1.24 ft. por lado.

Para esta velocidad de gases el Walker recomienda una velocidad de líquido de 3180 lb/hr ft^2 ; y da como valor práctico para el coeficiente de humedad el siguiente:

$$K_a = 0.0525 G, \text{ siendo } G : \text{libras de aire/hr ft}^2$$

y K_a : Coeficiente de difusión o de humedad en $\text{lb/hr ft}^3 \text{ Atm.}$

$$G : \frac{1330.43}{1.545} = 861 \text{ lb. de aire humedo/hr ft}^2.$$

$$K_a = 0.0525 \times 861 = 45.2$$

El volumen de la columna evaporadora lo determinamos por medio de la siguiente ecuación: $W = K_a V P$
 en donde: W : Agua evaporada en lb/hr.

V : Volumen de la torre en $\text{ft}^3.$

ΔP : Media logaritmica de las diferencias de presión de vapor de agua en el seno del aire y en el seno de la solución.

Determinación de ΔP :

Las presiones de vapor de la solución son tomadas del Perry.

La solución de H_2SO_4 de 30° Bé de densidad tiene una presión de vapor a 95°C de 340 mm. de Hg = 0.587 atmosferas en México

El aire alimentado se encuentra saturado, tiene una humedad de -- 0.0467 moles de agua/mol de gases húmedos, por lo tanto su presión de vapor es de 0.0467 atmosferas.

Los gases que salen del evaporador tienen una humedad de 0.214 moles de H_2O /mol de gases húmedos, y una presión de vapor de --- 0.214 atmosferas; para determinar P se tiene:

0.587	Presión de vapor de la solución	0.69
<u>0.214</u>	Presión de vapor de los gases	<u>0.047</u>
0.373	Diferencias de presión	0.643

Resolviendo se tiene $\Delta P = 0.51$ atmosferas.

Determinación del volumen del evaporador:

$$V = \frac{W}{\Delta P K_a} = \frac{156.9}{0.51 \times 45.2} = 6.8 \text{ ft}^3$$

Altura del evaporador: $\frac{6.8}{1.545} = 4.41 \text{ ft.}$

Hacemos la torre de 6.8 ft de alto.

El flujo de H_2SO_4 a través del evaporador es de 3160 lb/hr ft²

En 1.545 ft² el flujo es de 4920 lb/hora; considerando un peso específico medio de 1.3936 gr/cm³, se tiene un flujo de 70.5 galones por minuto.

CALCULO DEL LAVADOR DE AIRE

El aire entra a 160°C. con una humedad de 0.214 moles de -- H_2O /mol de aire húmedo, y sale saturado a una temperatura de 50°C., a esta temperatura corresponde una humedad de 0.1227 moles de H_2O por mol de aire húmedo.

El agua lavadora se alimenta a 20°C., con una presión de vapor de 0.7" de Hg, equivalente a 0.0307 atmósferas; el agua que sale del lavador se encuentra a 45°C., con una presión de vapor de 1.085" de Hg, equivalente en México a 0.0912 atmósferas.

Consideramos la misma sección de la torre que la del evaporador siendo en consecuencia el mismo valor de K_L .

Cálculo de ΔP .

0.214	Presión de vapor de los gases	0.1227
<u>0.0912</u>	Presión de vapor del agua	<u>0.0307</u>
0.1228	Diferencias de presión	0.0920

Resolviendo, se tiene: $\Delta P = 0.1074$ atmósferas

Cantidad de agua necesaria. $m = \frac{Q}{C \Delta t}$

Cantidad de calor por remover = Calor sensible de los gases secos de 160 a 50°C + Calor sensible del agua contenida por los gases, considerada en estado de vapor + Calor latente del agua condensada.

$$Q = 1137 \times 0.2425 (160 - 50) 1.8 + 193.43 \times 0.5 (160 - 50) 1.8 + \frac{0.214 - 0.1227}{0.214} 193.43 \times 1035 = 159180 \text{ Btu/hr}$$

El calor latente de vaporización del agua a 50°C. es 1035 Btu/lb.

