UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

CALCULO PARA LA AMPLIACION DE UNA PLANTA DE CLORATO DE POTASIO

TESIS

Que para obtener el título de

INGENIERO QUIMICO

presenta

ISAAC HAIDENBERG KAC

MEXICO, D. F.

1972

Universidad Nacional Autónoma de México
UNAM
Biblioteca Central
Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

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.

J U R A D O

Presidente:	Eduardo Rojo y de Regil
Vocal:	Guillermo Carsolio Pacheco
Secretario:	Alejandro Anaya Durand
1er. Suplente:	Roberto Andrade Cruz
2°. Suplente:	José Luis Padillo de Alba

Sitio donde se desarrolló el tema: Pennwalt de México

Sustentante: Isaac Haidenberg Kac

Asesor del tema: Ing. Alejandro Anaya Durand

A Mis Padres con todo cariño y agradecimiento.

A Mis Hermanos Elías y Elena

A Mi Esthercita

A Mis Maestros con gratitud

A Mis Compañeros

A la Facultad de Química

SUMARIO

INTRODUCCION	i
GENERALIDADES	1
ESTUDIOS A REALIZARSE	15
OPERACION ACTUAL DE LA PLANTA	17
BALANCE DE MATERIALES	21
BALANCE DE CALOR	71
CONDICIONES DE SECADO FLASH	100
ESPECIFICACIONES COMPARATIVAS DE EQUIPOS	111
CONCLUSIONES	116
APENDICE	118
BIBLIOGRAFIA	125

INTRODUCCION

El presente trabajo tiene como finalidad el cálculo de la ampliación de una planta de clorato de potasio la cual se encuentra establecida en los terrenos de la Industria Pennwalt de México.

Su producción anual es de 1207 toneladas de clorato de potasio, con 24 celdas electrolíticas de grafitos operadas con una corriente de 10,000 A, cristalizador "Kristal Cooler", cambiador de calor tubular y sistema de secado "Flash".

En la ampliación se instalarán 24 celdas más, se mantendrá el flujo de corriente y se desean obtener 2415 toneladas por año de clorato de potasio con una humedad final de 0.06%.

Las condiciones de seguridad en el manejo del clorato de potasio son de vital importancia debido a su gran poder oxidante.

G E N E R A L I D A D E S

GENERALIDADES

El clorato de potasio tiene un peso molecular de 122.5 (5), cristaliza en sistemas monoclínicos, generalmente formando pequeños prismas, su punto de fusión es de 368°C, su peso específico es de 2.32 y un índice de refracción n_D^{20} 1.440. Su solubilidad es moderada; una solución saturada a 25°C contiene 7.5% de clorato de potasio; a 60°C, 20% y a 100°C, 36%. El calor de formación es de -91.33 Kcal/mol, mucho menor que el de cloruro de potasio, por lo que fácilmente se descompone por el calor, según las 2 reacciones siguientes:

$$4\ KClO_3 \text{ ---------- } 3\ KClO_3 + KCl$$

$$2\ KClO_3 \text{ ---------- } 2\ KCl + 3\ O_2 \text{ (domina a 400°C)}$$

Por calentamiento, el clorato de potasio se descompone en el correspondiente cloruro y oxigeno.

Mezclas de clorato de potasio con catalizador de óxidos metálicos principalmente con dióxido de manganeso, son usados como una fuente de oxigeno a nivel de laboratorio. Sus sales fundidas son agentes altamente oxidantes.

Mezclas de cloratos con materiales orgánicos han sido empleados como explosivos pero, debido a su extrema sensibilidad al choque, dichas mezclas no están clasificadas como explosivos permisibles.

Cloratos en soluciones ya sean neutras o alcalinas a temperatura ambiente no presentan propiedades exodantes. En soluciones ácidas son fuente de ácido clórico, el cual es un agente fuertemente oxidante.

Los cloratos pueden obtenerse por reacción química a partir de hipoclorito o por electrólisis con soluciones de cloruros. En ambos casos la reacción es entre molécula de ácido hipocloroso y iones hipoclorito, según la reacción:

$$2\ HClO + ClO^- \text{--------} ClO_3^- + 2H^+ + 2Cl^-$$

Esta reacción es favorecida por un calentamiento a 60-75°C y una acidez de 6.5-7.0.

Al proceso químico se le llama también proceso indirecto, en el cual, el cloruro es tratado con un alcali, generalmente clorato de calcio, para obtener una solución de hipoclorito.

Esta solución es calentada a 50-70°C y acidulada por absorción de cloro, haciendolo pasar por una torre a contracorriente con un flujo de cloro gas. Bajo estas condiciones la reacción se acelera. La solución acidulada se mantiene en agitación suave por una o más horas, teniendo lugar la reacción cuando el contenido de hipoclorito es menor a 10 g/l.

Para obtener $KClO_3$, se agrega cloruro de potasio, generalmente como una solución saturada caliente, en una cantidad en

exceso sobre las cantidades estequiométricas requeridas según la reacción:

$$2\ KCl + Ca(ClO_3)_2 \text{ ------- } 2\ KClO_3 + CaCl_2$$

La mezcla obtenida es agitada y dejada enfriar, algunas veces hasta 0°C, dando lugar entonces a la cristalización del clorato de potasio.

PROCESO DIRECTO O ELECTROLITICO.- La mayor parte del clorato de potasio comercial, es obtenido a partir de la electrólisis entre una solución de KCl o NaCl y clorato en celdas. Los ánodos dentro de cada celda son de grafito y en ellos tiene lugar la reacción. El cloro liberado reacciona con los iones hidroxilo presentes en la solución para producir iones clorito e hipoclorito; y con agua para formar ácidos hipocloroso y clorhídrico.

Manteniendo el electrolito en condiciones favorables de pH 6.2-7 la reacción entre el ácido hipocloroso y los iones hipoclorito pueden mantenerse y dará lugar al clorato. 6 Faradays son requeridos por molécula de clorato formado, según la siguiente ecuación

$$KCl + 3\,H_2O + 6F \text{ ---------- } KClO_3 + 3H_2$$

En las celdas para clorato existe un fuerte ataque al grafito por parte del ácido hipocloroso, según la ecuación:

$$C + 2HClO \text{ ---------- } CO_2 + 2H^+ + 2Cl^-$$

Esta reacción es independiente de la densidad de corriente y puede consumir más de la mitad del grafito a flujo de corriente bajos. Consecuentemente, una alta densidad de corriente en el ánodo, de 60 a 120 A/ft^2 es favorable, y la pérdida de grafito será mayormente en la descarga de iones hidroxilo, y esto varía con el uso efectivo dado a la celda.

CONDICIONES DE SEGURIDAD.- El clorato de potasio, como otros muchos productos químicos útiles, tiene sus propios peligros. El solo conocimiento de las propiedades potencialmente peligrosas de este producto, puede eliminar la mayoría de los actos inseguros, y puede reducir grandemente las ocasiones para que sucedan accidentes. El clorato de potasio es un agente oxidante, como se dijo anteriormente, lo cual significa que,

aunque no es inflamable por sí mismo, está siempre listo y en condiciones de suministrar oxigeno a cualquier cosa que pueda inflamarse. Aumenta el grado de encendido de cualquier material combustible.

Tres cosas son necesarias para hacer fuego:

OXIGENO + COMBUSTIBLE + CALOR

Respecto al clorato de potasio, definimos los combustibles como compuestos que pueden reaccionar con él para crear fuego, o cualquier otro peligro. Son particularmente peligrosos con el clorato de potasio los ácidos, materias orgánicas, azufre, bisulfitos, sulfuros, fósforo, metales en polvo, pinturas, sales metálicas (especialmente de cobre), compuestos de amonio y solventes. Los combustibles más comunes en un taller son las materias orgánicas. Esto incluye la madera, el aserrín, costalera, ropa, papel, comestibles, ceras de hidrocarburos, aceites y grasas. Los ácidos con el clorato, aún en solución, pueden ser explosivos, y en cualquier caso, pueden liberar gases peligrosos.

Normalmente, el clorato de potasio se recibe en tambores no retornables, de 100 ó 600 lbs., claramente marcados e iden-

tificados. En virtud de que este material se parece al cloruro de sodio, deberá mantenerse un cuidadoso control sobre los recipientes de embarque, y sobre el personal que maneja ambos materiales. Cualquier material que no sea identificado inmediatamente, deberá considerarse como clorato de potasio, hasta que se pueda hacer la debida identificación.

El clorato deberá ser usado directamente de su recipiente original, y este deberá conservarse herméticamente tapado cuando no esté en uso. Este material nunca deberá ser transferido a ningún otro recipiente, excepto cuando se sigan procedimientos de seguridad estrechamente vigilados.

Los tambores vacíos son un peligro potencial de fuego. Estos deberán estar cuidadosamente vaciados de todo el clorato, y lavados después, antes de deshacerse de ellos. Estos tambores no deberán ser usados para almacenar material orgánico.

El clorato de sodio no representa peligro para la salud, durante las operaciones ordinarias de manejo. No es altamente tóxico por inhalaciones o por contacto físico. Sin embargo, como cualquier otro material en polvo, debe tenerse cuidado de no inhalar cantidades excesivas. Grandes cantidades de cualquier polvo o neblina de polvo pueden ser dañinas para la salud, a pesar de ser "inofensivas" normalmente. En los lugares en donde es de esperarse que haya grandes cantidades de polvos esparcidos, es una buena práctica proporcionar al personal res

piradores especiales para polvos.

Ingerido en grandes cantidades el clorato de potasio es tóxico. Este puede cambiar la parte de la sangre que transporta el oxígeno (hemoglobina) a una forma que no lo pueda hacer en forma apropiada (methemoglobina), y la falta de suficiente oxígeno es fatal.

Las personas que manejan clorato de potasio sólido o en solución, deberán estar provistos de ropas especiales:

1. Overoles, o camisas y pantalón de algodón, fácilmente lavables.
2. Una gorra adecuada para cubrir la cabeza.
3. Zapatos o botas ahuladas, lavables.
4. Delantal de hule.
5. Goggles a prueba de salpicaduras.

Las ropas deberán cambiarse diariamente, incluyendo la gorra, y lavarse.

Las ropas o delantales contaminados con clorato en solución, deberán ser quitados antes de que se seque la solución. Si la solución salpicara dentro de las botas de hule, estas deberán ser quitadas y cuidadosamente lavadas antes de volverlas a usar. En climas calientes, la ropa contaminada con polvo de clorato y sudor, deberán cambiarse antes de que se seque el sudor. Si está húmeda la ropa deberá conservarse húmeda hasta que se cambie. Zapatos de cuero, guantes, cinturones y pulse-

ras de reloj NO DEBERAN DE SER USADAS NUNCA EN EL TRABAJO, NI LLEVARSE A CASA POR NINGUN MOTIVO. Antes de salir del trabajo se debe tomar una ducha. Deberán evitar los aceites, grasas o cremas protectoras de la piel. Estos materiales se combinan con el clorato, formando mezclas inflamables.

La experiencia en el manejo de substancias inflamables, ha enseñado que los tanques de inmersión son más eficientes que las regaderas de seguridad. El tanque de inmersión permite la inmersión total y el apagado del fuego. Un trabajador puede sentarse en el tanque, para sumergirse completamente. Las regaderas de seguridad pueden no siempre funcionar bien, y a veces resulta difícil humedecer adecuadamente las piernas encendidas de un pantalón, ya que el rocío viene desde arriba. Un tanque de acero de 2' x 4' x 2' (0.60 x 1.20 x 0.60 mts) con agua será suficiente.

No deberá haber por ningún motivo madera en el area en que se vaya a trabajar clorato. La madera contaminada con solución de clorato de potasio se puede inflamar con la presión y fricción de caminar sobre ella.

Deberá hacerse cualquier esfuerzo para evitar que caiga clorato en soleras, trabes, plataformas, marcos de ventanas y techos, donde puede mezclarse con polvos contaminantes para formar peligro de fuego. Todas las areas donde se pueda adherir el clorato deberán de lavarse continuamente.

Las partes de metal pulido en el equipo (círculos indicadores, conductos deslizantes de metal, etc.), deberán proteger se de la corrosión con gruesas aplicaciones de lubricante aprobado como compatible con el clorato de potasio. Los lubricantes más adecuados son:

FLUOROLUBE-HOOKER CHEMICAL COMPANY

HALOCARBONS-HALOCARBON COMPANY

KEL-F - 3M COMPANY

Las bombas que manejan clorato en solución o lechadas, deberán estar mecánicamente selladas o el empaque deberá estar equipado con un sello de agua a presión, para evitar la contaminación con clorato. La presión del agua en el sello deberá ser por lo menos de 5 psi sobre la presión interna de la bomba. Los soportes no deberán tener sellos de fibra o de aluminio ni rellenos de papel. Se pueden usar empaques trenzados Crane estilo C-1041 de teflón, o algún equivalente que esté lubricado con Fluorolube en su superficie y especificado como cobre de grafito, y procesado para servicio de oxígeno. Los llamados empaques de asbesto "puro", contienen frecuentemente fibras de algodón para darles fuerza, y deberán ser evitados. También se puede usar empaques de asbesto azul Africano impregnado de teflón.

Los motores TEFC con soportes sellados (sellos metálicos) son aceptables, pero los soportes deberán ser limpios y reempa

carse antes de usarse, con alguno de los lubricantes recomendados y deberán cambiarse una vez al año, aunque esto no sea necesario en las areas de contaminación donde esto sea posible.

El soldar y cortar puede ser peligroso, por lo tanto será bueno:

1. Enseñar perfectamente a los soldadores de los peligros del clorato.

2. Pídaseles que humedezcan todo aquello que ellos puedan posiblemente alcanzar con una chispa.

3. Téngase siempre cerca un segundo hombre, con una manguera de agua adecuada, cuando se va a soldar o cortar en el area de clorato por si acaso. El agua deberá estar lista para salir.

Las prácticas de una buena limpieza pueden también minimizar los peligros de el tercer ingrediente del fuego: el calor. En absoluto no se permitirá fumar en ninguna de las áreas donde se maneja clorato. Esto incluye no solamente los cuartos de operación, descarga y almacenaje, sino también los cuartos de baño y vestidores, donde pudiera haber ropas contaminadas.

Se deberán designar áreas seguras para fumar. Estas deberán estar cerca de un tanque de inmersión, en caso de fuego.

No importa que tan cuidadoso se pueda ser, de vez en cuando hay derrames. A fin de estar preparados para derrames de lorato seco, se seguirán las siguientes medidas preventivas:

1. Descárguese y almacénese el clorato de potasio de los tambores sobre suelos de concreto, en una area limpia.

2. Bárrase el derrame de los tambores metálicos inmediatamente y póngase dentro de nuevos recipientes metálicos. Si el producto derramado no está completamente puro y sin contaminaciones, deberá desperdiciarse. Usense escobas de fibra sintética, no natural, y lávense éstas después de usarse.

3. Lávense los suelos de concreto y drénese a la coladera, si el clorato seco no puede ser barrido, o si hay soluciones derramadas.

4. Evítese el manejo o transporte sobre pisos de madera, y la colocación de cloratos en áreas donde haya madera que pueda contaminarse. La madera que haya sido contaminada con clorato de sodio, deberá eliminarse quemándola si es posible.

5. Si la madera no puede ser excluída del área de trabajo, ésta deberá tener un tratamiento especial que minimice el peligro.

6. Los derrames y fugas deben evitarse que entren en contacto con ácidos, materias orgánicas, azufre y sulfuros, fósforo , metales en polvo, compuestos de amonio y otros materiales combustibles.

ELIMINACION DE DESPERDICIOS.- El clorato de potasio es mejor eliminado, diluyéndolo con grandes cantidades de agua, y tirán-

dola al drenaje. Los pozos y alcantarillas deberían ser claramente identificados si van a recibir cloratos, y algunos otros productos químicos, tales pozos y alcantarillas no deberán recibir cloratos debido a que ellos reaccionan con los ácidos y forman cloro y bioxido de cloro que es tan tóxico como explosivo.

Antes de mandar el clorato al drenaje, chéquese con las autoridades locales para saber si este drenado está permitido. También chéquese para saber si en el mismo drenaje se descargan otros productos químicos, que puedan crear un peligro al mezclarse con estos productos del clorato. Si el drenaje no puede ser usado para este fin, entonces se podrán usar los siguientes métodos:

1. La solución puede ser bombeada a un pozo de desperdicio. El pozo deberá bardearse, resguardarse y vigilarse adecuadamente, para prevenir que el personal caiga en él, con el tiempo, la solución se descompone y se vuelve inofensiva. Se deberá tener cuidado si el pozo se encuentra cerca de un plantío; el clorato de potasio es un excelente herbicida y matará en poco tiempo todas las plantas que toque, incluyendo árboles y raíces.

2. Si hay un área para quemado de desperdicios de combustibles, las soluciones o sólidos pueden ser secados y luego quemados. Deberá tenerse gran cuidado aquí; serán necesarias

medidas adicionales mas estrictas que las normales para el quemado de desperdicios, ya que el material seco puede ser explosivo.

PARA APAGAR EL FUEGO.- Como el clorato de potasio contiene oxigeno, los métodos usuales de extinción de fuego, no serán útiles. El clorato de potasio libera oxígeno y el tratar de apagar el fuego con una manta, o los extinguidores de bióxido de carbono o químicos, no son de ningún valor. Si el fuego de clorato está encerrado, como en un recipiente cerrado, la liberación de oxígeno puede levantar suficiente presión para causar una explosión. El único modo de suspender un fuego de clorato es enfriándolo, por lo tanto, un fuego de clorato será mejor extinguido inundándolo de agua. Esto reduce la temperatura del fuego, de modo que el clorato estará más frío que el punto en que este puede liberar oxígeno, sin óxigeno adicional el fuego se apaga.