Agua necesaria: $\frac{159180}{1 \times 25 \times 1.8} = 3540 \text{ lb/hr.}$

Volumen de la torre; (siendo $W = 82.5 \text{ lb/hr}$)

$$V = \frac{3540}{0.1074 \times 45.2} = 17 \text{ ft}^3$$

Altura de la torre lavadora: $\frac{17}{1.545} = 11 \text{ ft.}$

Tanque de recirculación del H₂SO₄ con calefacción.

Dimensiones: Para una capacidad de 24 horas se requiere un volumen de 785 litros; hacemos el tanque de 1 metro de alto y 1 metro de diámetro, lo hacemos de fierro revestido de Pb.

Balance de Calor.

Vamos a calcular el calor necesario para calentar la solución ácida que se va a concentrar, de 20°C a 95°C, el calor específico medio de la solución es 0.65 Btu/lb °F, la masa de la solución es 1034.35 Kg.

Calor necesario: $1034.35 \times 2.21 \times 0.65 \times 75 \times 1.8 = 194000$ Btu/hr

Como calefacción se usa vapor saturado a 30 lb/in² manométricas, que se encuentra a 134.5°C.

Determinación de la media logarítmica de las diferencias de temperaturas.

$$\Delta t_m = \frac{(134.5 - 20) - (134.5 - 95)}{2.3 \log \frac{(134.5 - 20)}{(134.5 - 95)}}$$

Resolviendo: $\Delta t_m = 70.4^\circ\text{C}$

Temperatura media de la solución de H₂SO₄: $134.5 - 70.4 = 64.1^\circ\text{C}$.

Para el cálculo de h₀ estimamos una temperatura de pared de 127°C. por lo que la temperatura de película exterior es de 95°C.

Para la determinación del coeficiente de transmisión utilizaremos como coeficiente de película interior un valor práctico - que recomienda el Brown and Marco: 1200 Btu/hr ft² °F; el error - que se tenga por esta aproximación es pequeño debido a que el coeficiente de película exterior tiene un valor pequeño y por lo tanto es el que mayor influencia tiene en el valor del coeficiente de transmisión; la transmisión de calor es por convección natural por lo que se usa la siguiente ecuación:

$$h_0 = c \frac{k}{L} \left(\frac{g B \theta L^3}{z k} \right)^{1/4}$$

en donde: k : conductividad térmica : 0.3 Btu/hr ft °F

L : Diámetro exterior : 0.1025 ft.

g : Gravedad : 4.17×10^8 ft/hr²

B : Expansión térmica : 0.000334 1/°F

θ : Diferencia de temperaturas entre el líquido y la pared

Vamos a calcular el calor necesario para calentar la solución ácida que se va a concentrar, de 20°C a 95°C, el calor específico medio de la solución es 0.65 Btu/lb °F, la masa de la solución es 1034.35 Kg.

Calor necesario: $1034.35 \times 2.21 \times 0.65 \times 75 \times 1.8 = 194000$ Btu/hr

Como calefacción se usa vapor saturado a 30 lb/in² manométricas, que se encuentra a 134.5°C.

Determinación de la media logarítmica de las diferencias de temperaturas.

$$\Delta t_m = \frac{(134.5 - 20) - (134.5 - 95)}{2.3 \log \frac{(134.5 - 20)}{(134.5 - 95)}}$$

Resolviendo: $\Delta t_m = 70.4^\circ\text{C}$

Temperatura media de la solución de H₂SO₄: $134.5 - 70.4 = 64.1^\circ\text{C}$.

Para el cálculo de h₀ estimamos una temperatura de pared de 127°C. por lo que la temperatura de película exterior es de 95°C.