Si la ropa de un hombre se incendia como resultado de una contaminación e ignición de clorato seco, debe tirarse o ser tirado dentro de un tanque de agua. Las mantas contra incendio nunca deberán usarse, ya que estas confinan el calor del fuego de clorato cerca del cuerpo del hombre.

PRIMEROS AUXILIOS.- Aunque el clorato de potasio no es altamente tóxico, la ingestión excesiva, inhalación del polvo y

salpicadura de solución en los ojos, deberán ser evitados.

Si se sufre salpicadura de clorato de potasio, lávese completamente con grandes cantidades de agua. Asegúrese que se ha quitado toda la solución.

ESTUDIOS A REALIZARSE

ESTUDIOS A REALIZARSE

Durante el presente trabajo se llevarán a cabo los siguientes estudios:

1. BALANCE DE MATERIALES.- Tiene por finalidad la obtención de las nuevas cantidades de materiales que se tendrán en todos y cada uno de los equipos y tanques, siendo importantes los siguientes valores ha obtenerse:

a) Los valores de concdntración de NaCL, $NaClO_3$, KCl y $KClO_3$ en cada tanque de los enunciados en el capítulo anterior, durante las diferentes etapas del proceso (ver gráfica No. 1 y Tabla No. 4 del Apéndice).

b) Los valores de alimentación de sales a los tanques T-2A y T-2B.

c) La cantidad en % de cristales de $KClO_3$ en el cristalizador y dado este valor obtener los requerimientos de transferencia de calor en el enfriador.

d) La producción final de cristales que serán secados.

2.- BALANCE DE CALOR.- Se determinará la capacidad máxima de trabajo del enfriador actual para saber si es capaz de llevar a cabo el enfriamiento necesario en el magma, de no ser así se darán sus condiciones finales y se diseñará uno nuevo.

3.- CONDICIONES DE SECADO FLASH.- Se obtendrán los valores de: número de unidades de transferencia, la eficiencia de seca-

do y la eficiencia térmica así como la longitud del ducto necesaria para el secado.

OPERACION ACTUAL DE LA PLANTA

OPERACION ACTUAL DE LA PLANTA

El proceso continuo actual de la planta se dará a continuación. El diagrama de flujo así como las especificaciones de servicios y bombas se dá en el apéndice (Tablas No. 1, 2 y 3, así como Diagrama No. 1).

1. PREPARACION DE LA SALMUERA.- Al tanque 9 (T-9), con capacidad de 2880 gal., llega salmuera de NaCl a una temperatura de 55°C la cual proviene de la planta de sosa caustica también establecida en industrias Pennwalt. Se diluye esta salmuera hasta la concentración deseada para celdas que es de 252 g/l.

2. TANQUE DE RECIRCULACION DE CELDAS T-1.- Por derrame del T-9, se alimenta T-1. Este tanque actua como recipiente de recirculación del licor de las celdas con el fin de permitir el tiempo de residencia necesario, para que las reacciones electroquímicas de las celdas se efectuen.

3. COLUMNA C-1.- En esta columna se ajusta el pH de la solución que se alimentará a celdas, en valores de 6.8 a 6.9. Lo anterior se lleva a cabo mediante la inyección de cloro gas. La torre tiene también un derrame al T-1.

4. VENTILADOR B-1.- Su principal finalidad es extraer los gases qué se producen en las celdas (H_2 principalmente) y permitir una dilución de estos con aire antes de eliminarlos a la atmosfera.

5. TANQUES DE PRECIPITACION T2A y T2B.- Estos tanques trabajan de la siguiente forma:

El T2A se llena en un tiempo de aproximadamente 8 horas. Con la alimentación proveniente de P-2, se lleva a ebullición por medio de vapor en un serpentín y se mantiene una concentración de 14.45% de NaCl en solución. Al descargarse el T2B por medio de la bomba P-3 al T-3 la solución de T2A pasa a T2B y se repite la operación en T2A, por lo tanto el trabajo de estos tanques es intermitente y alternados.

Se agrega $Na_2S_2O_3$ para oxidar el cloro presente siendo la ecuación:

$$2Na_2S_2O_3 + Cl_2 \text{ ---------- } Na_2S_4O_6 + 2NaCl.$$

Tiosulfato de Na Tetrationato de Na

La solución tratada se vacía en un lapso aproximado de 1 hora mediante la bomba P-3 al tanque T-3.

6. VENTILADOR B-2.- Este equipo ayuda a la extracción de los gases y vapores generados en los tanques T2A y T2B. La capacidad del ventilador es alta (3500 ft^3/min).

7. TANQUE DE CONVERSION T-3.- La solución que se descarga de los tanques T2A y T2B tiene $KClO_3$ (recirculación de aguas madres) y $NaClO_3$ (producción de celdas). Es preciso convertir este $NaClO_3$ a $KClO_3$, lo cual se verifica agregando cantidades

estequiométricas de KCl a la solución en la tolva H-1.

8. TANQUE T-5.- Este es un tanque de balance destinado a mantener una alimentación constante y continua al cristalizador.

9. CRISTALIZADOR Y ENFRIADOR.- El sistema de cristalización consiste básicamente en enfriar el líquido en un cambiador de calor tubular, recirculando a un tanque de residencia (que es el propio cristalizador) a un gasto elevado (2000 gpm). En esta forma, el líquido que se tiene en el tanque en cualquier momento se encuentra a la temperatura final deseada (25°C) y desde luego permitir la cristalización del $KClO_3$. El tiempo de residencia del clorato en el cristalizador es de 11 horas lo que permite su crecimiento.

El medio de enfriamiento es agua a 21°C de la torre de enfriamiento que se recircula a un gasto de 1200 gpm.

La principal finalidad de mantener fuerte recirculación en el enfriador (agua y magma) es mantener una diferencia de temperatura lo más baja y uniforme posibles con el fín de evitar posibles incrustaciones en los tubos.

10. TANQUE ASENTADOR T-6.- La descarga continua del cristalizador que es una suspensión de 11% de cristales de $KClO_3$, se envía mediante la bomba P-9 al tanque T-6. Su función es la de recibir y asentar los cristales provenientes de la con-

trífuga.

11. TANQUE DE AGUAS MADRES T-7.- El tanque T-7 recibe el derrame del Tanque T-6, que consiste en un líquido claro. Por medio de la bomba P-11 se envía el líquido al T-1.

12. TANQUE T-8.- Trabaja alternando con el T-7 y lleva a cabo las mismas funciones.

BALANCE DE MATERIALES

[illegible]

Balance de materia en una celda:

Proceso continuo

H_2 0.25 Kg/h

Alimentación	CELDAS	Descarga
416.91 Kg/h		416.66 Kg/h

Corriente eléctrica
= 10000 amperes-hora

Base de cálculo: 1 hora

Alimentación:

Flujo volumétrico = 333 l/h
Conc. NaCl = 157 g/h
Conc. $NaClO_3$ = 230 g/h
Sp. Gr. = 1.252

Sales alimentadas inicialmente por celda.

NaCl: $\frac{333 \times 157}{1000}$ = 52.28 Kg NaCl/h

$NaClO_3$: $\frac{333 \times 230}{1000}$ = 76.59 Kg $NaClO_3$/h

H_2O: 333 x 1.252-52.28-76.59 = [illegible] Kg H_2O/h

[illegible] Kg totales/h

Transformación en celdas:

Con 10,000 amperes-h y 80% de eficiencia se tiene una producción/celda =

$$\frac{\frac{106.5\ g}{6}}{96500\ amp\text{-}seg} \times 10{,}000\ amp. \times \frac{1\ Kg}{1000\ g} \times \frac{3600\ seg}{1\ h} = 5.28\ Kg\ NaClO_3/h$$

$$NaCl\ consumido = 5.28 \times \frac{58.5}{106.5} = 2.89\ Kg\ NaCl/h$$

$$Agua\ que\ se\ elimina = 5.28 \times \frac{54}{106.5} = 2.67\ Kg\ H_2O/h$$

H_2 que se produce:

$$5.28 \times \frac{6}{106.5} = 0.295\ Kg\ \frac{H_2}{h}$$

$$= 0.147\ Kg\ mol\ H_2/h$$

$$= 147\ g\ mol\ H_2/h$$

$$= 0.323\ lb\ mol\ H_2/h$$

Sales que se descargan de la celda:

	Kg/h	g/l	Composición %
NaCl: 52.28-2.89 =	49.39	130	11.85
$NaClO_3$: 76.59+5.28 =	81.87	296	19.65
H_2O: 288.04-2.67 =	285.37	-	68.50
	416.63		100.00

Sp. gr. = 1.251

Volumen descargado =333 l/h

Balance total en la celda:

Entra		Sale	
Solución	416.91	Solución	416.63
		Hidrógeno	0.295
			416.925

Solución que se descarga de 48 celdas

	Kg/h
NaCl	2370.72
$NaClO_3$	3929.76
H_2O	13681.92
	19982.40
Sp. gr.	1.251
Gasto volumétrico	16000 l/h

Solución que se manda a proceso = 10% descarga celdas

	Kg/h
NaCl	237.07
$NaClO_3$	392.97
H_2O	1368.19
	1998.24
Sp. gr.	1.251
Gasto volumétrico	1600 l/h

<u>$NaClO_3$ que debe separarse</u> de la solución para producir las 291.6 Kg/h $KClO_3$ será según se ha visto igual a 126.96 Kg $NaClO_3$/h con 80% de eficiencia en celdas.

Eficiencia de recuperación de $NaClO_3$ que se considera:

$$\frac{126.96}{392.97} \times 100 = 32\ \%$$

LOCALIZACION DEL PROCESO EN EL DIAGRAMA DE EQUILIBRIO.-

1. La celda se alimenta originalmente con una solución acuosa de NaCl. (Ver gráfica No. 1 y Tabla No. del Apéndice.)

Composición:

	g/litro	%		%
NaCl	252	20.1	Na^+	7.9
H_2O	1000	79.9	Cl^-	12.2
Total	1252	100.0	H_2O	79.9
Sp. gr.	1.252			

2. Localización del punto de alimentación inicial a la celda (punto A)

$$\text{Para } Cl^-: y = \frac{\frac{12.2}{35.5}}{\frac{12.2}{35.5}} = 1.0$$

Para K^+: X = 0

$$\text{Para } H_2O: \frac{79.9}{0.344} = 232.2 \quad \frac{H_2O}{\text{gmol sal seca}}$$

3. Composición final en la descarga de celdas, lista para enviar a proceso.

	%			%
$NaCl$	11.85	Na^+	4.65 + 4.24 =	8.89
$NaClO_3$	19.65	Cl^-	=	7.19
H_2O	68.50	ClO_3^-	=	15.40
		H_2O	=	68.49
	100.00			100.00

4. Punto de descarga de celdas (punto B)

$$\text{Para } Cl^-: y = \frac{\frac{7.19}{35.5}}{\frac{7.19}{35.5} + \frac{15.40}{83.5}} = 0.5233$$

$$\text{Para } K^+: = 0$$

$$\text{Para } H_2O: = \frac{68.49}{0.355} = 193 \frac{g\ H_2O}{gmol\ sal\ seca}$$

5. La temperatura de descargas de celdas se mantendrá abajo de 40°C, de manera que no haya riesgo de cristalización en ellas.
6. A proceso se manda solo el 10% de la solución descargada de celdas.
7. En el T —2A/2B se calienta la solución hasta la temperatura de ebullición a P atmosférica, temp. ebull. aproximadamente igual a 100°C.
8. La isoterma que gobierna ahora es la de 100°C.
9. Si ahora a 100°C de la solución, se agrega KCl para transformar 100% el $NaClO_3$ a $KClO_3$ se tendrá en la solución.

Transformada la composición siguiente:

a) Solución por tratar:

	Kg/h
NaCl	237.07
$NaClO_3$	393.97
H_2O	1368.19
	1998.23

b) KCl que se agrega:

$$392.97 \times \frac{74.5}{106.5} = 274.81 \text{ Kg/h}$$

c) Reacción:

$$NaClO_3 + Kcl \longrightarrow KClO_3 + NaCl$$

d) Incremento de NaCl:

$$392.97 \times \frac{58.5}{106.5} = 215.85 \text{ Kg/h NaCl}$$

e) $NaClO_3$ residual = 0

f) $KClO_3$ que se forma:

$$392.97 \times \frac{122.5}{106.5} = 452 \text{ Kg/h}$$

g) Composición de la solución transformada: (C)

		Kg/h	%		%
NaCl	237.07 + 215.85 =	452.92	19.91	Na^+	7.82
$KClO_3$	=	452.00	19.88	K^+	6.32
H_2O	=	1368.19	60.21	Cl^-	12.08
		2272.92	100.00	ClO_3	13.55
				H_2O	60.23
					100.00

Sp. gr. = 1.39

10. Localización del punto de salmuera tratada en diagrama de equilibrios.

$$\text{Para } Cl^-: y = \frac{\frac{12.08}{35.50}}{\frac{12.08}{35.50} + \frac{13.55}{83.50}} = \frac{0.3402}{0.5024} = 0.6772$$

$$\text{Para } K^+: x = \frac{\frac{6.32}{39}}{\frac{6.32}{39} + \frac{7.82}{23}} = \frac{0.1620}{0.1620+0.3400} = 0.3227$$

$$\text{Para } H_2O = \frac{60.23}{0.5020} = 120 \frac{g\ H_2O}{g \text{ mol de sales secas}}$$

11. La cristalización termina en el punto D donde la composición de la sal seca es la siguiente:

Fracción mol Na^+	0.890
Fracción mol K^+	0.110
Fracción mol Cl^-	0.890
Fracción mol ClO_3	0.110

Sólo hay NaCl y $KClO_3$ en la solución.

12. La composición % de la solución madre D, después de la cristalización será:

	g/l	%		%	PM	moles	Fracc. mol
NaCl	270	20.14	Na^+	7.91	23	0.3439	0.8893
$KClO_3$	70	5.22	K^+	1.66	39	0.0428	0.1106
		25.36				0.3867	
H_2O	1000	74.64	Cl^-	12.23	35.5	0.3445	0.8893
	1340	100.00					
			ClO_3^-	3.56	83.5	0.0422	0.1106
				25.36		0.3867	

Para el agua en D se tiene:

$$H_2O = \frac{74.64}{0.3867} = 193 \frac{g\ H_2O}{g\ mol\ sal\ seca}$$

Sp. gr. 1.25

13. La composición del punto D es la composición de la solución de aguas madres que se recircula del proceso a las celdas.

a) Sales disueltas que se tienen en C.

	Kg/h	%
NaCl	452.73	19.91
$KClO_3$	452.00	19.88
H_2O	1368.19	60.21
	2272.92	100.00

b) Base de cálculo: El NaCl presente en C es el mismo que se tiene en A.

c) Análisis de la solución en D.

NaCl	20.14
$KClO_3$	5.22
H_2O	74.64

d) Peso total de la solución con la composición D.

$$= \frac{452.73}{0.2014} = 2248 \text{ Kg/h}$$

e) Sales que están disueltas en D

$$\begin{aligned} NaCl &: 2247.9 \times 0.2014 = 452.72 \text{ Kg/h} \\ KClO_3 &: 2247.9 \times 0.0522 = 117.34 \text{ Kg/h} \\ H_2O &: 2247.9 \times 0.7466 = 1678.28 \text{ Kg/h} \\ & \qquad\qquad\qquad\qquad\quad \overline{2247.34} \end{aligned}$$

f) Sales que se han cristalizado

$$\begin{aligned} NaCl &\quad 452.73 - 452.72 = 0 \\ KClO_3 &\quad 452.00 - 117.34 = 334.66 \text{ Kg/h } KClO_3 \end{aligned}$$

14. En las celdas solo se tiene una transformación de NaCl a $NaClO_3$ pero el contenido total de Na^+ ó el de K^+ <u>no cambian</u>.

15. Se considera que el agua presente en el punto E es suficiente para impedir que se alcance la condición de saturación a 35 ó 40°C, que es la temperatura de trabajo en las celdas.

16. La composición en el punto E deberá ser entonces:

Fracción mol de Na^+ = 0.8811
Fracción mol de K^+ = 0.1188
Fracción mol de Cl^- = 0.4965
Fracción mol de ClO_3 = 0.5034

Composición en punto E:

	g/l	%				%	p.m.	moles	Fracc. mol.
NaCl	150	10.45	Na^+	4.10+3.15	=	7.25	23	0.3152	0.8811
$KClO_3$	75	5.22	K^+		=	1.66	39	$\frac{0.0425}{0.3577}$	0.1188
$NaClO_3$	210	14.63	Cl^-		=	6.35	35.5	0.1776	0.4965
H_2O	$\frac{1000}{1435}$	$\frac{69.70}{100.00}$	ClO_3	3.56+11.48	=	15.04	83.5	$\frac{0.1801}{0.3577}$	0.5034

Para el agua en E se tiene:

$$\frac{69.70}{0.3577} = 194.84 \text{ g } H_2O/\text{g mol sal seca}$$

17. Sales que se tiene disueltas en la solución E.

Para hacer este cálculo se toma como base que el $KClO_3$ que está disuelto en D permanece constante en E de manera que el peso total de solución E es

$$= \frac{117.34}{0.0522} = 2247.88 \text{ Kg/h de solución}$$

Sales disueltas en E.

$NaCl$: $2247.88 \times 0.1045 = 234.90$ Kg/h

$KClO_3$: $2247.88 \times 0.0522 = 117.34$ Kg/h

$NaClO_3$: $2247.88 \times 0.1463 = 328.86$ Kg/h

H_2O : $2247.88 \times 0.6970 = \underline{1566.78}$ Kg/h

2247.88

Agua que se pierde en la electrolisis:

$$1678.28 - 1566.78 = 111.50 \text{ Kg/h}$$

Se checará este valor en el agua calculado según el incremento de $NaClO_3$ que fué de 328.86 Kg/h $NaClO_3$

Agua consumida:

$$328.86 \times \frac{54}{106.5} = 166.73 \text{ Kg/h}$$

18. Cálculo de KCl necesario para transformar todo el $NaClO_3$ presente a $KClO_3$

$$328.86 \times \frac{74.5}{106.5} = 230.03 \text{ Kg/h} \quad KCl$$

19. $KClO_3$ que se forma a partir de $NaClO_3$

$$328.86 \times \frac{122.5}{106.5} = 378.18 \text{ Kg/h} \quad KClO_3$$

20. NaCl que se forma en la transformación,

$$328.86 \times \frac{58.5}{106.5} = 180.54 \text{ Kg/h} \quad NaCl$$

21. Sales que se tienen presentes en C

NaCl :	234.90 + 180.54 =	415.44 Kg/h
$KClO_3$:	117.34 + 378.18 =	495.52 Kg/h
H_2O :	1566.78 =	1566.78 Kg/h
		2477.74

22. Agua consumida en celdas.

Corresponde al $NaClO_3$ formado, que es igual a la diferencia entre el $NaClO_3$ que sale de celdas (E) y el que entra a las celdas (D).

$$= 328.86 - 0 = 328.86 \text{ Kg/h } NaClO_3$$

Agua consumida:

$$= 328.86 \times \frac{54}{106.5} = 166.73 \text{ Kg/h } H_2O$$

23. Análisis que se tiene en el punto C antes de ajustar el agua.

		Kg/h	%
NaCl :	=	452.73	18.06
$KClO_3$:	=	452.00	18.03
H_2O :	1368.19 - 166.73 =	1201.46	63.91
		2506.19	100.00

AJUSTE DEL BALANCE DE MATERIAL A LAS NECESIDADES DEL PROCESO

1. Producción final de $KClO_3$ base de cálculo: 291.6 Kg/h
2. Producción de cristales de $KClO_3$ que se requiere en el cristalizador (20% más por recuperación deficiente).

$$= 291.6 \times 1.20 = 349.92 \text{ Kg/h } KClO_3$$

Diferencia: $= 349.92 - 291.60 = 58.32$ Kg/h

3. Producción de cristales de $KClO_3$ que se obtiene con 2272.92 Kg/h de solución alimentada al cristalizador: (véase hoja 29, No. 13 f)

$$= 334.66 \text{ Kg/h de } KClO_3$$

4. Alimentación que debe tener el cristalizador para producir los 349.92 Kg/h de cristales de $KClO_3$ necesarios.

$$= \frac{2272.92}{305.43} \times 349.92 = 2604.00 \text{ Kg/h solución}$$

5. Análisis de la solución que se alimenta al cristalizador:

	%
NaCl	19.91
$KClO_3$	19.88
H_2O	60.21
	100.00
Sp. gr.	1.39

6. Sales disueltas de la solución que se alimenta al cristalizador.

NaCl : $2604.00 \times 0.1991 = 518.45$ Kg/h

$KClO_3$: $2604.00 \times 0.1988 = 517.67$ Kg/h

H_2O : $2604.00 \times 0.6021 = 1567.86$ Kg/h

2603.98 Kg/h

7. $KClO_3$ que cristaliza: 349.92 Kg/h

8. Composición de las aguas madres que resultan:

		Kg/h	%
NaCl :	=	518.45	23.00
$KClO_3$: 517.67 - 349.92	=	167.75	7.44
H_2O :	=	1567.86	69.56
		2254.06	100.00

9. Concentración de sólidos en el magma descargado del cristalizador:

$$\frac{349.92}{2254.06} \times 100 = 15.52\%$$

10. Cristales de clorato de potasio que se considera que pasan a través o por un lado de la tela filtrante de la centrífuga:

Se considerará un 5% del total de cristales alimentados:

$$349.92 \times 0.05 = 17.49 \text{ Kg/h } KClO_3$$

Cristales retenidos en la centrífuga:

$$349.92 - 17.49 = 332.43 \text{ Kg/h } KClO_3$$

11. Aguas madres que se considerarán retenidas en los cristales de $KClO_3$ después de la centrifugación de estos:

Se considerará un 5% sobre muestra húmeda centrifugada.

Peso total retenido en centrifugar antes de lavar:

$$\frac{332.43}{0.95} = 349.92$$

Peso de aguas madres retenidas:

$$349.92 - 332.43 = 17.49 \text{ Kg/h}$$

12. Sales que se quedan con las aguas madres retenidas:

NaCl	$17.49 \times 0.2300 = 4.02$ Kg/h	
$KClO_3$	$17.49 \times 0.0744 = 1.30$	
H_2O	$17.49 \times 0.6956 = 12.57$	

13. Sales que retornan con aguas madres al tanque de recirlación T-1 y se alimentan a celdas.

			%
NaCl :	518.45 - 4.02 =	514.43	23.00
$KClO_3$:	167.75 - 1.30 =	166.45	7.44
H_2O :	1567.86 - 12.57 =	1555.29	69.56
		2236.17	100.00

14. Localización en curva de equilibrio del nuevo punto de alimentación a celdas. (F)

	g/lt	%		%	p.m.	moles		Fracc. mol.
NaCl :	273	20.32	Na^+	7.99	23	0.3430		0.8943
$KClO_3$:	70	5.21	K^+	1.65	39	0.0423	0.3853	0.1056
H_2O :	1000	74.47	Cl^-	12.33	35.5	0.3430		0.8948
	1343	100.00	ClO_3^-	3.56	83.5	0.0423	0.3853	0.1056

15. $H_2O = \frac{74.47}{0.3853} = 193.2 \frac{g\ H_2O}{g\ mol\ sal\ seca}$

16. Composición en % de la solución descargada de las celdas; obtenido de la manera siguiente:

	g/ℓ	%				%	p.m.	moles		Frac. mol.
NaCl :	150	10.45	Na^+	4.10+3.15	=	7.25	23	0.3152		0.8814
$NaClO_3$:	210	14.63	K^+		=	1.66	39	0.0424	0.3576	0.1085
$KClO_3$:	75	5.22	Cl^-		=	6.35	35.5	0.1775		0.4963
H_2O :	1000	69.70	Cl_3^-	11.48+3.5	=	15.04	83.5	0.1801	0.3576	0.5036

17. Cálculo de la solución que se considera como descarga de celdas.

Se tomará como base el $KClO_3$ que se alimenta a las celdas con las aguas madres recirculadas:

$$= 2236.17 \times 0.0521 = 116.50$$

Este potasio permanece constante en las celdas.

Solución descargada de celdas $= \frac{116.50}{0.0522} = 2231.80$ Kg/h

18. Sales disueltas en la solución descargada de celdas que se enviará a proceso:

NaCl	2231.80 x 0.1045 =	233.22 Kg/h
$NaClO_3$	2231.80 x 0.1463 =	326.51
$KClO_3$	2231.80 x 0.0522 =	116.50
H_2O	2231.80 x 0.6970 =	1556.57
		2231.80

19. Formación de $NaClO_3$ en las celdas: 326.51 Kg/h

20. H_2 que se habrá desprendido en las celdas:

$$326.51 \times \frac{6}{106.5} = 18.40 \text{ Kg/h de } H_2$$

21. Volvamos a la centrífuga para calcular las pérdidas de $KClO_3$ con el agua de lavado.

a) El lavado de los cristales tiene por objeto eliminar las aguas madres que quedan retenidas con los cristales después de separar por centrifugación.

b) Se ha calculado en (11) un promedio de 17.49 Kg/h de aguas madres retenidas.

c) Se considera que un lavado con agua equivalente a 15 veces el valor de las aguas madres por desplazar, será suficiente para esa eliminación.

En esta forma se requerirán:

$$17.49 \times 15 = 262.35 \text{ Kg/h de } H_2O$$

d) Por otro lado, sabemos que antes de lavar se tienen en la centrífuga 332.43 Kg/hr de $KClO_3$. La diferencia que se tendrá con respecto a la producción final de $KClO_3$ será:

$$332.43 - 291.6 = 40.83 \text{ Kg/h } KClO_3$$

e) Considerando que después de la centrífuga todavía habrá mermas de $KClO_3$ en el secador y en los transportes y elevadores, solo podrá considerarse como perdido como

cristal en centrifugas un valor aproximado de:

$$20.00 \text{ Kg/h de } KClO_3$$

f) La solubilidad del $KClO_3$ en agua a 25°C es de $7.5 \frac{\text{Kg}}{\text{100 Kg de sol.}}$. Si consideramos que al lavar se se alcanza el 75% del valor de la saturación = 7.5 x 0.75 = 5.62% se tendrá entonces que el agua necesaria para lavar será:

$$\frac{20}{0.0562} - 20 = 335.87 \text{ Kg/h}$$

g) Agua de lavado que se considerará: 350 Kg/h .

22. $KClO_3$ que se considera retenido en la centrífuga todavía después del lavado:

$$= 332.43 - 20 = 331.43 \text{ Kg/h } KClO_3$$

23. Humedad final como agua que se tiene en los cristales centrífugados de $KClO_3$ y que es igual al 3% sobre la masa húmeda.

24. Peso total de los cristales húmedos centrifugados:

$$\frac{312.43}{0.97} = 322.09$$

25. Agua total retenida en los cristales lavados y centrifugados

$$322.87 - 312.43 = 9.66 \text{ Kg/h}$$

26. Agua de lavado que regresa a proceso

$$350.0 - 9.66 = 340 \text{ Kg/h}$$

27. Composición y sales que estarán disueltas en el agua de lavado.

	Aguas madres retenidas		Lavado y dilución		Kg/h	%
NaCl	4.02			=	4.02	1.06
$KClO_3$	1.30	+	20.00	=	21.30	5.63
H_2O	12.57	+	340.34	=	352.91	93.31
					378.23	100.00

28. Merma final de $KClO_3$ en secado, molienda y empaque

$$10.00 \text{ Kg/h}$$

29. Recuperación final de $KClO_3$: Se hará en húmedo y considerando una concentración de 3% en la solución final de la torre de polvos.

Peso de la solución final $= \frac{10.00}{0.03} = 333.33$ Kg/h

30. Agua necesaria para esta recuperación:

$$333.33 - 10.00 = 323.33 \text{ Kg/h de } H_2O$$

31. Solución final de lavado y recuperación que se retorna a los tanques 2A/2B.

				Kg/h	%
NaCl	4.02		=	4.02	0.55
$KClO_3$	21.30 +	20.00	=	41.30	5.63
H_2O	352.91 +	323.33	=	676.24	93.73
				721.56	100.00

32. Agua que se habrá de eliminar en el secador y que será igual a la que lleva como humedad el $KClO_3$ descargado de la centrífuga = 9.66 Kg/h H_2O.

33. Sales totales que llegan al T 2A/2B será:

= solución de celdas a proceso + solución final de lavado

NaCl	233.22 +	4.02	=	237.24 Kg/h
$NaClO_3$	326.51		=	326.51
$KClO_3$	116.50 +	41.30	=	157.80
H_2O	1556.57 +	676.24	=	2232.81
				2954.36

34. Agua que se requiere en la alimentación del cristalizador:

1567.86 Kg/h de H_2O

35. Agua que es necesario evaporar en el T 2A/2B:

2232.81 - 1567.86 = 664.95 Kg/h

36. Composición de la solución alimentada al T-3:

	Kg/h	%
NaCl	237.24	8.03
$NaClO_3$	326.51	11.05
$KClO_3$	157.80	5.34
H_2O	2232.81	75.58
	2954.36	100.00

37. Localización en el diagrama de equilibrio de la solución que se alimenta ahora al T-3 y antes de la transformación con KCl.

		%	p.m.	moles	mol total	Fracc. mol.
Na^+	3.16 + 2.39 =	5.55	23	0.2413		0.8469
K^+	=	1.70	39	0.0436	0.2849	0.1530
Cl^-	=	4.87	35.5	0.1372		0.4815
ClO_3^-	8.67 + 3.64 =	12.31	83.5	0.1477	0.2849	0.5184

Composición de agua = $\frac{75.58}{0.2849}$ = 265.28 g H_2O/g mol sal seca

38. KCl necesario para transformar todo en $NaClO_3$ en $KClO_3$:

$$326.51 \times \frac{74.5}{106.5} = 288.40 \text{ Kg/h KCl}$$

39. NaCl que se forma en la reacción:

$$326.51 \times \frac{58.5}{106.5} = 179.35 \text{ Kg/h NaCl}$$

40. $KClO_3$ que se forma en la reacción:

$$111.52 \times \frac{122.5}{106.5} = 375.56 \text{ Kg/h } KClO_3$$

41. Composición de la solución que resulta como alimentación al cristalizador

NaCl	237.24 + 179.35	=	416.59 Kg/h	16.54%
$KClO_3$	157.80 + 375.56	=	533.36 Kg/h	21.18%
H_2O	1567.86	=	1567.86 Kg/h	62.28%
			2517.81 Kg/h	100.00

42. Localización en el diagrama de equilibrio, del punto de alimentación al cristalizador:

	%	p.m.	moles	mol total	Fracc. mol.
Na^+	6.50	23	0.2826		0.6207
K^+	6.74	39	0.1728		0.3802
				0.4554	
Cl^-	10.04	35.5	0.2828		0.6222
ClO_3^-	14.44	83.5	0.1726		0.3777
				0.4554	

$$H_2O = \frac{62.28}{0.4554} = 136.70 \text{ Kg/h}$$

43. Corriente de descargas de celdas que se recircula al T-1: 9 veces el valor de la corriente que se manda a proceso.

NaCl	237.24 x 9	=	2135.16 Kg/h
$NaClO_3$	326.51 x 9	=	2938.59
$KClO_3$	157.80 x 9	=	1420.20
H_2O	2226.03 x 9	=	20034.27
			26528.22

44. Corriente que se descarga de celdas 10 veces al valor de

la corriente de proceso.

NaCl	237.24 x 10 =	2372.40
$NaClO_3$	326.51 x 10 =	3265.10
$KClO_3$	157.80 x 10 =	1578.00
H_2O	2226.03 x 10 =	22260.30
		29475.80

45. Corriente descargada de cada celda:

NaCl	2372.40/48 =	49.42 Kg/h
$NaClO_3$	3265.10/48 =	68.00
$KClO_3$	1578.00/48 =	32.87
H_2O	22260.30/48 =	463.75
		614.04

46. Composición de la solución que se alimenta a celdas.

Aguas madres recirculadas a T-1 + corriente de celdas recirculadas a T-1

			Kg/h	%
NaCl	2135.16 +	514.43 =	2649.59	9.22
$NaClO_3$	2938.59 +	=	2938.59	10.21
$KClO_3$	1420.20 +	166.45 =	1586.65	5.51
H_2O	20034.27 +	1555.29 =	21589.56	75.06
			28764.39	100.00

47. Solución que se alimenta a cada celda:

NaCl	2649.59/48 =	55.20 Kg/h
$NaClO_3$	2938.59/48 =	61.22
$KClO_3$	1586.65/48 =	33.05
H_2O	21589.56/48 =	450.00
		600.00 Kg/h

48. Producción real de hidrógeno en las celdas:

Producción de $KClO_3$: 291.60 Kg/h

Equivalente de $NaClO_3$: 254.30

H_2 formado: $\frac{254.3}{106.5} \times 6 = 12.18$ Kg/h de H_2

Moles de H_2: $\frac{12.18}{2} = 6.9$ Kg mol/h .

49. Aire para diluir el hidrógeno hasta un 2% de éste en volumen:

$$\frac{6.9}{0.02} = 345.00 \text{ Kg mol/h totales}$$

- moles de H_2 = $\frac{6.90}{338.10}$ Kg mol/h aire húmedo

$$= 338.10 \times 29 = 9804.90 \text{ Kg/h aire húmedo.}$$

Condiciones del aire en el lugar:

Temperatura bulbo seco	20°C = 68°F
Humedad %	50%
Humedad del aire;	0.0065 Kg H_2O /Kg aire seco

Kg/h aire seco = $\frac{1.0000}{1.0065} \times 9804.90 = 9736.2$

Kg/h de agua en el aire = 0.0065×9736.2 =

63.28 Kg H_2O/h

50. Agua que lleva consigo el hidrógeno de las celdas.

Se considera que el gas sale saturado.

H_2 producido = 12.18 Kg/h

Temperatura de la corriente de hidrógeno = 35°C = 95°F

Presión de vapor a 95°F = 1.650 in. Hg = 40.4 mm Hg.