Para la determinación del coeficiente de transmisión utilizaremos como coeficiente de película interior un valor práctico - que recomienda el Brown and Marco: 1200 Btu/hr ft² °F; el error - que se tenga por esta aproximación es pequeño debido a que el coeficiente de película exterior tiene un valor pequeño y por lo tanto es el que mayor influencia tiene en el valor del coeficiente de transmisión; la transmisión de calor es por convección natural por lo que se usa la siguiente ecuación:

$$h_0 = c \frac{k}{L} \left(\frac{g B \Theta L^3}{z k} \right)^{1/4}$$

en donde: k : conductividad térmica : 0.3 Btu/hr ft °F

L : Diámetro exterior : 0.1025 ft.

g : Gravedad : 4.17×10^8 ft/hr²

B : Expansión térmica : 0.000334 1/°F

Θ : Diferencia de temperaturas entre el líquido y la pared

S : Densidad media : $1.29 \times 62.43 = 80.7 \text{ lb/ft}^3$

C : Calor específico medio : $0.65 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$.

z : Viscosidad : 4.36 lb/ft hr .

c y d son constantes.

Los anteriores datos fueron tomados del Perry, considerando una temperatura de película de 95°C .

Substituyendo se tiene:

$$\frac{g \cdot B \cdot L^3 \cdot S^2 \cdot C}{z \cdot k} = \frac{4.17 \times 10^6 \times 0.000334 \times 113.5 \times 0.102^3 \times 80.7^2 \times 0.65}{4.36 \times 0.3}$$

$$= 5.51 \times 10^7.$$

Para este valor el Brown da como valores para las constantes:

d : 0.25; c : 0.55; substituyendo:

$$h_o = 0.55 \frac{0.3}{0.1025} (5.51 \times 10^7)^{0.25} = 138.7 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Recalculo de la temperatura de pared.

$$\frac{h_o}{h_i} = \frac{\Delta t_i}{\Delta t_o} = \frac{138.7}{1200.0} ; \quad y \quad \Delta t = 8.16^\circ\text{C}.$$

Temperatura de pared: $134.5 - 8.16 = 126.36^\circ\text{C}$, el valor estimado es muy semejante al recalculado.

Cálculo de U

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_o} - \frac{D_o}{D_i} \frac{1}{h_i}} = \frac{1}{\frac{1}{138.7} - \frac{1.23}{1 \times 1200}}$$

$$U = 102 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Area necesaria: } A = \frac{Q}{U \Delta t_m} = \frac{194000}{102 \times 70.4 \times 1.8} = 15.05 \text{ ft}^2.$$

$$\text{Largo de los tubos: } L = \frac{A}{\pi D} = \frac{15.03}{3.14 \times 0.1025} = 46.7 \text{ ft}.$$

Se utiliza un serpentín de 50 ft. de largo, de plomo.

Aparatos de control del evaporador y del lavador.

- 1.- Medidor de flujo de la solución ácida que se alimenta al -- evaporador.
- 2.- Termómetro a la entrada de los gases de combustión al evapo-

rador.

- 3.- Termómetro en la salida de los gases de combustión del evaporador.
- 4.- Termómetro en la salida de los gases del lavador
- 5.- Medidor de flujo en la entrada del agua al lavador.
- 6.- Medidor de temperatura en la salida del agua del lavador.
- 7.- manómetros en diferentes puntos del evaporador y del lavador.

DESCRIPCION DE LAS BOMBAS NECESARIAS.

- 1.- Para bombear la solución efluente de las celdas, del tanque # 1 al enfriador de vacío.
- 2.- Para alimentar la solución de persulfatos de los tanques 2 y 4 al convertidor.
- 3.- Para bombear el electrolito del tanque # 3 al tanque alimentador de las celdas (tanque # 5).
- 4.- Para bombear la solución de H_2SO_4 del tanque 6 al enfriador.
- 5.- Para bombear solución de H_2SO_4 del tanque # 7 (tanque purificador) al tanque de recirculación del evaporador.
- 6.- Para recircular el H_2SO_4 por el evaporador.
- 7.- Para bombear el H_2SO_4 de 50°Bé de densidad, del tanque # 9 a la retorta.
- 8.- Para bombear el H_2O de 35 % de concentración, producida en la destilación, a los tanques almacenadores.
- 9.- Para bombear agua de refrigeración al condensador de la torre fraccionadora.
- 10.- Para bombear agua fría al condensador # 2.
- 11.- Para bombear agua fría al lavador de gases.
- 12.- Para recircular la solución refrigerante de $CaCl_2$ por los tanques enfriadores.