Humedad de saturación a 95°F:

$$\frac{40.4}{586-40.4} = 0.0740 \frac{\text{Kg mol de } H_2O}{\text{Kg mol de } H_2}$$

$$= 0.740 \times 18/2 = 0.666 \text{ Kg } H_2O/\text{Kg } H_2$$

Agua que lleva el hidrógeno de celdas:

$$12.18 \times 0.666 = 8.11 \text{ Kg } H_2O/h \text{ .}$$

51. Gases totales que van al ventilador:

Hidrógeno	12.18	Kg/h
Aire	9736.20	"
H_2O: 63.28 + 8.11 =	71.39	"
	9943.57	"

52. Gases que salen de cada celda:

Hidrógeno	= 12.18/48 =	0.2537	Kg/h
Agua	= 8.11/48 =	0.1690	"
		0.4227	"

53. Solución alimentada a la torre de cloración:

Se considera un exceso sobre el valor alimentado a las cel

das:

Alimentación total a celdas: 28764.39 Kg/h (ver 46) ó

23197.10 l/h

Alimentación a torre cloración: 33000.00 ó 26612.90

$$\% \text{ exceso} = \frac{33{,}000 - 28764.39}{28764.39} \times 100 = 14.72\%$$

54. Sales que se alimentan a torre de cloración:

NaCl	33,000 x 0.0922 =	3042.60	Kg/h.
$NaClO_3$	33,000 x 0.1021 =	3369.30	"
$KClO_3$	33,000 x 0.0551 =	1818.30	"
H_2O	33,000 x 0.7506 =	24769.80	"
		33000.00	"

55. Sales que recirculan de la torre de cloración al T-1

NaCl	3042.60 - 2649.59 =	393.01	Kg/h
$NaClO_3$	3369.30 - 2938.59 =	430.71	"
$KClO_3$	1818.30 - 1586.65 =	231.65	"
H_2O	24769.80 - 21589.56 =	3180.24	"
		4235.61	"

56. Composición del magma descargado del cristalizador:

	Solución (ver 8)		Cristales (ver 7)				%
NaCl	518.45			=	518.45	Kg/h	19.90
$KClO_3$	167.75	+	349.92	=	517.67	"	19.87
H_2O	1567.86			=	1567.86	"	60.23
					2603.98	"	100.00

57. % en peso de cristales en el magma descargado del cristali

zador:

$$\frac{349.92}{2603.98} \times 100 = 13.43\%$$

58. Peso total de magma que debía tomarse para alcanzar una concentración de 30% de salida.

$$\frac{349.92}{0.30} = 1166.40 \text{ Kg/h magma}$$

- peso de cristales = 349.92

peso solución = 816.48 Kg/h

58 a. Sales disueltas en la solución que acompaña a los cristales que estan al 30% de concentración:

(ver 8)

NaCl	816.48 x 0.2300	= 187.79	Kg/h
$KClO_3$	816.48 x 0.0744	= 60.74	"
H_2O	816.48 x 0.6956	= 567.94	"
		816.48	"

59. Composición del magma resultante con 30% de cristales:

	Solución		Cristales		Kg/h	%
NaCl	187.79			=	187.79	16.10
$KClO_3$	60.74	+	349.92	=	410.66	35.20
H_2O	567.94			=	567.94	48.70
					1166.39	100.00

60. Sales en un magma con 30% de sólidos que habría que almacenar en 24 horas de trabajo continuo.

	Solución		Cristales		Kg/h	%
NaCl	4506.96			=	4506.96	16.10
$KClO_3$	1457.76	+	8398.08	=	9855.84	35.20
H_2O	13630.56			=	13630.56	48.70
					27993.36	100.00

Densidad del magma = 1.39 Kg/l .

61. Volumen necesario para almacenar este magma de 30% de sólidos:

$$\frac{27993.36}{1.39} = 20139.10 \text{ l} = 5328 \text{ galones.}$$

62. Volumen total de almacenamiento para 24 horas necesario a diferentes concentraciones de cristales.

Conc. %	Cristales Kg/24 h	Magma Kg	dens Kg/l	litros	galones
55.0	8398.08	15272	1.39	10987.57	2906.76
50.0	8398.08	16800	1.39	12086.33	3197
40.0	8398.08	21000	1.39	15107.91	3997
30.0	8398.08	28000	1.39	20139.10	5328
25.0	8328.08	33600	1.39	24172.66	6395
20.0	8328.08	42000	1.39	30215.82	7993
15.0	8328.08	56000	1.39	40287.76	10658
11.0	8328.08	76363	1.39	54937.41	14534
10.0	8328.08	84000	1.39	60431.65	15987

63. Cálculo de la descarga de T-2A/2B. Estos tanques trabajan en forma intermitente y alternada, con tiempo de llenado normal de 8 horas.

Sales que se alimentan a T-2A/2B

a) Con la corriente de proceso (véase 18).

NaCl	: 233.22 x 8	=	1865.70 Kg
$NaClO_3$	: 326.51 x 8	=	2612.08
$KClO_3$	: 116.50 x 8	=	932.00
H_2O	: 1556.57 x 8	=	12452.56
			17862.40

b) Con el agua de lavado y recuperación (véase 31 en hoja 39).

NaCl	: 4.02 x 8	=	32.16	0.56 %
$KClO_3$	: 41.30 x 8	=	330.40	5.78
H_2O	: 669.46 x 8	=	5355.68	93.66
	714.78 x 8	=	5718.24	100.00

c) Sales totales alimentadas.

NaCl	: 1865.76 +	32.16	=	1897.92
$NaClO_3$	: 2612.08 +		=	2612.08
$KClO_3$	: 932.00 +	330.40	=	1262.40
H_2O	: 12452.56 +	5355.68	=	17808.24

d) Agua que debe evaporarse en los T-2A/2B en cada ciclo de 8 horas.

658.17 Kg/h x 8 = 5265.36 Kg H_2O

e) Sales descargadas del T-2A/2B en cada ciclo:

NaCl	: 1897.92	=	1897.92	10.36%
$NaClO_3$	: 2612.08	=	2612.08	14.26
$KClO_3$	: 1262.40	=	1262.40	6.89
H_2O	: 17808.24 - 5265.36	=	12542.88	68.49
			28315.28	100.00

f) El tiempo en que se vacia esta carga, de acuerdo con los ciclos de trabajo establecidos por Pennwalt que son de una hora, de manera que el flujo por hora será el mismo anotado anteriormente en d).

g) Volumen total de solución alimentada a T-2A/2B en 8 horas.

$$\text{De proceso} = \frac{17862.40}{1.25} = 14{,}290\ \text{l}\ .$$

$$\text{Ag. Lavado} = \frac{5718.24}{1.08} = \frac{5{,}294.6\ \text{l}\ .}{19{,}584.6\ \text{l}\ .}$$

h) Volumen evaporado en fase líquida = 5205.36.

i) Volumen resifual en el tanque = 14,319.30 litros.

j) Densidad en la descarga = $\frac{18{,}315.28}{14{,}319.30}$ = 1.27.

k) Flujo volumétrico en la descarga:

$$\frac{18{,}315.28}{1.26} = 14{,}536\ \text{l/h} = 64\ \text{g.p.m.}$$

64. Agua de lavado recirculada a T-2A/2B

a) Este análisis ya se hizo en la página 43. Todas esas sales se hacen fluir al T-2A/2B en solo una hora de operación.

Flujo en masa por hora en esta corriente, será igual al calculado para 8 horas.

BIBLIOTECA CENTRAL
BIBLIOTECA

b) Con la densidad de 1.08 en esta corriente, el flujo volumétrico será:

$$\frac{5,718.24}{1.08} = 5294.66 \text{ l/h} = 23.31 \text{ g.p.m.}$$

65. El KCl necesario para las 8 horas de operación será:

$$228.40 \times 8 = 1827.20 \text{ Kg de KCl.}$$

Esta será la cantidad de KCl 100% que deberá agregarse a cada carga que llegue al T-3 siempre y cuando el análisis de esa carga sea igual al que se anotó en el inciso 63 e).

66. Cálculo de la descarga del T-3:

a) Se hizo ya para un flujo continuo desde las celdas y con base de una hora en la hoja 35-36, nos. 39, 40 y 41. De acuerdo con esto, las sales que se descargan del T-3, correspondientes a 8 horas de alimentación continua desde celdas, serán:

		Kg	%
NaCl	416.59 x 8 =	3332.72	16.54
$KClO_3$	533.36 x 8 =	4266.88	21.18
H_2O	1567.86 x 8 =	12542.88	62.28
		20142.48	100.00

b) El tiempo en que se descargarán estas sales del T-3 está fijado por Pennwalt, en ciclos de 4 horas.

c) Flujo en masa que resulta entonces para esta corriente:

		Kg/h
NaCl :	3,332.72/4 =	833.18
$KClO_3$:	4,266.88/4 =	1066.72
H_2O :	12,542.88/4 =	3135.72
		5035.62

d) Flujo volumétrico para una densidad de 1.39

= 5,035.62/1.39 = 3622.75 l/h = 8.25 g.p.m.

67. Descarga del T-5 y alimentación a la centrífuga.

a) El tanque T-5 es un tanque Buffer o tanque colchón que amortiguará el trabajo intermitente de los tanques anteriores. Este tanque solo tiene variaciones de nivel que van de medio tanque a tanque lleno y se trabaja con descarga continua, mandando al cristalizador la solución ya convertida que se manda de celdas a proceso.

b) La composición de la solución que se alimenta al cristalizador es la fijada en la hoja 40-1 en base a los resultados que se sacaron en la hoja 21, No. 10. También se tiene en la hoja 41 el análisis de la misma solución alimentada al cristalizador calculada a partir de la composición fijada en la hoja 33, No. 5.

c) El volumen considerado para esta corriente con densidad de 1.39 es:

$$\frac{2,603.98}{1.39} = 1873.36 \text{ l/h} \quad = 8.25 \text{ g.p.m.}$$

68. Descarga del cristalizador y alimentación al T-6.

a) Se considera que el cristalizador trabaja en forma continua. La corriente que se descarga del cristalizador deberá corresponder entonces a la masa que alimenta, sólo que en esa descarga se tendrá ya $KClO_3$ cristalizado.

b) El análisis global del magma descargado será entonces igual a la alimentación. Todas las propiedades de este magma se considerarán iguales a las de la alimentación.

c) Concentración de cristales en esta corriente (véase hoja 34 #9).

69. Descarga del T-6 y alimentación a centrífuga.

a) El T-6 se trabaja en forma intermitente, actuando dos turnos, como tanque de almacenamiento de cristales y a la vez como decantador y un sólo turno como tanque de alimentación a la centrífuga.

b) Magma total que se alimenta al tanque en 16 horas (véase hoja 46 #56)

NaCl	518.45 x 16 =	8295.20 Kg
$KClO_3$	517.67 x 16 =	8282.72
H_2O	1567.86 x 16 =	25085.76
		41663.68

c) Volumen total alimentado en 16 horas:

$$\frac{41663.68}{1.39} = 29973.87 \text{ l .}$$

d) Volumen de trabajo en el T-6:

2115 galones = 8005 l .

e) Volumen de solución que se decantará en el T-6:

29973.87 - 8005.00 = 21,968.87 l . = 5,804 gal.

f) Tiempo de llenado del T-6 hasta volumen de trabajo:

8.98 horas.

g) Flujo de solución decantada del T-6:

$$\frac{29973.87}{11.73} = 2555.31 \text{ l/h} = 11.25 \text{ g.p.m.}$$

h) % de cristales en el magma alimentado al cristalizador:

= 15.52% (véase hoja 34, No. 9)

i) Cristales que se alimentan al T-6 en 16 horas:

= 41663.68 x 0.1552 = 6466.20 Kg de $KClO_3$

j) Volumen ocupado por los cristales alimentados a T-6:

$$\text{Densidad } KClO_3 \ \frac{6466.20}{2.32} = 2,787.15 \text{ lt.}$$

k) Volumen de solución almacenada en T-6:

$$= 8005.0 - 2787.15 = 5217.85 \text{ l .}$$

l) Peso de la solución almacenada en T-6:

$$= 5217.85 \times 1.39 = 7252.81 \text{ Kg.}$$

m) Peso total del volumen almacenado en el T-6:

$$6,466.20 + 7,252.81 = 13,719.66 \text{ Kg.}$$

n) % de cristales en el magma almacenado:

$$\frac{6,466.20}{13,719.66} \times 100 = 47.13\%$$

o) El magma almacenado en el T-6, junto con el magma que se alimenta en continuo al T-6 debe descargarse de este en un tiempo total de 6 horas, correspondientes al tiempo efectivo de trabajo de la centrífuga en un turno de 8 horas.

p) Sales en la solución clara almacenada en el T-6: (véase la composición de esta solución en hoja 34 , No. 8)

NaCl	7,252.81 x 0.2300 =	1668.14 Kg.
$KClO_3$	7,252.81 x 0.0744 =	539.61
H_2O	7,252.81 x 0.6956 =	5045.05
		7252.80

q) Peso de magma que se alimenta en 8 horas al T-6:

NaCl	518.45 x 8 =	4147.60 Kg.
$KClO_3$	517.67 x 8 =	4141.36
H_2O	1567.86 x 8 =	12542.40
		20831.36

r) Cristales en el magma alimentado en 8 horas al T-6:

$$=20,831.36 \times 0.1552 = 3,233.10 \text{ Kg } KClO_3$$

s) Solución en el magma alimentado al T-6 en 8 horas:

$$20,831.36 - 3,233.80 = 17,598.26 \text{ Kg.}$$

t) Sales en solución que se mandan del T-6 a centrífuga:

	Sol. Almacenada
NaCl	5,815.74
$KClO_3$	4,680.97
H_2O	17,587.45
	28,384.16

u) Sólidos cristalizados que se sacarán del T-6 durante el tiempo que se trabaja la centrífuga para alimentarla.

$KClO_3$ = 6,466.20+3,233.10 = 9,700.00 Kg.

v) Peso total que se sacará del T-6:

= Peso almacenado en 16 hrs. + el magma descargado de T-5 en 8 horas.

13,719.66+20,831.36 = 34,551.02 Kg.

w) % de cristales en la solución que se sacará del T-6 y se alimentará a la centrífuga:

$$\frac{9,700}{34,551.02} \times 100 = 28.00\%$$

x) Sales totales que se mandarán del T-6 a la centrífuga:

	En solución		Con magma alimentado		
NaCl	5,815.74			=	5,815.74
$KClO_3$	4,680.97	+	9,700	=	14,380.97
H_2O	17,587.45			=	17,587.45
					37,784.16 Kg.

y) Composición de los sólidos totales que se mandarán de T-6 a centrífuga y flujo por hora.

	%	Kg/h
NaCl	15.39	969.29
$KClO_3$	38.06	2396.82
H_2O	46.55	2931.24
		6297.35

z) Volumen del magma que se alimenta en 8 horas al T-6

$$\frac{20,831.30}{1.39} = 14,986.58 \text{ l}.$$

aa) Volumen total que debe mandarse del T-6 a centrífuga:

$$= 8005.0+14986.58 = 22991.58 = 6082 \text{ galones.}$$

bb) Densidad aproximada del magma que se mandará a centrifugar:

$$\frac{37,784.16}{22,991.58} = 1.60$$

cc) Flujo volumétrico que se tendrá en la línea de descarga de T-6 y alimentación a la centrífuga, sabiendo que debe descargarse el T-6 en 6 horas netas:

$$\frac{22,991.58}{6} = 3,381.93 = 14.89 \text{ g.p.m.}$$

70. Corriente de aguas madres que se decanta en el T-6.

a) Volumen de la solución que se decanta = 21,968.87 l.

Se calculó en hoja 54, No. 69 e) = 5,804 gal.

b) Peso de la solución decantada con densidad 1.39:

$$= 21,968.87 \times 1.39 = 30,536.73 \text{ Kg.}$$

c) Sales en la solución decantada y flujo de decantación en 12 horas.

		Kg	Kg/h
NaCl :	30536.73 x 0.2300 =	7023.49	585.29
$KClO_3$:	30536.73 x 0.0744 =	2271.93	189.32
H_2O :	30536.73 x 0.6956 =	21241.34	1770.11
		30536.76	2544.73

d) Flujo volumétrico de la solución que se decanta en 12 horas:

$$\frac{21,968.87}{12} = 1830.74 \text{ l/h} \quad = 8.06 \text{ g.p.m.}$$

71. Aguas madres que se separan en la centrífuga:

a) Esta corriente es igual a las aguas madres o solución que queda retenida en los cristales, mas los cristales de $KClO_3$ que logran pasar la centrífuga.

b) Sales en solución que se mandan del T-6 a la centrífuga (se calculó en hoja 56, No. 69 x))

	Kg
NaCl	5815.74
$KClO_3$	4680.97
H_2O	17587.[illegible]
	28084.[illegible]

c) Sales en solución o aguas madres que se quedan retenidas con el precipitado de la centrífuga (se calculó en la hoja 35, No. 12 para una hora de operación continua).

Para una carga de 24 horas, esta solución retenida estará constituida por las siguientes sales:

NaCl	4.02 x 24 =	96.48
$KClO_3$	1.30 x 24 =	31.20
H_2O	12.57 x 24 =	301.68
		429.36

d) Cristales de $KClO_3$ que logran pasar la centrífuga y se retornan al T-1. (Se calcularon en la hoja 35, No. 12 para una carga continua y con base de 1 hora.)
Para una carga de 24 horas como se tiene ahora estos cristales que pasan la centrífuga serán:

$$17.49 \times 24 = 419.76 \text{ Kg } KClO_3.$$

e) Sales totales que van disueltas y suspendidas en las aguas madres que se separan en la centrífuga.

			Kg	%
NaCl :	5815.74 - 96.48	=	5719.26	20.37
$KClO_3$:	4680.97 - 31.20 + 419.76	=	5069.53	18.05
H_2O :	17587.45 - 301.68	=	17285.77	61.58
			28074.56	100.00

f) Flujo en masa considerando 6 horas de trabajo neto en la centrífuga:

	Kg/h
NaCl :	953.21
$KClO_3$:	844.92
H_2O :	2880.96
	4679.09

g) Volumen total de las sales disueltas y suspendidas en las aguas madres separadas en la centrífuga.

$$\text{Volumen de la solución} = \frac{(28084.16-429.36)}{1.39}$$

$$= 19895.54 \text{ l}$$

Volumen de los cristales:

$$\frac{419.76}{2.32} = 180.93 \text{ l}$$

Volumen total = 20076.47 l .

h) Densidad de la suspensión llamada aguas madres que se separa en la centrífuga: 1.22

i) % de sólidos suspendidos en las aguas madres:

$$\frac{419.76}{28074.56} \times 100 = 1.5\%$$

j) Flujo volumétrico de aguas madres que separadas en la centrífuga fluyen al T-7 en un tiempo de trabajo neto de 6 horas consideradas dentro de un turno de 8 horas.

$$\frac{20076.47}{6} = 3346.07 = 14.73 \text{ g.p.m.}$$

72. Cristales de $KClO_3$ que se descargan de la centrífuga.

a) La centrífuga trabaja un turno de 8 horas manejando la producción de 24 horas.

b) Peso de la solución total que se alimenta a la centrífuga (se calculó en la hoja 55, No. 69 t))

= 28,384.16 Kg.

c) Peso total de cristales alimentados a la centrífuga (se calculó en la hoja 55, No. 69 u))

= 9,700.00

d) Alimentación total a centrífuga

= 38,084.16 Kg.

e) Cristales de $KClO_3$ que pasan a la centrífuga y se van con las aguas madres (se calcularon en hoja 58, No. 71 d))

= 419.76 Kg $KClO_3$.

f) Cristales que quedan retenidos en la centrífuga antes de lavar (se calculó en hoja 34, No. 10)

332.43 x 24 = 7970.32 Kg $KClO_3$

De acuerdo con "c" y "e" se tiene:

$$9,700 - 419.76 = 9,280.24 \text{ Kg } KClO_3.$$

g) Cristales de $KClO_3$ que se disuelven con el agua de lavado (se calculó en la hoja 37, No. 21 e))

$$20 \times 24 = 480 \text{ Kg } KClO_3.$$

h) Cristales de $KClO_3$ que quedan en la centrífuga después del lavado:

$$7,978.32 - 480 = 7489.32 \text{ Kg.}$$

i) Humedad que se consideró en los cristales que se descargan de la centrífuga:

3% Base húmeda.

j) Peso total que se descarga de la centrífuga:

$$\frac{7,489.32}{0.97} = 7,720.49$$

Peso cristales = 7,498.32

k) Peso del agua que humedece los cristales de $KClO_3$

$$= 222.17 \text{ Kg } H_2O$$

l) Flujo en masa que se tiene en la descarga de la centri

fuga, considerando que se reporte en forma mas o menos pareja durante las 6 horas de un turno de trabajo:

$KClO_3$:	7720.94/6 =	1286.82 Kg/h	97%
H_2O :	222.17/6 =	37.10 Kg/h	3%
		1323.92 Kg/h	100%

m) Volumen aproximado que se descarga de centrífuga:

De cristales	1286.82/2.32	= 554.66 l/h
De líquido	37.0/1	= 37.10
		591.76

n) Densidad de la descarga de la centrífuga:

$$\frac{1381.27}{591.76} = 2.33$$

73. Agua total que se usará para el lavado del $KClO_3$ producido:

$$350 \times 24 = 8400 \text{ Kg.}$$

a) Peso de agua que se quedará humedeciendo los cristales de clorato: 222.17 Kg.

b) Agua de lavado que se va con las aguas madres

$$= 8400 - 222.17 = 8177.83 \text{ Kg.}$$

c) Sales que se desalojarán con el agua de lavado disueltas en las aguas madres retenidas: (véase hoja 39, No. 27)

$NaCl$: $4.02 \times 24 = 96.48$ Kg

$KClO_3$: $1.30 \times 24 = 31.20$

H_2O : $12.57 \times 24 = 301.68$

429.36

Disueltas por el agua de lavado: $20 \times 24 = 480$ Kg $KClO_3$.

d) Sales totales que salen como agua de lavado de la centrífuga:

$NaCl$: $96.48 = 96.48$ Kg

$KClO_3$: $31.20 + 480 = 511.20$

H_2O : $301.68 + 8177.38 = 8479.06$

9068.74

De acuerdo con la hoja 33, No. 27 será:

$378.23 \times 24 = 9077.52$ Kg.

e) El agua de lavado se obtiene en el mismo tiempo en que se ha considerado el trabajo neto de la centrífuga que es de 6 horas.

f) Flujo de agua de lavado que sale de la centrífuga:

$NaCl$:	$96.48/6 =$	16.08 Kg/h	1.06%
$KClO_3$:	$511.20/6 =$	85.20 Kg/h	5.62%
H_2O :	$8479.06/6 =$	1413.17 Kg/h	93.32%
		1514.45 Kg/h	100.00%

g) Flujo volumétrico que se estima para esta corriente con sp. gr. 1.09

$$\frac{1,514.45}{1.09} = 1.389.40 = 6.11 \text{ g.p.m.}$$

i) Flujo necesario en el agua que se emplea para lavar considerando un flujo continuo durante 6 horas).

$$\frac{8,400}{6} = 1.400 \text{ Kg/h} = 1,400 \text{ l/h} = 6.16 \text{ g.p.m.}$$

j) Flujo real de agua para lavar considerando que el lavado es intermitente y por ello sólo un tiempo total de 3 horas por lo que se tendrá entonces:

$$\frac{8,400}{3} = 2800 \text{ Kg/h} = 12.32 \text{ g.p.m.}$$

74. Para 24 horas de operación de la corriente de agua de recuperación calculada en la hoja 39 No. 30 se tendrá:

$KClO_3$: $10 \times 24 = 240$ Kg
H_2O : $323.33 \times 24 = 7759.92$
7999.92 Kg

a) El tiempo de trabajo fijado para esta corriente es el mismo que el dado para la descarga de la centrífuga o sean 8 horas.

b) Flujo en masa que se tendrá en esta corriente:

$KClO_3$: $240/8 = 30$ Kg/h 3%
H_2O : $7759.9/8 = 970$ 97.0
1000 Kg/h 100.0%

c) Flujo volumétrico en esta corriente con sp. gr. de 1.09:

$$\frac{1000}{1.09} = 934.58 \text{ l/h} \quad = 4.11 \text{ g.p.m.}$$

75. Alimentación total al secador (se calculó en la hoja 66, No. 72 1)) por cada ciclo de 24 horas de trabajo:

$HClO_3$	7720.94
H_2O	222.17
Alimentación total	7943.11

a) Humedad que se tiene en el $KClO_3$ descargado del secador y en envase:

Humedad final = 0.06%

b) Peso total descargado del secador:

$$\frac{7943.11}{0.9994} = 7948.32 \text{ Kg} \qquad 0.06\%$$

c) Menos peso de cristales = 7943.56 Kg 99.94%

d) Peso del agua que sale con cristales del horno =

4.76 Kg 0.06%

e) $KClO_3$ húmedo que se pierde en el secador, en los transportadores, en el molino y en las tolvas (según se vió en la hoja 66, No. 74)

$$= \frac{240.00}{.9994} = 240.14 \text{ Kg.}$$

f) Sales secas que se van con el $KClO_3$ perdido:

$$\frac{240.00}{.9994} = 240.14 \text{ Kg.}$$

g) Menos peso de $KClO_3$ = 240.00 Kg.

h) Peso de agua perdido = 0.14

i) Producción final para un ciclo completo de 24 horas:

$KClO_3$: 7948.32 - 240.00 = 7708.32 Kg
H_2O : 4.76 - 0.14 = 4.62 Kg

j) Flujo en masa que se tiene en esta corriente, si se considera que se trabajan 8 horas al día:

$KClO_3$: 7948.32/8 = 993.54 Kg/h 99.94%
H_2O : 4.84/8 = 0.61 Kg/h 0.06%

76. Esta corriente es igual al vapor de agua correspondiente a la humedad que se elimina en el secador, mas el $KClO_3$ que se ha fijado como pérdida en secado, transportación, molido y envase y además el aire que se introduce al sistema para eliminar los polvos de toda esta última parte del sistema.

a) Agua que se evapora en el secador:

H_2O alimentada	222.62 Kg/D
H_2O descargada	4.76 Kg/D
H_2O evaporada	217.86 Kg/D

b) Flujo de agua evaporada en las 8 horas de trabajo del sacador:

$$\frac{217.86}{8} = 27.23 \text{ Kg/h } H_2O \text{ evap.}$$

c) Sales secas que se considera que se pierden como tales, después de la centrífuga. (Se calculó en la hoja 66, No. 75, e), f), g), y h).)

$KClO_3$	240.00 Kg/D
H_2O	0.14 Kg/D

d) Flujo de sales perdidas según el punto anterior en 8 horas de trabajo del horno:

$$KClO_3: \quad 240/8 = 30 \text{ Kg/h}$$
$$H_2O: \quad 0.14/8 = \underline{0.017} \text{ Kg/h}$$
$$30.017$$

e) Composición parcial de esta corriente.

$$KClO_3: \quad 30 = 30$$
$$H_2O: \quad 0.017 + 27.23 = \underline{27.249}$$
$$57.249 \text{ Kg/h}$$

f) Agua que será necesario aliment ar al sistema de recu-

peración de polvos. (Se calculó parcialmente en la hoja 66, No. 74 c).)

H_2O total en la solución descargada de C-3	=	970
Vapor de agua que se condensa	=	27.249
Agua que debe alimentarse despreciando humedad de los gases de salida	=	942.75
Margen por humedad del aire a la salida	=	10.56
Agua total que debe alimentarse Kg/h		953.31

BALANCE DE CALOR

BALANCE DE CALOR Y CAPACIDAD MAXIMA DEL ENFRIADOR ACTUAL

BALANCE DE CALOR.- Se va a proceder a efectuar el balance de calor para la ampliación de la planta:

CALCULO DEL CALOR QUE ES NECESARIO REMOVER EN EL (O LOS) ENFRIADOR (ES):

1. Calor de solución:

Substancia	Dilución	K cal/g mol
$KClO_3$	D	-10.31

2. Calor de cristalización (es equivalente):

$$= 10.31 \text{ K cal/g mol} = 10.310 \text{ cal/g mol}$$

$$= 10.310 \times 1.8 = 18.558 \text{ Btu/lb mol}$$

3. Cristales de $KClO_3$ que se obtienen en el cristalizador (balance de materiales):

$$= \underset{\text{(ver 4)}}{2604.00} \times \underset{\text{(ver 9)}}{0.1552} = 404.14 \text{ Kg/h } KClO_3$$

$$= 7.26 \text{ lb mol/h } KClO_3$$

4. Calor generado por cristalización:

$$Q_c = 7.26 \times 18,558 = 134,731 \text{ Btu/h}$$

5. Calor de enfriamiento:

$$2604.00 \text{ Kg/hr} = 5728.8 \text{ lb/h}$$

C_p = 0.8 Btu/lb/°F

T_1 = 93°C = 199°F (Temp. en el cristalizador)

T_2 = 25°C = 77°F (Temp. de salida del enfriador)

T = 68°C = 122°F

$Q_{enf.}$ = 5728.8 x 0.8 x 122 = 559,131 Btu/hr

6. Calor total necesario de remover en el (o los) enfriador (es):

$Q_T = Q_c + Q_{enf.}$

Q_T = 134,731 + 559,131 = 693,862 Btu/h

ENFRIADOR ACTUAL: El enfriador actual, llamado E-I, está operando bajo las siguientes condiciones:

1. Condiciones de operación:

W_{magma} = 2000 g.p.m., 1.36 g/l , 1,395,714 lb/h , v= 9 ft/s

W_{agua} = 1200 g.p.m., 1.00 g/l , 600,000 lb/h , v=2.6 ft/s

2. Temperaturas:

T_{M_1} = 77.22°F T_{a_1} = 72.78°F

T_{M_2} = 77.00°F T_{a_2} = 73.40°F

3. Media logaritmica de temperaturas:

MLDT = 4.50°F

4. Especificaciones del enfriador:

LADO CORAZA	LADO TUBOS
D.I. = 19 1/4"	No. y Long. = 109,10 ft
Sin deflectores	D.E. = 1 1/4" 16 BWG
Pasos = 1	Pitch = 1 9/16" arreglo triangular
	Pasos = 1

FLUJO PARALELO

5. Balance de calor:

$$Q_{magma} = 1,395,714 \times 0.8 \times 0.22 = 245,645 \text{ Btu/h}$$

$$Q_{agua} = 600,000 \times 1.0 \times 0.62 = 372,000 \text{ Btu/h}$$

6. Cálculo de coeficientes:

FLUIDO FRIO, CORAZA, AGUA

a) a_s = (área coraza-área tubos) = 1.09 ft^2

b) $G_s = W/a_s = 550,460$ lb/h ft^2

c) $D_e = \dfrac{3.46\ Pt^2 - \pi do^2}{do\pi} = 0.9019$ plg. = 0.0751 ft

d) $Re_s = DeGs/\mu = 17,000$

e) Jh = 76

f) ho = 681 Btu/h ft^2 °F

g) hi = 830

h) hi_o = 743.6

i) Uc = 355 Btu/(h) (ft^2) (°F)

j) Ud = 250 Btu/(h) (ft^2) (°F)

k) Superficie total = [illegible] ft^2

FLUIDO CALIENTE, TUBOS, MAGMA

a') $a't = 0.985\ plg^2$

$at = 109 \times .985/144 = 0.7456\ ft^2$

b') $G_t = W/at = 1,871,934\ lb/hr\ ft^2$

c') $Re_t = 32,847$

d') $Jh = 100$

ENFRIADOR ACTUAL:

1. Calor necesario de remover por el enfriador actual en la ampliación = 700,000 Btu/h.

2. Temperaturas:

$T_{M_1} = 77.22°F \qquad T_{a_1} = 72.78°F$

$T_{M_2} = 77.00°F \qquad T_{a_2} = 73.40°F$

3. Balance de calor:

$Q_{magma} = 3,977,273 \times 0.8 \times 0.22 = 700,000\ Btu/h$

$Q_{agua} = 1,129,032 \times 1.0 \times 0.62 = 700,000\ Btu/h$

4. Condiciones de operación:

$W_{magma} = 5700\ g.p.m.,\ 1.36\ g/l,\ 3,977,273\ lb/h,\ v = 9\ ft/s$

$W_{agua} = 2258,\ 1.00\ g/l,\ 1,129,032\ lb/h,\ v = 2.6\ ft/s$

5. Especificaciones del enfriador:

LADO CORAZA	LADO TUBOS
D.I. = 19 1/4"	No. y Long. = 109,10 ft
Sin deflectores	D.E. = 1 1/4" 16 BWG
Pasos = 1	Pitch = 1 9/16" Arreglo triangular
	Pasos = 1

FLUJO PARALELO

6. Media logaritmica de temperaturas:

$$MLDT = \frac{(77.22-72.78)-(77.00-73.40)}{Ln\ \frac{4.44}{3.60}} = 4.51°F$$

7. Cálculo de coeficientes:

FLUIDO FRIO, CORAZA, AGUA

a) a_s = (área coraza-área tubos)

$$= \frac{1}{144}\left(\frac{\pi\ DI^2}{4} - \frac{Nt \times \pi \times DE^2}{4}\right)$$

$$= 1.09\ ft^2$$

b) $G_s = W/a_s = 1{,}035{,}809\ lb/h\ \ ft^2$

c) $$D_e = \frac{3.46\ Pt^2 - \pi do^2}{do\pi}$$

$$= 0.9019\ plg. = 0.0751\ ft.$$

d) $Re_s = DeGs/\mu = 32{,}140$

e) $Jh = 104$

f) $$ho = Jh\ \left(\frac{k}{De}\right)(c\mu/k)^{1/3}$$

$$= 931.76$$

FLUIDO CALIENTE, TUBOS, MAGMA

a*) $a't = 0.985\ plg^2$

$$at = \frac{109 \times .985}{144} = 0.7456\ ft^2$$

b*) $Gt = 5,334,325\ lb/h\ ft^2$

c*) $I.D. = \frac{1.12}{12} = 0.093\ ft$

d*) $Re_t = 93,602$

e*) $Jh = 235$

f*) $hi = (k/ID)(c\mu/k)^{1/3}$

$= 1951.25$

$hi_o = hi \times ID/OD$

$= 1748.32$

$U_C = hio \cdot ho/hio + ho$

$= 607.82\ Btu/(h)(ft^2)(°F)$

$U_D = W \cdot C_p \cdot \Delta T/A\ MLDT$

$= 700,000/356 \times 4.51$

$= 436$

$$Rd = \frac{Uc - Ud}{Uc \times Ud}$$

Rd Calculado = 0.0006

Rd Requerido = 0.00188

El valor obtenido de Rd calculado es demasiado pequeño en relación con el Rd requerido lo que significa que el enfriador en cuestión no es apto para remover la cantidad de calor deseado,

por lo que será necesario el cálculo de la máxima capacidad de éste y el diseño de uno nuevo.

CALCULO DE LA CAPACIDAD MAXIMA A LA QUE ES CAPAZ DE OPERAR EL E-1:

1. Temperaturas:

$T_{magma_1} = 77.22°F$ $\qquad$ $T_{agua_1} = 72.78°F$

$T_{magma_2} = 77.04°F$ $\qquad$ $T_{agua_2} = 73.148°F$

La temperatura total que debe de bajar el E-1, solo o con otro enfriador, es de 0.22°F pero, como se demostró anteriormente, el E-1 no lo puede hacer solo por lo que en este cálculo se hará unicamente una reducción de la temperatura del magma de 0.18°F.