Bomba # 1.- Líquido: Solución ácida de persulfato de amonio.

Flujo del líquido: Constante: 3 galones/min.

Altura estática: 30 pies.

Pérdida por fricción: 2 pies.

Altura manométrica: 32 pies.

Bomba seleccionada: Modelo 3/4 - CG - 1 de la Worthington Pump and Machinery Co.

Material de la bomba: Worthite, que es una aleación de 20 % de Cr, 24 % de Ni, 3 % de molibdeno y 3.5 % de sílice.

Características de la bomba: Orificio de succión: 1", orificio de descarga: 3/4", capacidad: 3 galones/min., cuando la altura manométrica es de 42 pies; y la velocidad de la bomba es de 2900 revoluciones por minuto.

Requiere un motor de 1/2 H. P. con 2900 R. P. M.

Bomba # 2.- Líquido: Solución ácida de persulfatos.

Flujo del líquido: 25 galones por minuto, calculando que el convertidor se llena en 15 minutos.

Altura manométrica: 22 pies.

Bomba seleccionada. Modelo 3/4-CG-1 de Worthite, de la Worthington, con las siguientes características:

Capacidad: 25 G. P. M.

Altura manométrica: 26 pies.

Motor necesario. de 3/4 de H. P. de 3000 R. P. M.

Bomba # 3.- Líquido: Solución ácida de persulfato de amonio.

Flujo del líquido: 3 G. P. M.

Altura manométrica: 28 pies.

Bomba seleccionada: Igual a la bomba # 1.

Bomba # 4.- Líquido: H_2SO_4 de 50°Bé

Flujo del líquido. 10 G. P. M. si se llena el enfriador en -
30 min.

Altura manométrica: 22 ft.

Bomba seleccionada. Modelo 3/4-CG-1 de material Worthite de -
la Worthington, con las siguientes características:

Capacidad: 10 G. P. M.

Altura manométrica: 40 ft.

Motor requerido: de 1/2 H. P. de 3000 R. P. M.

Bomba # 5.- Líquido: H_2SO_4 de 30°Bé.

Flujo del líquido. 10 G. P. M. si se llena el tanque del evapo-
rador. en 20 min.

Altura manométrica. 18 ft.

Bomba seleccionada: Igual a la bomba # 4.

Bomba # 6.- Líquido: H_2SO_4 de 30 y 50°Bé.

Flujo del líquido. 7 G. P. M.

Altura manométrica. 14 ft.

Bomba seleccionada. Modelo 3/4-CG-1 de Worthite, de la Worthing
ton Pump, con las siguientes características:

Capacidad: 7 G. P. M., si la

Altura manométrica: 42 ft.

Motor requerido. de 1/2 H. P., de 3000 R. P. M.

Bomba # 7.- Líquido: H_2SO_4 de 50°Bé.

Flujo del líquido: 10 G. P. M., si la retorta se alimenta en
3 minutos.

Altura manométrica. 15 ft.

Bomba seleccionada: Igual a la bomba # 6.

Bomba # 8.- Líquido: Solución de H_2O_2 .

Flujo del líquido: 10 G. P. M.

Altura manométrica: 20 ft.

Bomba seleccionada: Modelo 2PI de la General Ceramics Co., con las siguientes características:

Capacidad: 10 G. P. M., si la

Altura manométrica: 40 ft.

Motor requerido. de $1/2$ H. P. de 2000 R. P. M.

Bomba # 9.- Líquido: Agua.