2. Condiciones de operación:

$W_{magma} = 3,194,444$ lb/h , 1.36, 4577 g.p.m., v = 9 ft/s

$W_{agua} = 1,250,000$ lb/h , 1.00, 2500 g.p.m., v = 2.6 ft/s

3. Balance de calor:

$Q_{magma} = 3,194,444 \times 0.8 \times 0.18 = 460,000$ Btu/h

$Q_{agua} = 1,250,000 \times 1.0 \times 0.368 = 460,000$ Btu/h

4. MLDT = 4.21°F

5. Cálculo de coeficientes:

FLUIDO FRIO, CORAZA, AGUA

a) $a_s = 1.09\ ft^2$

b) $G_s = 1,146,789\ lb/h\ \ ft^2$

c) Dc = 0.0751 ft

d) $Re_s = 35,588$

e) Jh = 110

f) ho = 985.52

h) Uc = 591.6

i) Ud = 301.2

j) Rd = 0.00163

FLUIDO CALIENTE, TUBOS, MAGMA

a*) $a_t = 0.7456\ ft^2$

b*) $G_t = 4,284,393\ lb/h\ \ ft^2$

c*) ID = 0.093 ft

d*) $Re_t = 75,179$

e*) Jh = 199

f*) hi = 1652.3

g*) $hi_o = 1480$

SUMARIO

985.52	h exterior	1480
Uc	591.6	
Ud	301.2	

Rd calculada = 0.00163

Rd requerida = 0.0018

Estos valores son lo suficientemente cercanos como para considerar esta la capacidad máxima del enfriador E-I.

Dado que, como se ha demostrado anteriormente, el enfirador actual no tiene la suficiente capacidad para remover los 700,000 BTU/hr deseados para la ampliación, será necesario el diseño de uno nuevo, el cual tendrá que ser calculado con una capacidad de 240,000 Btu/h como mínimo. A este enfriador se le denominará como E-II y trabajará en serie o en paralelo con el E-I, según los cálculos siguientes:

ENFRIADOR E-II, SERIE, FLUJO PARALELO: Al estar el E-II en serie con respecto al E-I, el flujo de magma que recibirá será el mismo que el alimentado al E-I y la temperatura con que entrará ese magma será la de salida de el E-I. En el caso del agua de enfriamiento a E-II existen dos posibilidades:

1a. Que esta agua sea la proveniente de la descarga de E-I o que se instale una alimentación independiente con agua fresca. Consideraremos primeramente aquella posibilidad.

A continuación se procederá a suponer las diferentes posibilidades de diámetros de tuberias (3/4", 1", 1 1/2") para encontrar el enfriador que reuna las mejores condiciones tanto de longitud, area de flujo y costo.

1a. SUPOSICION:

En primer lugar supondremos tubería de 3/4" 16 BWG, Pt=15/16" triangular.

1. Condiciones de operación:

W_{magma}= 3,194,444 lb/h	3.36	4577 g.p.m.	v=9 ft/s
W_{agua}= 1,250,000 lb/h	1.00	2500 g.p.m.	v=2.6 ft/s

2. Temperaturas:

T_{magma_1} = 77.04°F $\qquad$ T_{agua_1} = 73.14°F

$T_{magma_2} = 76.946°F$ $T_{agua_2} = 73.340°F$

M.L.D.T. = 3.72°F

3. Balance de calor:

$Q_{magma} = 3,194,444 \times 0.8 \times 0.094 = 240,000$ Btu/h

$Q_{agua} = 1,250,000 \times 1.0 \times 0.192 = 240,000$ Btu/h

4. Cálculo de coeficientes:

FLUIDO FRIO, AGUA, CORAZA

a) v = 2.6 ft/s

b) $g = 2.6 \times 3600 \times 62.3 = 583,128$ lb/h ft^2

c) de = 0.55" = 0.0458'

d) $Re_s = \frac{0.0458 \times 583,128}{2.42} = 11,036$

e) Jh = 59

f) $ho = 59(\frac{0.356}{0.0458})(\frac{1.0 \times 2.42}{0.356})^{1/3} = 866.7$

FLUIDO CALIENTE, MAGMA, TUBOS

a') v = 9 ft/s

b') $g = 9 \times 3600 \times 85 = 2,754,00$ lb/h ft^2

c') D = 3/4" 16 BWG

ID = 0.62" = 0.0517'

d') $Re_t = \frac{0.0517 \times 2,754,000}{5.3} = 26,865$

e') Jh = 82

f') $hi = 82(\frac{0.33}{0.0517})(\frac{0.8 \times 5.3}{0.33})^{1/3}$

g') $hi_o = 1225(\frac{0.62}{0.75}) = 1012$

$$U_C = \frac{ho \times hio}{hio + ho} = 426.5$$

$$Rd = 0.00188$$

$$1/U_D = \frac{1}{U_C} + Rd$$

$$U_D = 247.4$$

5. Número de tubos:

a) Area de flujo = W/G = 3,194,444/2,754,000 = 1.16 ft^2

Esta área de flujo debe de ser constante para cualquier diámetro de tubería puesto que está calculada en función de la velocidad del magma a través de los tubos.

b) $N_t = \frac{1.16}{0.0021}$ (área de flujo por tubo, ft^2) = 552

Para esta cantidad de tubos (552), se requerirá una coraza con un D.I. de 25 plg., con esto las dimensiones de este enfriador serán:

LADO CORAZA	LADO TUBOS
D.I. = 25 plg.	No. y Long.: 552,2,40 ft
Sin deflectores	DE,BWG y Pt: 3/4", 16 BWG, 15/16" triangular
Pasos = 1	Pasos = 1

$$\text{Area de calentamiento} = \frac{240{,}000}{247.4 \times 3.72} = 260.7 \text{ ft}^2$$

$$\text{Longitud de tubos} = \frac{260.7}{.1963 \times 552} = 2.40 \text{ ft} = 0.7322 \text{ m}$$

Para la estimación de este enfriador y los demás que se van a proceder a calcular, se usarán datos obtenidos según gráfica del Ingeniería Química del Diseño de Plantas Industriales y del Indice del año 1971 obtenido del Chemical Engineering de Marzo 22, 1971, según la fórmula siguiente:

$$\text{Costo actual} = \frac{\text{Costo para un año dado} \times \text{Indice año actual}}{\text{Indice del año dado}}$$

En el caso de la tubería la cotización se hará en base a costos dados por la compañía Unión Mex para tubos de acero inoxidable, por lo tanto:

CASO 1:

Estimación tubería: $31,687.27 (Tubería Acero Inoxidable 304)

$41,613.80 (" " " 316)

Estimación total enfriador: $128,125.00

2a. Suposición:

Ahora procederemos ha suponer una tubería de 3/4" 16 BWG con un pitch triangular de 1".

1. Condiciones de operación:

W_{magma} = 3,194,444 lb/h 1.36 3 4577 g.p.m. v=9 ft/s

W_{agua} = 1,250,000 lb/h 1.00 2500 g.p.m. v=2.6 ft/s

2. Temperaturas:

T_{magma_1} = 77.04°F T_{agua_1} = 73.148°F

T_{magma_2} = 76.946°F T_{agua_2} = 73.340°F

M.L.D.T. = 3.72°F

3. Balance de calor:

Q_{magma} = 3,194,444 x 0.8 x 0.094 = 240,000 Btu/h

Q_{agua} = 1,250,000 x 1.0 x 0.192 = 240,000 Btu/h

4. Cálculo de coeficientes:

FLUIDO FRIO, AGUA, CORAZA

a) v = 2.6 ft/s

b) g = 583,128 lb/h ft^2

c) de = 0.73" = 0.0608'

d) Re_s = 14,650

e) Jh = 68

f) ho = 752

FLUIDO CALIENTE, MAGMA, TUBOS

a') v = 9 ft/s

b') g = 2,754,000 lb/h ft^2

c') D = 3/4" 16 BWG

ID = 0.62" = 0.0517'

d') Re_t = 26,865

e') Jh = 82

f') hi = 1225

g') hi_o = 1012

U_C = 431.4

Rd = 0.00188

U_D = 238

4. Número de tubos:

a) Area de flujo = 1.16 ft^2

b) Número de tubos N_t = 552

c) Area de calentamiento = 271 ft^2

d) Longitud tubos L_t = 2.50 ft = 0.7620 m

5. Dimensiones:

LADO CORAZA	LADO TUBOS
D.I. = 27 plg.	No. y Long. = 552, 2.50 ft
Sin deflectores	DE,BWG y Pt = 3/4", 16 BWG, 1" triangular
Pasos = 1	Pasos = 1

Estimación tubería = $32,977 (Tubería Acero Inoxidable 304)

$43,307 (" " " 316)

Estimación total del enfriador = $134,375.00

3a. Suposición:

Esta suposición será de tubería de 1" 16 BWG con un itch de 1 1/4".

1. Cálculo de coeficientes:

FLUIDO FRIO, AGUA, CORAZA

a) v = 2.6 ft/s

b) g = 583,128 lb/h ft^2

c) de = 0.72" = 0.0600'

d) Re_s = 14,457

e) Jh = 69

f) ho = 773.76

FLUIDO CALIENTE, MAGMA, TUBOS

a') v = 9 ft/s

b') g = 2,754,000 lb/h ft^2

c') D = 1" 16 BWG

ID = 0.870" = 0.0725'

d') Re_t = 37,672

e') Jh = 112

f') hi = 1192

g') hi_o = 1037

U_c = 443

Rd = 0.00188

U_D = 241

2. Número de tubos:

a) Area de flujo = 1.16 ft^2

b) Número de tubos = 283

c) Area de calentamiento = 228 ft^2

d) Longitud tubos = 3.16 ft = 1.10 m

3. Estimación tubería = $29,361 (Tubería acero inoxidable 304)

$39,793 (" " " 316)

4. Estimación total del enfriador = $121,875.00

4a. Suposición:

En esta suposición la tubería será de 1 1/4" 16 BWG, con un pitch de 1 9/16".

1. Cálculo de coeficientes:

FLUIDO FRIO, AGUA, CORAZA

a) v = 2.6 ft/s

b) g = 583,128 lb/h ft^2

c) de = 0.91" = 0.0758'

d) Re_s = 18,273

e) Jh = 76

f) ho = 675

FLUIDO CALIENTE, MAGMA, TUBOS

a') $v = 9$ ft/s

b') $g = 2{,}754{,}000$ lb/h ft^2

c') D = 1 1/4" 16 BWG

ID = 1.12" = 0.0933'

d') $Re_t = 48{,}498$

e') Jh = 140

f') hi = 1158.7

g') $hi_o = 1038.2$

$U_c = 409$

Rd = 0.00188

UD = 231.2

2. Número de tubos:

a) Area de flujo = 1.16 ft^2

b) Número de tubos = 170

c) Area de calentamiento = 279 ft^2

d) Longitud de tubos = 5.01 ft = 1.53 m

3. Estimación tubería = $29,420 (Tubería Acero Inoxidable 304)

$49,469 (" " " 316)

Además de las suposiciones de tuberías hechas hasta ahora, también existen tres posibilidades más en lo que respecta a los flujos y son:

a) Flujo de agua procedente del E-I y con flujo a contracorriente con el magma.
b) Flujo de agua fresca procedente de la torre de enfriamiento y con flujo paralelo al magma.
c) Flujo de agua fresca procedente de la torre de enfriamiento y con flujo a contracorriente.

Las especificaciones más importantes de cada una de las posibilidades anteriores y las de la primera que es, flujo de agua procedente del E-I y flujo paralelo al magma, son:

A) Agua procedente de E-I, flujo paralelo al magma:

1. M.L.D.T. = 3.72°F
   Long. tubos = 0.7322 m
   Costo tubería = $31,687.00
   Estimación enfriador = $132,812.00
   Diámetro tubería = 3/4", Pt. 15/16"

2. M.L.D.T. = 3.72
   Long. tubos = 0.7620 m
   Costo tubería = $32,977.00
   Estimación enfriador = $142,187.00
   Diámetro tubería = 3/4", Pt. 1"

3.- M.L.D.T. = 3.72
Long. tubos = 0.9379 m
Costo tubería = $29,698.00
Estimación enfriador = $140,625.00
Diámetro tubería = 1", Pt. 1 1/4"

4.- M.L.D.T. = 3.72
Long. tubos = 1.53 m
Costo tubería = $29,420.00
Estimación enfriador = $143,750.00
Diámetro tubería = 1 1/4", Pt. 1 9/16"

B) Agua procedente de E-I flujo a contracorriente con el magma:

5.- M.L.D.T. = 4.73°F
Long. tubos = 0.5760 m
Costo tubería = $24,927.00
Estimación enfriador = $118,750.00
Diámetro tubería = 3/4", Pt. 15/16"

6.- M.L.D.T. = 4.73
Long. tubos = 0.600 m
Costo tubería = $25,966.00
Estimación enfriador = $123,437.00
Diámetro tubería = 3/4", Pt. 1"

7.- M.L.D.T. = 4.73
Long. tubos = 0.8659 m
Costo tubería = $23,377.00
Estimación enfriador = $121,875.00
Diámetro tubería = 1", Pt. 1 1/4"

8.- M.L.D.T. = 4.73
Long. tubos = 1.20 m
Costo tubería = $23,074.00
Estimación enfriador = $125,000.00
Diámetro tubería = 1 1/4", Pt. 1 9/16"

C) Agua fresca de la torre de enfriamiento, flujo paralelo al magma:

9.- M.L.D.T. = 4.23°F
Long. tubería = 0.6431 m
Costo tubería = $27,833.00
Estimación enfriador = $128,906.00
Diámetro tubería = 3/4", Pt. 15/16"

10.- M.L.D.T. = 4.34°F
Long. tubos = 0.6286 m
Costo tubería = $27,203.00
Estimación enfriador = $123,437.00
Diámetro tubería = 3/4", Pt. 15/16"

11.- M.L.D.T. = 4.11°F
Long. tubos = 0.6638 m
Costo tubería = $28,727.00
Estimación enfriador = $130,000.00
Diámetro tubería = 3/4", Pt. 15/16"

12.- M.L.D.T. = 4.23°F
Long. tubos = 0.7971 m
Costo tubería = $34,500.00
Estimación enfriador = $131,000.00
Diámetro tubería = 3/4", Pt. 1"

13.- M.L.D.T. = 4.34°F
Long. tubos = 0.6534 m
Costo tubería = $28,278.00
Estimación enfriador = $128,000.00
Diámetro tubería = 3/4", Pt. 1"

14.- M.L.D.T. = 4.11°F
Long. tubos = 0.6638 m
Costo tubería = $28,727.00
Estimación enfriador = $130,000.00
Diámetro tubería = 3/4", Pt. 1"

Estimación enfriador = $132,812.00
Diámetro tubería = 3/4", Pt. 15/16"

2.- M.L.D.T. = 3.72
Long. Tubos = 0.7620 m
Costo tubería = $32,977.00
Estimación enfriador = $142,187.00
Diámetro tubería = 3/4", Pt. 1"

3.- M.L.D.T. = 3.72
Long. tubos = 0.9379 m
Costo tubería = $29,698.00
Estimación enfriador = $140,625.00
Diámetro tubería = 1", Pt. 1 1/4"

4.- M.L.D.T. = 3.72
Long. tubos = 1.53 m
Costo tubería = $29,420.00
Estimación enfriador = $143,750.00
Diámetro tubería = 1 1/4" Pt. 1 9/16"

B) Agua procedente de E-I flujo a contracorriente con el magma:

5.- M.L.D.T. = 4.73°F
Long. tubos = 0.5760 m
Costo tubería = $24,927.00
Estimación enfriador = $118,750.00
Diámetro tubería = 3/4", Pt. 15/16"

6.- M.L.D.T. = 4.73
Long. tubos = 0.600 m
Costo tubería = $25,966.00
Estimación enfriador = $123,437.00
Diámetro tubería = 3/4" Pt. 1"

7.- M.L.D.T. = 4.73
Long. tubos = 0.8659 m
Costo tubería = $23,377.00
Estimación enfriador = $121,875.00
Diámetro tubería = 1", Pt. 1 1/4"

8.- M.L.D.T. = 4.73
Long. tubos = 1.20 m

Costo tubería = $23,074.00
Estimación enfriador = $125,000.00
Diámetro tubería = 1 1/4", Pt. 1 9/16"

C) Agua fresca de la torre de enfriamiento, flujo paralelo al magma:

9.- M.L.D.T. = 4.23°F
Long. tubería = 0.6431 m
Costo tubería = $27,833.00
Estimación enfriador = $128,906.00
Diámetro tubería = 3/4" Pt. 15/16"

10.- M.L.D.T. = 4.34°F
Long. tubos = 0.6286 m
Costo tubería = $27,203.00
Estimación enfriador = $123,437.00
Diámetro tubería = 3/4", Pt. 15/16"

11.- M.L.D.T. = 4.11°F
Long. tubos = 0.6638 m
Costo tubería = $28,727.00
Estimación enfriador = $130,000.00
Diámetro tubería = 3/4", Pt. 15/16"

12.- M.L.D.T. = 4.23°F
Long. tubos = 0.7971 m
Costo tubería = $34,500.00
Estimación enfriador = $131,000.00
Diámetro tubería = 3/4" Pt. 1"

13.- M.L.D.T. = 4.34°F
Long. tubería = 0.6534 m
Costo tubería = $28,278.00
Estimación enfriador = $128,000.00
Diámetro tubería = 3/4", Pt. 1"

14.- M.L.D.T. = 4.11°F
Long. tubos = 0.6638 m
Costo tubería = $28 727.00
Estimación enfriador = $130,000.00
Diámetro tubería = 3/4", Pt. 1"

15.- M.L.D.T. = 4.23°F
Long. tubos = 0.9684 m
Costo tubería = $26,047.00
Estimación enfriador = $129,000.00
Diámetro tubería = 1", Pt. 1 1/4"

16.- M.L.D.T. = 4.34°F
Long. tubos = 0.9420 m
Costo tubería = $25,432.00
Estimación enfriador = $127,000.00
Diámetro tubería = 1" Pt. 1 1/4"

17.- M.L.D.T. = 4.11°F
Long. tubos = 0.9968 m
Costo tubería = $26 912.00
Estimación enfriador = $135,000.00
Diámetro tubería = 1", Pt. 1 1/4"

18.- M.L.D.T. = 4.23°F
Long. tubos = 1.34 m
Costo tubería = $25,766.00
Estimación enfriador = $138 000.00
Diámetro tubería = 1 1/4" Pt. 1 9/16"

19.- M.L.D.T. = 4.34°F
Long. tubos = 1.31 m
Costo tubería = $25,200.00
Estimación enfriador = $136,000.00
Diámetro tubería = 1 1/4", Pt. 1 9/16"

20.- M.L.D.T. = 4.11°F
Long. tubos = 1.38 m
Costo tubería = $26,535
Estimación enfriador = $150,000.00
Diámetro tubería = 1 1/4", Pt. 1 9/16"

D) Agua fresca de la torre de enfriamiento, flujo a contra corriente con el magma:

21.- M.L.D.T. = [illegible]
Long. [illegible] 1.13 m
Costo tubería = $23,339
Estimación enfriador = $115,000.00
Diámetro tubería = 3/4", Pt. 15/16"

22.- M.L.D.T. = 4.63°F
Long. tubos = 0.5882 m
Costo tubería = $24,074
Estimación enfriador = $122,000.00
Diámetro tubería = 3/4", Pt. 15/16"

23.- M.L.D.T. = 5.05°F
Long. tubos = 0.6237 m
Costo tubería = $29,155
Estimación enfriador = $132,000.00
Diámetro tubería = 3/4", Pt. 15/16"

24.- M.L.D.T. = 4.95°F
Long. tubos = 0.8380 m
Costo tubería = $22,624
Estimación enfriador = $116,000.00
Diámetro tubería = 1", Pt. 1 1/4"

25.- M.L.D.T. = 4.63°F
Long. tubos = 0.8960 m
Costo tubería = $24,190.00
Estimación enfriador = $124,000.00
Diámetro tubería = 1", 1 1/4"

26.- M.L.D.T. = 4.05°F
Long. tubos = 1.02 m
Costo tubería = $27,650.00
Estimación enfriador = $140,000.00
Diámetro tubería = 1", Pt. 1 1/4"

27.- M.L.D.T. = 4.95°F
Long. tubos = 1.15 m
Costo tubería = $22,113.00
Estimación enfriador = $122,000.00
Diámetro tubería = 1 1/4", Pt. 1 9/16"

28.- M.L.D.T. = 4.63°F
Long. tubos = 1.23 m
Costo tubería = $23,630.00
Estimación enfriador = $125,000.00
Diámetro tubería = 1 1/4", Pt. 1 9/16"

29.- M.L.D.T. = 4.05°F
Long. tubos = 1.40 m
Costo tubería = $27,018.00
Estimación enfriador = $150,000.00
Diámetro tubería = 1 1/4", Pt. 1 9/16"

En conclusión, el enfriador No. 8 con agua procedente del E-I y con flujo a contracorriente, será el más adecuado ya que tiene una longitud bastante aceptable (1.20 m) tomando en consideración que el cristalizador X-9 y el enfriador E-I miden 3 mts. de altura aprox. por lo que para operarlos adecuadamente se tiene en Industrias Pennwalt un desnivel a 1.90 mts. sobre la altura del piso, por lo tanto el E-II no quedará demasiado largo y además su estimación para la tubería es bastante aceptable, por lo que este enfriador E-II quedará para diseñarse como sigue:

Enfriador E-II, serie, flujo a contracorriente:

1. Condiciones de operación:

W_{magma} = 3,194,444 lb/h , 1.36 , 4577 g.p.m. , v = 9 ft/s

W_{agua} = 1,250,000 lb/h , 1.00, 2500 g.p.m., v = 2.6 ft/s

2. Temperaturas:

T_{magma_1} = 77.04°F T_{agua_1} = 73.148°F

T_{magma_2} = 76.946°F T_{agua_2} = 73.340°F

3. Balance de calor:

Q_{magma} = 3,194,444 x 0.8 x 0.094 = 240,000 Btu/h

Q_{agua} = 1,250,000 x 1.0 x 0.192 = 240,000 Btu/h

4. M.L.D.T. = 4.73°F

5. Coeficientes:

FLUIDO FRIO, AGUA, CORAZA

a) $v = 2.6$ ft/s

b) $g = 583,128$ lb/h ft^2

c) $de = 0.91" = 0.0758'$

d) $Re_s = 18,273$

e) $Jh = 76$

f) $ho = 675$

FLUIDO CALIENTE, MAGMA, TUBOS

a') $v = 9$ ft/s

b') $g = 2,754,000$ lb/h ft^2

c') D = 1 1/4" 16 BWG

ID = 1.12" = 0.0933'

d') $Re_t = 48.498$

e') $Jh = 140$

f') $hi = 1158.7$

g') $hi_o = 1038.2$

$U_c = 409$

$Rd = 0.00188$

$U_D = 231.2$

6. Número de tubos:

a) Area de flujo = 1.16 ft^2

b) Número de tubos = 170

c) Area de calentamiento = 219.4 ft^2

d) Longitud de los tubos = 3.94 ft = 1.20 m

7. Estimación tubería:

$23,074 (Tubería Acero Inoxidable 304)

$31,740 (" " " 316)

8. Estimación total del enfriador:

$125,000.00

9.

LADO CORAZA	LADO TUBOS
D.I. = 25 plg.	Long. y Num. = 3.94 ft, 170
Sin deflectores	DE,BWG y Pt = 1 1/4" 16 BWG, 1 9/16" triangular
Pasos = 1	Pasos = 1

NOMENGLATURA

= Densidad, g/lt

M.L.D.T. = Media Logarítmica de Temperaturas, °F

D.I. = Diámetro interno, plg.

D.E. = Diámetro interno tubos, plg.

a_s = Area de flujo, ft^2

G_s = Masa velocidad, lb h /ft^2

W = Flujo, lb/h

De = Diámetro equivalente, ft.

Re_s = Número de Reynolds de lado de la coraza, adimensional

Re_t = Número de Reynolds de lado de los tubos, adimensional

Jh = Factor de transferencia de calor, $(hD/k)(c\mu/k)^{1/3}$, adimensional

ho = Coeficiente de transferencia de calor, fluido externo, Btu/h ft^2 °F

hi_o = Coeficiente de transferencia de calor, fluido interno, Btu/h ft^2 °F

U_c = Coeficiente total de transferencia de calor limpio, Btu/h ft^2 °F

U_D = Coeficiente total de transferencia de calor de diseño, Btu/h ft^2 °F

Rd = Factor de incrustación, hr ft^2 °F/Btu

μ= Viscosidad, cp. x 2.42 = lb/ft h

c = Calor específico, Btu/lb °F

k = Conductividad térmica, Btu/h ft^2 °F/ft

v = velocidad, ft/s

T_{m_1} = Temperatura entrada del magma, °F

T_{m_2} = Temperatura de salida del magma, °F

T_{a_1} = Temperatura de entrada del agua, °F

T_{a_2} = Temperatura de salida del agua, °F

CONDICIONES DE SECADO FLASH

CONDICIONES DE SECADO FLASH

SECADO.- El equipo de secado establecido en Industrias Pennwalt para llevar a cabo esta operación en los cristales de $KClO_3$ húmedos, es un sistema de "SECADO DIRECTO" puesto que la transmisión de calor para la desecación se realiza por contacto directo entre el sólido húmedo y los gases calientes.

Los secadores directos también son llamados "SECADORES POR CONVECCION". Además se le considera CONTINUO puesto que su funcionamiento continúa sin interrupción mientras se suministra la alimentación o material húmedo. También pertenece al subgrupo de los TRANSPORTADORES NEUMATICOS, pues el material es transportado a altas temperaturas y los gases fluyen a gran velocidad hasta un colector ciclónico. (Ver diagrama No. 2 en el Apendice.)

A) Descripción del equipo:

a) Calentador de aire (E-2)

b) Centrífuga (X-8)

c) Tolvas (SB-4, SB-5 y SB-7)

d) Molino (X-13)

e) Separador ciclónico (X-16)

f) Separador de bolsas (X-15)

g) Ventilador (B-4)

h) Valvulas rotatorias (X-17, X-18)

i) Báscula (X-13)

B) Operación del equipo:

En general el equipo trabaja de la siguiente manera: El $KClO_3$ húmedo (3% base húmeda) descargado de la centrífuga es llevado a una tolva de alimentación y al molino. A este molino se alimentará el $KClO_3$ húmedo y además una corriente de aire caliente. Este aire es calentado previamente en un banco de serpentines hasta una temperatura de 300°F. Este calentador de aire cuenta con filtros de aire.

El $KClO_3$ húmedo y el aire caliente pasan por el molino y son pulverizados hasta la granulometría deseada (que es de 200 mallas en un 90%), y además, iniciar el proceso de secado.

Para terminar el secado del material son enviados el sólido y el aire caliente a un ducto en donde el clorato se transporta neumáticamente y se seca hasta una húmedad final de 0.06% máximo.

La mayor parte del producto seco se separa en un ciclón de alta eficiencia y los finos se recuperan en un separador de bolsas.

Todo el sistema opera a presión negativa y el aire necesario para el secado y transporte neumático se maneja a través de un ventilador que se encuentra instalado a la sálida de los gases del separador de bolsas. El ventilador trabaja, por lo tanto, a tiro inducido. El material seco recuperado en el ciclón

se descarga a una tolva de 1 m^3 de capacidad mediante una válvula rotatoria (airlock). A su vez, el material recuperado en el separador de bolsas se envía a otra tolva similar también mediante una válvula rotatoria.

El separador de bolsas opera en forma continua y automática, permitiendo el desprendimiento del sólido retenido en las bolsas.

C) Método de cálculo:

El secador flash de transportación neumática se incluye entre los secadores de funcionamiento adiabático, en el sentido de que el calor total para secar se dá del aire de secado exclusivamente, aunque estrictamente no se pueda decir que sea adiabático, debido a que las pérdidas de calor son considerables.

Para el conocimiento de las condiciones de operación del equipo, así como de la influencia de dichas funciones sobre el funcionamiento general del mismo, se llevarán a cabo los siguientes cálculos:

D) Calor total dado al aire.

E) Calor que el aire cede en su trayectoria por el ducto de secado.

F) Calor que sustrae el aire.

G) Calor que necesita el material para secar.

H) Cálculo de las pérdidas de calor.

I) Eficiencia de secado.

J) Eficiencia térmica.

K) Sólidos por gasto en masa del aire.

L) Calorias totales por agua evaporada.

M) Número de unidades de transferencia.

D) Calor total dado al aire:

Se representa con la ecuación:

$$Q_T = G_{m_a} S_o (t_o - t_a)$$

G_{m_a} = 1200 ft^3/min = 1633 Kg/h $\qquad t_o$ = 149°C

S_o = 0.242 Kcal/Kg °C $\qquad t_a$ = 20°C

$$Q_T = 1633 \times 0.242 \times (149-20) = 50,979 \text{ Kcal/h}$$

E) Calor que el aire cede en su trayectoria por el ducto de secado:

$$Q_1 = G_{m_a} S_o (t_o - t_1) \qquad t_1 = 54°C$$

$$Q_1 = 1633 \times 0.242 \times (149-54) = 37,542 \text{ Kcal/h}$$

F) Calor que sustrae el aire:

$$Q_2 = G_{m_a} S_o (t_1 - t_a)$$

$$Q_2 = 1633 \times 0.242 \times (54-20) = 13,436 \text{ Kcal/h}$$

G) Calor que necesita el material para secar:

$$Q_3 = q_1 + q_2 + q_3 + q_4 + q_5$$

$$Q_3 = S(C_{p_s}+W_{s_1})(T_1-T_o)+S(W_{s_o}-W_{s_1})\left[(T_E-T_o)+\lambda_{T_E}+C_{p_v}(t_1-T_E)\right]$$

Con los datos obtenidos hasta el momento se puede obtener S, W_{s_o} y W_{s_1}.

1. Sólidos totalmente secos:

$$S = M_o(1-W_{H_o})$$

M_o = 322.09 Kg/h

W_{H_o} = 0.03 Kg de agua/Kg de material húmedo

S = 322.09(1-0.03) = 312.42 Kg/h.

2. Húmedad base seca:

$$W_{s_o} = \frac{W_{H_o}}{1-W_{H_o}} = \frac{0.03}{1-0.03} = 0.3092$$

$$W_{H_1} = 0.0006 \frac{\text{Kg agua}}{\text{Kg mat. hum.}} \quad W_{s_1} = \frac{W_{H_1}}{1-W_{H_1}} = \frac{0.0006}{1-0.0006} = 0.0006$$

3. Temperatura de evaporación:

En este tipo de secadores es muy dificil medir esta temperatura, razón por la cuál se acostumbra estimarla igual a la temperatura de bulbo húmedo del aire de secado. En términos generales, esta estimación es aceptable:

$$T_E = 102°F = 40°C$$

4. Calor para calentar el material (q_1):

$$q_1 = SC_p(T_1 - T_o)$$

C_p = 0.444 Kcal/Kg °C

q_1 = 312.42 x 0.444 x (44-25) = 2635.57 Kcal/h

5. Calor para calentar el agua residual (q_2):

$$q_2 = SW_{s_1}(T_1 - T_o)$$

q_2 = 312.42 x 0.0006 x 19 = 3.56 Kcal/h

6. Calor para calentar el agua evaporada hasta la temperatura de evaporación (q_3):

$$q_3 = S(W_{s_o} - W_{s_1})(T_E - T_o)$$

q_3 = 312.42 x 0.03032 x 15 = 142.08 Kcal/h

7. Calor para evaporar el agua (q_4):

$$q_4 = S(W_{s_o} - W_{s_1})\lambda_{T_E} \qquad \lambda_{T_E} = 574 \text{ Kcal/Kg}$$

q_4 = 312.42(0.03032)574 = 5437.2 Kcal/h

8. Calor para calentar el vapor de agua hasta la temperatura final del aire (q_5):

$$q_5 = S(W_{s_o} - W_{s_1})C_{p_v}(t_1 - T_E)$$

q_5 = 312.42(0.03032)0.45(54-40) = 60.05 Kcal/h

Q_3 = 2635.57+3.56+142.08+5437.2+60.05 = 8278.46 Kcal/h

H) Pérdidas de calor:

Las pérdidas de calor del equipo que son principalmente por convección y radiación son determinadas directamente por la ecuación:

$$Q_T = Q_2+Q_3+Q_4$$

de donde:

$$Q_4 = Q_T-(Q_2+Q_3)$$

$$Q_4 = 50,979-(13,436+8,278) = 29,265 \text{ Kcal/h}$$

I) Eficiencia de secado:

La eficiencia de secado se calcula con la siguiente ecuación:

$$E.S. = \frac{\text{Calor que necesita el material para secarse}}{\text{Calor que cede el aire en su trayecto por el ducto de secado}}$$

$$E.S. = Q_3/Q_1 \qquad Q_3 = 828.26 \text{ Kcal/h}$$

$$E.S. = \frac{8278.26}{37,542} = 0.22 = 22\% \qquad Q_1 = 37,542 \text{ Kcal/h}$$

J) Eficiencia térmica:

$$\eta = \frac{t_o-t_1}{t_o-t_a} = \frac{95}{129} = 0.7364 = 73.64\%$$

K) Sólidos por gasto en masa del aire:

$$S/G_{T_a} = \frac{[illegible] \text{ kg de agua/h}}{[illegible] \text{ kg/h}} = 0.1913$$

L) Número de unidades de transferencia:

$$N.T.U. = Ln \frac{t_1 - t_a}{t_2 - t_a}$$

$t_1 = 300°F$

$N.T.U. = 2.0$

$t_2 = 130°F$

$t_a = 102°F$ a 585 mm de Hg

M) Longitud necesaria para el secado:

El diseño original del secador, efectuado por Ingeniería Continental S.A., tiene una longitud necesaria del ducto de 28.7 ft y una real de 60 ft., para secar el $KClO_3$ desde una Húmedad $H_1 = 0.5\%$ (base húmeda) hasta una Húmedad final $H_f = 0.5\%$ (base húmeda) y un tiempo de residencia en él de 0.716 seg.

El ducto actualmente instalado tiene una longitud de 60 ft. y procederemos a calcular ahora tanto el tiempo como la longitud necesaria del ducto para secar el sólido desde una $H_1 = 3\%$ hasta una $H_f = 0.06\%$ condiciones actuales de operación de este.

a) Tiempo:

$$T = \frac{\rho_s (D_p)^2 \lambda (W_o - W_1)}{12\ K_f (\Delta T)_m}$$

$\rho_s = 93.6\ lb/ft^3$

D_p = 40 malla = 0.0060 plg. = 0.00016 ft

$$\lambda = 1034 \text{ Btu/lb}$$

$$W_{s_o} = 0.03092 \text{ lb/lb}$$

$$W_{s_1} = 0.0006 \text{ lb/lb}$$

$$K_f = 0.019 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ °F/ft}$$

$$(\Delta T)_m = 93.5°F$$

$$T = \frac{(93.6)(0.000816)^2(1034)(0.03032)}{(12)(0.019)(93.5)} = 0.0000916 \text{ h} =$$

$$0.3297 \text{ s}$$

b) Longitud necesaria:

= (velocidad)(tiempo)

= (100 ft/s) (0.3297 s) = 32.97 ft

En el molino el material pierde de un 60% a un 70% de su humedad inicial; por lo tanto:

c) Tiempo necesario de residencia en el ducto:

= 0.3297 s x 0.4 = 0.13188 s

d) Longitud necesaria:

= 100 ft/s x 0.13188 s = 13.18 ft

e) Longitud de ducto:

= 80 ft

NOMENCLATURA

G_{m_a} = Flujo del aire de secado, Kg/h

M_o = Flujo de alimentación del material, Kg/h

H_o = Humedad absoluta inicial del aire, Kg agua/Kg aire seco.