Flujo del líquido: 8 G. P. M.

Altura manométrica: 30 ft.

Bomba seleccionada. modelo 3900-1-3/4 de la Deming Pump Co.

con las siguientes características:

Capacidad: 8 G. P. M., si la

Altura manométrica: 49 ft.

Motor requerido: de $1/2$ H. P. de 3000 R. P. M.

Bomba # 10.- Líquido: Agua.

Flujo del líquido. 43 G. P. M.

Altura manométrica: 30 ft.

Bomba seleccionada: Modelo 3910-1 1/4-1 de la Deming Pump Co.

con una capacidad de 80 G. P. M. y una

altura manométrica de 30 ft, como características.

Motor requerido: de 1 H. P. de 3000 R. P. M.

Bomba # 11.- Líquido: Agua.

Flujo del líquido: 7 G. P. M.

Altura manométrica: 30 ft.

Bomba seleccionada: Igual a la bomba # 9.

Bomba # 12.- Líquido: Solución de C_2Cl_2 al 25 %.

Flujo del líquido. 13 G. P. M.

Altura manométrica: 24 ft.

Bomba seleccionada: Modelo 3900-1-3/4 de la Deming Pump Co.

con una capacidad de 40 G. P. m., si la altura manométrica es de 30 ft.

Motor requerido: de 1/2 H. P. de 3000 R. P. m.

Dimensiones necesarias de la caldera.

En el proceso de la destilación se emplea vapor en una forma intermitente, se usa en periodos de 4 horas y se deja de usar en periodos de 2 horas, alternandose los periodos, Se aprovecha uno de los recesos para calentar el H_2SO_4 que se alimenta al evaporador.

En el proceso de la destilación se requiere una cantidad de vapor que produzca 430000 Btu/hora, considerando una eficiencia de 60 % se requiere una caldera de:

$$\frac{430000}{34.5 \times 0.60} = 18 \text{ H. P.}$$

Dimensiones de la planta de refrigeración.

Frio necesario:

en el primer refrigerante: 29767 Btu/hr.

en el segundo refrigerante: 18984 Btu/hr.

Total : 48751 Btu/hr.

Capacidad de la planta de refrigeración: $\frac{48751}{12000} = 4.0 \text{ Tons.}$

Utilizaremos una planta de refrigeración de 6 toneladas de capacidad.

CONSIDERACIONES ECONOMICAS

No se pretende presentar un balance 100 % verídico y real, pero si al menos se desea dar una idea aproximada del costo de la planta y del costo de producción.

Los datos aqui citados, en su mayor parte han sido proporcionados por las casas vendedoras, pero en otros casos no fué posible obtener cotizaciones de algunas partes del equipo y se da un valor aproximado, tomando como base el valor de unidades semejantes.

Bases para los costos.

Personal requerido:

- 1 Ingeniero Químico encargado de la planta.
- 4 Químicos o Ingenieros Químicos.
- 4 Mecánicos encargados de la caldera y la planta eléctrica.
- 1 operario cada turno encargado de las celdas, enfriamiento de la solución efluente de las celdas, purificación de la misma y alimentación del electrolito a las celdas.
- 1 operario cada turno encargado de los convertidores.
- 1 operador cada turno encargado de las centrifugas.
- 1 operador cada turno encargado de la destilación.
- 1 operario únicamente en el primer turno encargado de la concentración y purificación del H_2SO_4 .
- 2 operarios en el primer turno encargados del envase del H_2O_2 y de su distribución.

Considerando los descansos semanales se necesitan 18 obreros.

Energía electrica requerida en un día:

En la electrólisis 2332 KW de corriente alterna.

Para alumbrado y motores 168 KW de corriente alterna.

Total: 2500 Kw.

Productos químicos requeridos en un día:

10 Kg de azufre.

11 Kg de amoniaco.

Combustible necesario:

En la caldera: (considerando una eficiencia de 30 %) 500 Kg.
de petroleo.

En el evaporador.: 40 litros de kerosina.

COSTO DEL EQUIPO

1.- Departamento de celdas.

101.-12 tanques de cerámica de 24" x 16" x 16"	\$	4000
102.-565 gramos de platino	\$	6170
103.-504 cátodos de grafito	\$	10000
104.-576 tubos de vidrio Pyrex de 15 mm de D. I.	\$	2500
105.-576 tubos de vidrio Pyrex de 11 mm. de D. L.	\$	2500
106.-36 blocks de grafito de 10.4 x 40.7 x 7.5 cm.	\$	900
107.-24 blocks de grafito de 8.5 x 40.7 x 7.5 cm	\$	600
108.-216 varillas de aluminio de 8 mm. de D. y 50 cm de largo	\$	200
109.-36 placas de aluminio de 0.75 cm. de espesor x 9cm x 50 cm.	\$	750
110.-72 barras de aluminio de 0.5 x 3 x 50 cm.	\$	400
111.-36 recipientes de hule, perforados.	\$	750
112.-Asbesto azul.	\$	1500
Total de las celdas	\$	<u>30370</u>

2.- Tanques

201.-1 tanque de acero inoxidable con alto contenido de SiO ₂ , de 1.2 m. de diámetro y 1.2 m. de alto	\$ 1500
202.-1 tanque de acero inoxidable con SiO ₂ , de 1.50 metros de alto y 1.5 m. de diámetro.	\$ 2300
203.-1 tanque de acero inoxidable con SiO ₂ de 2.15 metros de altura y de diámetro	\$ 4600
204.-1 tanque de acero inoxidable con SiO ₂ de 0.6 metros de diámetro y 0.7 m. de alto	\$ 900
205.-1 tanque de acero inoxidable con SiO ₂ de 0.95 metros de alto y de diámetro	\$ 1150
206.-3 tanques de fierro revestidos de plomo, de 1 metro de alto y 1 m. de diámetro.	\$ 2880
207.-1 tanque de fierro revestido de plomo, de 0.65 metros de alto y de diámetro	\$ 750
208.-2 tanques de aluminio de 2.50 metros de alto y de diámetro, de 1/4" de espesor	<u>\$ 8000</u>
Total de tanques	<u>\$ 22080</u>

3.-Enfriador de vacío y accesorios

\$ 6000

4.-Convertidor con refrigeración

401.-2 tanques con fondo cónico de 45° de inclinación, de 1.20 metros de diámetro y de altura lateral; de acero inoxidable.	\$ 3400
402.-2 agitadores con aspas, con un motor de 1 H. P. y bandas y reductores para la transmisión	<u>\$ 3500</u>
Total convertidores	<u>\$ 6900</u>

5.-Centrífuga del departamento de celdas, con canasta

de acero inoxidable, con motor de 5 H. P.

\$ 10000

6.-Planta de destilación.

601.-1 retorta de cerámica industrial, de 50 galones de capacidad.	\$ 1180
602.-1 separador de contacto, de porcelana y de cerámica industrial	\$ 500
603.-5 secciones de torre, 1 sección con alimentación lateral, 2 bases, 1 tapa y un soporte, - todo de cerámica industrial	\$ 2650
604.-9.42 ft ³ de anillos de 1" y 9.42 ft ³ de anillos de 9/16", de porcelana.	\$ 970
605.-Condensador de aluminio de la torre rectificadora	\$ 2400
606.-6 serpentines de aluminio de 1" de diámetro y 20 ft. de largo	\$ 300
607.-1 recipiente para vacío, de 22.5 galones de capacidad, de cerámica	\$ 300
608.-1 recipiente para contener H ₂ O ₂ , de cerámica, de 62 galones de capacidad	\$ 580
609.-1 recipiente de 274 galones, para contener el condensado, de cerámica.	\$ 3100
610.-Bomba de vacío que succiona 40 ft ³ /min.	\$ 5000
611.-5 termómetros	\$ 2500
612.-2 medidores de flujo de líquidos	\$ 1500
613.-1 medidor de flujo de gases	\$ 750
614.-1 manómetro	\$ 100
615.-1 Densímetro	\$ 200
Total destilación	\$ 22180 -----

7.-Centrífuga del departamento de destilación, con canasta de acero inoxidable con SiO ₂ , de 148 litros de capacidad, de 26" de diámetro y 1150 R. P. M., con motor de 5 H. P.	\$ 10000 -----
8.-Enfriador de H ₂ SO ₄ . 1 Tanque de fierro forrado de plomo de 0.85 m. de altura lateral y de diámetro, con fondo cónico de 45° de inclinación, con serpentín de plomo de 1" de diámetro	\$ 900 -----
9.-Productor de SO ₂ . 901.-1 tanque de fierro revestido de tabique re- fractario, para quemar azufre	\$ 500
902.-1 ventilador de 1/2 H. P.	\$ 600
903.-1 compresora de 1/2 H. P.	\$ 700
Total	\$ 1800 -----
10.-Evaporador de H ₂ SO ₄ . 1001.-2 torres de Fe revestidas de tabique a prueba de ácido, con la base de tabique refractario, de 8.8 ft. de alto y una sección de 1.5 ft. ² empacada con coke	\$ 1600
1002.-1 torre de Fe revestida de tabique a prueba de ácidos, de 11 ft. de alto y una sección de 1.5 ft. ² , empacada con coke.	\$ 1000
1003.-1 quemador de petróleo	\$ 800
1004.-1 ventilador modelo 23 de la Forge Co. con motor de 1 H. P.	\$ 875

1005.-1 tanque de Fe forrado de plomo, de 1 m. de alto y 1 m. de diámetro, con un serpentín de Pb de 1" de diámetro y 50 ft. de largo	\$ 3000
1006.-4 termómetros	\$ 1200
1007.-2 medidores de flujo de líquidos	\$ 1500
Total del evaporador	\$ 9975
11.-Caldera de 18 H. P.	\$ 15000
12.-Planta de refrigeración Worthington, de 6 toneladas de capacidad, con accesorios	\$ 23000
13.- 2 Generadores de corriente directa, de 75 KW de corriente directa y 2 motores de 100 KW	\$ 84000
14.- Substancias químicas requeridas	\$ 30000
15.- Bombas.	
1501.-6 Bombas modelo 3/4-CG-1 de Worthite de la Worthington, con motor de 1/2 H. P.	\$ 10325
1502.-1 bomba modelo 3/4-CG-1 de Worthite con motor de 3/4 H. P.	\$ 1650
1503.-3 bombas modelo 3900-1-3/4 de la Deming Pump con motor de 1/2 H. P.	\$ 1470
1504.-1 bomba modelo 3910- 1 1/4-1 de la Deming Pump con motor de 1 H. P.	\$ 850
1505.-1 bomba modelo ZPI de Cerámica Industrial de la General Ceramics, con motor de 1/2 H. P. de 2000 R. P. M.	\$ 3000
Total de bombas	\$ 17295
16.-Tuberías y conexiones.	

1601.-100 metros de tubo de acero inoxidable	\$ 1500
1602.-100 metros de tubo de plomo	\$ 800
1603.-100 metros de tubo de aluminio	\$ 700
1604.-200 metros de tubo de fierro	\$ 1500
1605.-10 válvulas de acero inoxidable	\$ 400
1606.-4 válvulas de cerámica industrial	\$ 300
1607.-4 válvulas de plomo duro	\$ 200
1608.-6 válvulas de fierro	\$ 150
1609.-Codos, tes, niples, etc.	\$ 1500
Total de tubos y conexiones	\$ 7035

17.-Instalación del equipo	\$ 30000

Costo total del equipo	\$ 326635

COSTO DE EDIFICIOS

2000 metros cuadrados de terreno	\$ 20000
Construcción de 2 pisos, de 200 metros cada piso	\$ 80000
Material de laboratorio y muebles	\$ 20000
1 Pick	\$ 10000
Total de edificios	\$ 130000

COSTO DE PRODUCCION

Base: 1 día.	
Sueldo Encargado de la planta (Ing. Químico)	\$ 75
Sueldo 4 Químicos	\$ 150
Sueldo 4 mecánicos	\$ 80
Salario de 18 obreros	\$ 180
Combustibles	\$ 30

Energía eléctrica: 2500 KW a \$ 0.06 el KW	\$ 150
Productos químicos	\$ 25
Envases	\$ 80
Amortización de muebles y depreciación de inmuebles, 10 % el año sobre lo invertido (\$ 456635)	\$ 125
Gastos de administración y ventas, que comprende el Sueldo de 1 gerente, 1 jefe de ventas, un contador, 2 ayudantes de contabilidad, 2 agentes, 3 taquígra- fas, rentas de local, telefonos, etc.	\$ <u>350</u>
Costo de producción de un día -----	\$ <u>1245</u> -----

Se tendría exención de impuestos durante 5 ó 10 años por tratar-
se de una industria nueva. Actualmente el precio del H₂O₂ en so-
lución de 35 % es de \$ 4.15 el kilogramo. Si se vendiera el agua
oxigenada producida a este precio se obtendría una ganancia neta
diaria de: \$ 1750 - \$ 1245 = \$ 505.

C O N C L U S I O N E S .

Me atrevo a asegurar que es posible y costeable la instalación de una fábrica de agua oxigenada en México.

La fábrica deberá situarse en un lugar en el que se tenga energía eléctrica barata y agua fría en abundancia.

BIBLIOGRAFIA.

- 1.-F. Russell Bichowsky y Frederick D. Rossini. "The Thermochemistry of the chemical substances".
 - 2.-Badger and Baker. "Inorganic Chemical Technology".
 - 3.-Badger and Mc Cabe. "Elements of Chemical Engineering"
 - 4.-Walker, Lewis, Mc Adams and Gilliland. "Principles of Chemical Engineering".
 - 5.-Brown and Marco. "Introduction to Heat Transfer".
 - 6.-Mantell "Industrial Electrochemistry".
 - 7.-Riegel "Chemical Machinery".
 - 8.-Hougen and Watson "Industrial Chemical Calculations".
 - 9.-Robinson and Gillilan "Elements of Fractional Distillation".
 - 10.-Vilbrandt "Chemical Engineering Plant Design".
 - 11.-Perry "Chemical Engineering Handbook.
 - 12.-O. Maass "J. Am. Chem. Society" 2548-69 (1920)
 - 13.-Giguere "Can J. Research" (1940).
 - 14.-J. S. Reichert and R. H. Pete "Chemical Engineering" Abril de 1947.
 - 15.-Skirrow and Stein "Trans. Am. Electrochem. Soc." 38, 209 (1920)
 - 16.-V. W. Slater. "Chemistry and Industries" 58, 957-61 (1946).
 - 17.-Giguere. Tesis Profesional de la Universidad Mc Guille.
 - 18.-Archivos del Laboratorio de Investigación de la BECCO.
 - 19.-Archivos del Laboratorio Analitico de la BECCO.
 - 20.-Archivos del Departamento de Ingenieria de la Buffalo Electrochemical Co., de Buffalo, N. Y., E. U. A.
- La tesis del Sr. Francisco Borja trata ampliamente de las propiedades y aplicaciones del agua oxigenada.



FACULTAD DE QUÍMICA

BIBLIOTECA

fecha de devolución

El lector se obliga a devolver este libro antes del vencimiento de préstamo, señalado por el último sello

--	--	--

TESIS

VILLARREAL CASTAÑEDA, M.

1948

mt-57

Proyecto de una planta para la obtención de agua oxigenada

FECHA DE VENCIMIENTO

NOMBRE DEL LECTOR

Chavarín Aguilar



Tesis

1948

mt-57