H_1 = Humedad absoluta final del aire, Kg agua/Kg aire seco.

t_a = Temperatura del aire ambiente, °C.

t_o = Temperatura inicial del aire, °C.

t_{w_a} = Temperatura de bulbo húmedo inicial del aire, °C.

t_1 = Temperatura final del aire, °C.

t_{w_1} = Temperatura de bulbo húmedo final del aire, °C.

T_o = Temperatura inicial del material, °C.

T_1 = Temperatura final del material, °C.

W_{H_o} = Humedad inicial del material, % Base húmeda.

W_{H_1} = Humedad final del material, % Base húmeda.

S_o = Calor húmedo del aire, Kcal/Kg °C.

S = Sólidos totales, Kg/h

W_{s_o} = Humedad inicial del sólido en Kg agua/Kg material seco.

W_{s_1} = Humedad final del sólido en Kg agua/Kg material seco.

T_E = Temperatura de evaporación, °C.

C_p = Calor específico en Kcal/Kg °C. Los subíndices "s" y "v" [illegible] al sólido y al vapor respectivamente.

ESPECIFICACIONES COMPARATIVAS DE EQUIPOS

ESPECIFICACIONES COMPARATIVAS DE EQUIPOS, DISEÑO, ACTUAL, AMPLIACION

Resumen general de equipos. Condiciones original de cálculo, diseño y ampliación:

SISTEMA ELECTROLITICO	CONDICION DISEÑO	CONDICION ACTUAL	AMPLIACION
1. Producción base para el cálculo	940 TON/año $KClO_3$	1207 ton/año $KClO_3$	2415 ton/año $KClO_3$
2. Alimentación a celdas:			
a) Flujo Volumétrico	333 l/h	333 l/h	333 l/h
b) Conc. de NaCl	157 g/l	157 g/l	157 g/l
c) Conc. $NaClO_3$	187 g/l	230 g/l	230 g/l
d) Sp. Gr.	1.252	1.252	1.252
3. Sales alimentadas por celda:			
a) NaCl	52.3 Kg/h	52.3 Kg/h	52.3 Kg/h
b) $NaClO_3$	62.3 Kg/h	76.6 Kg-h	76.6 Kg/h
c) H_2O	303.0 Kg/h	288.04 Kg/h	288.04 Kg/h
d) Total	417.6 Kg/h	416.94 Kg/h	416.94 Kg/h
4. Transformación en celdas (80% eficiencia)			
a) $KClO_3$	4.87 Kg/h (8000 A)	6.09 Kg/h (10000 A)	6.09 Kg/h (10000 A
b) $NaClO_3$	4.23 Kg/h (8000 A)	5.29 Kg/h (10000 A)	5.29 Kg/h (10000 A
c) NaCl consumido	2.26 Kg NaCl/h	2.89 Kg NaCl/h	2.89 Kg NaCl/h
d) H_2O que se elimina	2.09 Kg H_2O/h	2.67 Kg H_2O/h	2.67 Kg H_2O/h
e) H_2 producido	0.232 Kg H_2/h	0.295 Kg H_2/h	0.295 Kg H_2/h
5. Solución descargada de celdas:	10,016 Kg/h	10,016 Kg/h	19,952 Kg/h
6. [illegible] de [illegible] a proceso:	1001 Kg/h	1001.6 Kg/h	1998.2 Kg/h

7. Balance total en la celda:			
Entra (solución)	417.6 Kg/h	416.91 Kg/h	416.91 Kg/h
Sale (solución	417.27 Kg/h	416.63 Kg/h	416.63 Kg/h
Hidrógeno)	0.232 Kg/h	0.295 Kg/h	0.295 Kg/h

ENFRIADOR E-1	CONDICION DISEÑO	CONDICION ACTUAL	AMPLIACION
1. Temp. entrada agua:	72.16°F	72.78°F	72.78°F
2. Temp. salida agua:	73.40°F	73.40°F	73.148°F
3. Velocidad agua:	2.5 ft/s	2.6 ft-s	2.6 ft/s
4. Temp. entrada magma:	77.47°F	77.22°F	77.22°F
5. Temp. salida magma:	77.00°F	77.00°F	77.04°F
6. Velocidad magma:	9 ft/s	9 ft/s	9 ft/s
7. Gasto magma recirc.	1400 g.p.m.	2000 g.p.m.	4577 g.p.m.
8. Gasto agua recirc.	600 g.p.m.	1200 g.p.m.	2500 g.p.m.
9. Régimen	Flujo Paralelo	Flujo Paralelo	Flujo Paralelo
10. M.L.D.T.	4.6°F	4.5°F	4.21°F
11. Diámetro tubos	3/4" 16 BWG	1 1/4" 16 BWG	1 1/4" 16 BWG
12. Número de tubos	164	109	109
13. Longitud de los tubos	10 ft	10 ft	10 ft
14. Pitch	1 plg.	1 9/16 plg.	1 9/16 plg.
15. Baffles	Si, 4	No	No
16. Arreglo de los tubos	Triangular	Triangular	Triangular
17. Diámetro interno envolvente D.I.	15 1/4 plg.	19 1/4 plg.	19 1/4 plg.

18. Area de calentamiento	322 ft^2	356 ft^2	356 ft^2
19. U Calculada	467 Btu/h ft^2 °F	400 Btu/h ft^2 °F	519.6 Btu/h ft^2 °F
20. U Diseño	248 Btu/h ft^2 °F	250 Btu/h ft^2 °F	301.2 Btu/h ft^2 °F
21. Factor de obstrucción	0.00188 h ft^2 °F/Btu	0.00188 h ft^2 °F/Btu	0.00163 h ft^2 °F/Btu

SECADOR FLASH

1. Alimentación (producto húmedo)	800 lb/h	800 lb/h	2840 lb/h
2. Agua	88.3 lb/h	88.3 lb/h	181.90 lb/h
3. Temp. de alimentación	25°C	25°C	25°C
4. Húmedad inicial del producto	10%	3%	3%
5. Húmedad final del producto	0.5%	0.06%	0.06%
6. Temp. bulbo seco ambiental	20°C	20°C	20°C
7. Humedad relativa ambiental	50%	50%	50%
8. Presión barométrica	586 mm de Hg.	586 mm de Hg.	586 mm de Hg.
9. Densidad sólido seco	93.6 lb/ft^2	93.6 lb/ft^2	93.6 lb/ft^2
10. Tiempo de secado	0.716 s	0.3297 s	0.3297 s
11. Long. necesaria	28.7 ft	13.18 ft	13.18 ft
12. Longitud	60 ft	60 ft	60 ft

ENFRIADOR E-II

1. Temp. entrada agua			73.148°F
2. Temp. salida agua			73.340°F

3. Velocidad del agua	2.6 ft/s
4. Temp. entrada magma	77.04°F
5. Temp. salida magma	76.946°F
6. Velocidad magma	9 ft/s
7. Gasto magma	4577 g.p.m.
8. Gasto agua	2500 g.p.m.
9. Régimen	Contracorriente
10. M.L.D.T.	4.73°F
11. Diámetro tubería	1 1/4" 16 BWG
12. No. de tubos	170
13. Longitud tubos	3.94 ft
14. Pitch	1 9/16"
15. Arreglo	Triangular
16. Diámetro interno de la envolvente I.D.	25 plg.
17. Area de calentamiento	219.4 ft^2
18. U calculada	409 Btu/h ft^2 °F
19. U diseño	231.2 Btu/h ft^2 °F
20. Factor de obstrucción	0.00188 h ft^2 °F/Btu

CENTRIFUGA X-8

1. Densidad magma alimentado	1.45	1.39	1.39
2. Temperatura	25°C	25°C	25°C
3. Viscosidad	2.5 Cp.	2.42 Cp.	2.42 Cp.
4. Presión de vapor	24 mm de Hg.	24 mm de Hg.	24 mm de Hg.
5. pH	8.0	8.0	8.0
6. Condiciones de operación			

a) Alimentación (sólidos totales)			
NaCl	651 Kg/h , 17.83%	651 Kg/hr, 17.83%	969.3 Kg/hr, 15.39%
K $KClO_3$	736 Kg/h , 20.15%	736 Kg/hr, 20.15%	2396.8 Kg/hr, 38.06%
H_2O	2265 Kg/h , 60.02%	2265 Kg/hr, 60.02%	2931.2 Kg/hr, 46.55%
7. Concentración de sólidos en suspensión	14.90%	14.90%	28.0%
8. Cristales por separar	544 Kg/h	544 Kg/hr	1763.24 Kg/hr
9. Gasto Volumétrico	11.10 g.p.m.	11.10 g.p.m.	14.89 g.p.m.
10. Humedad de los cristales separados	10% base húmeda	3% base húmeda	3% base húmeda

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

CONCLUSIONES

Teniendo en cuenta la necesidad de ampliación de la capacidad en la planta de clorato de potasio de Industrias Pennwalt de México, se llevó a cabo la presente tesis.

Las condiciones de trabajo con el clorato de potasio seco deben de ser en extremo cuidadosas dada la facilidad que este producto tiene para suministrar oxígeno a cualquier cosa que pueda inflamarse produciendose explosión, por lo que es necesario seguir todas y cada una de las medidas de seguridad especificadas en este trabajo.

La ampliación, de 24 celdas electrolíticas con que en la actualidad trabaja la planta, a 48 celdas y una corriente de 60,000 A/h dará lugar a un aumento de cristales de $KClO_3$ en el cristalizador de un 141% más en relación a las especificiciones de diseño, por lo que el enfriador establecido tendrá que trabajar a un máximo y acondicionar uno nuevo el cual resuelva los requerimientos finales de transferencia de calor que son de 240,000 Btu/h. Este último enfriador será diseñado para trabajar en serie con el ya establecido y tendrá un flujo en su interior a contracorriente, 170 tubos de acero inoxidable con una longitud de 1.20 m, una área de calentamiento de 219.4 ft^2 y un costo estimativo total de $125,000.00 pesos.

El secador del tipo "Flash" en funcionamiento actualmente será capaz de satisfacer las nuevas necesidades de secado dados

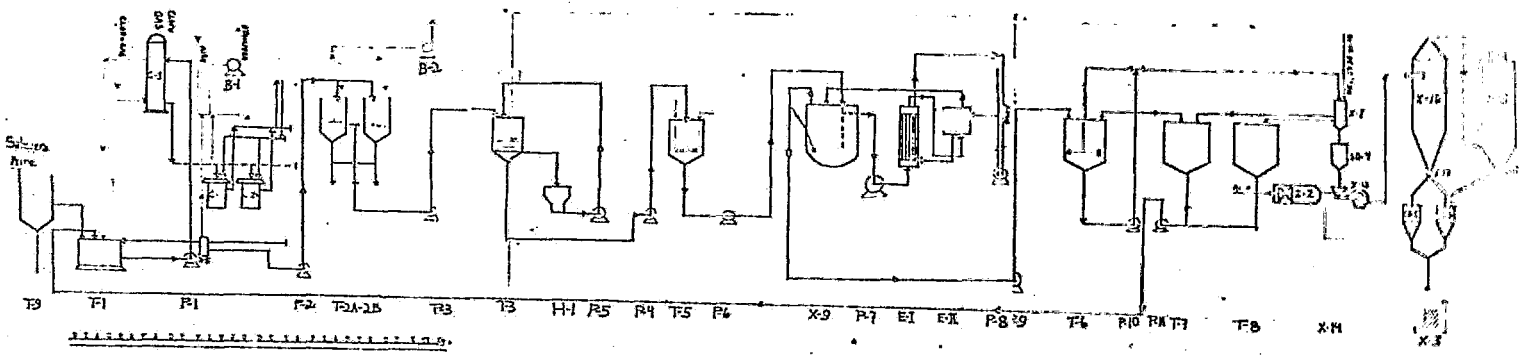
será capaz de satisfacer las nuevas necesidades de secado dados los valores obtenidos de número de unidades de transferencia de calor de 2.0 y una eficiencia de transferencia de calor de más de un 70% para humedades inicial y final de 3% y de 0.06% respectivamente.

El sistema de bombeo será necesario modificarlo según las especificaciones dadas en el Apéndice.

En general, se puede decir que la única ampliación de equipo a llevarse a cabo es la adición del nuevo cambiador de calor, así como el acondicionamiento de las bombas adecuadas. Los demás servicios son adecuados para producir las 2415 Ton/año de $KClO_3$ que se desean.

A P E N D I C E

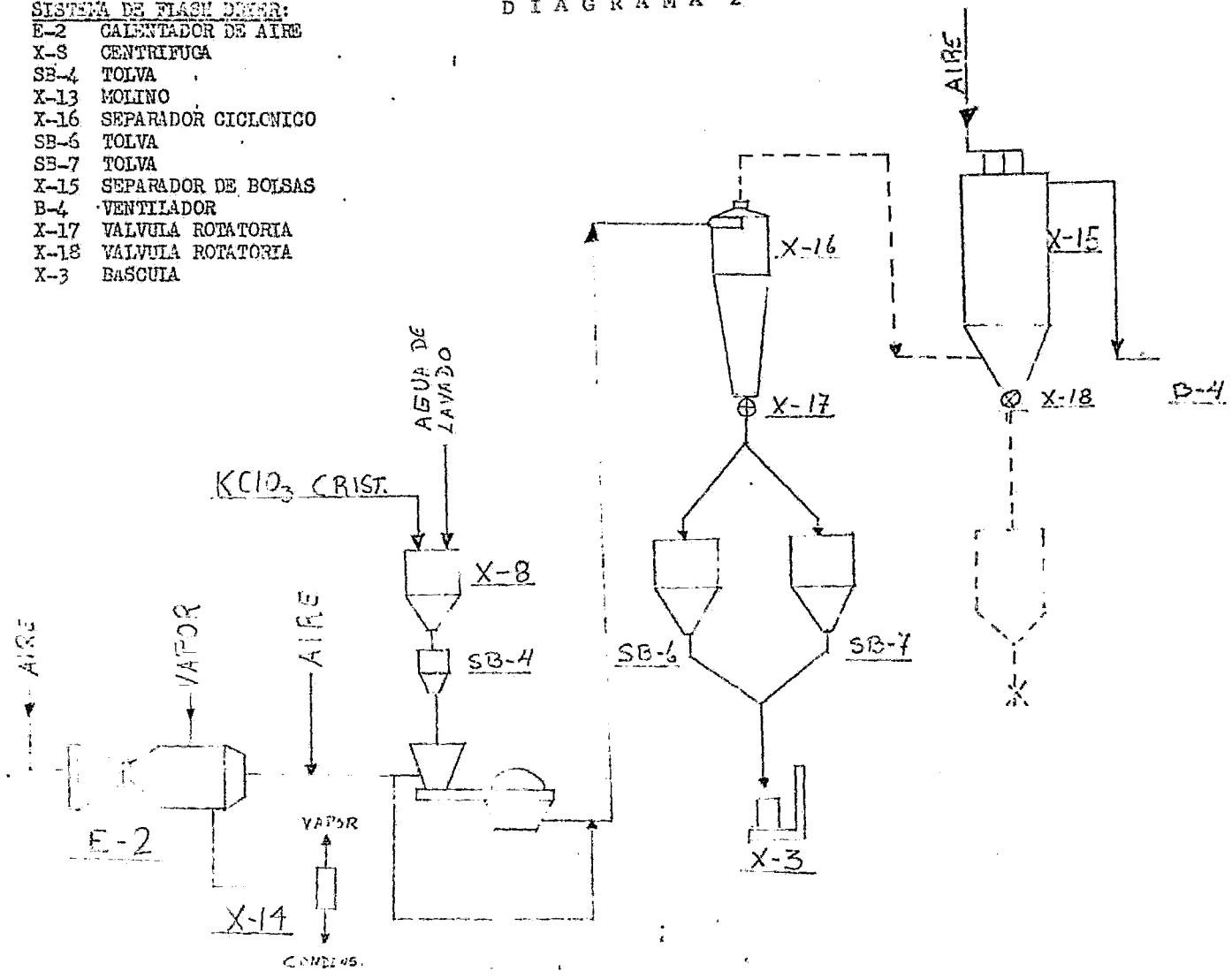
DIAGRAMA 1.


T9
T1
P1
P2
T2A-2B
T3
T3
H-1
P5
P4
T5
P6
X-9
P7
E1
E-II
P8
T6
P10
P11
T7
T8
X-11
X-3

D I A G R A M A 2

SISTEMA DE FLASH DRYER:

E-2	CALENTADOR DE AIRE
X-8	CENTRIFUGA
SB-4	TOLVA
X-13	MOLINO
X-16	SEPARADOR CICLONICO
SB-6	TOLVA
SB-7	TOLVA
X-15	SEPARADOR DE BOLSAS
B-4	VENTILADOR
X-17	VALVULA ROTATORIA
X-18	VALVULA ROTATORIA
X-3	BASCULA



GRAFICA 1

DIAGRAMA DE EQUILIBRIO

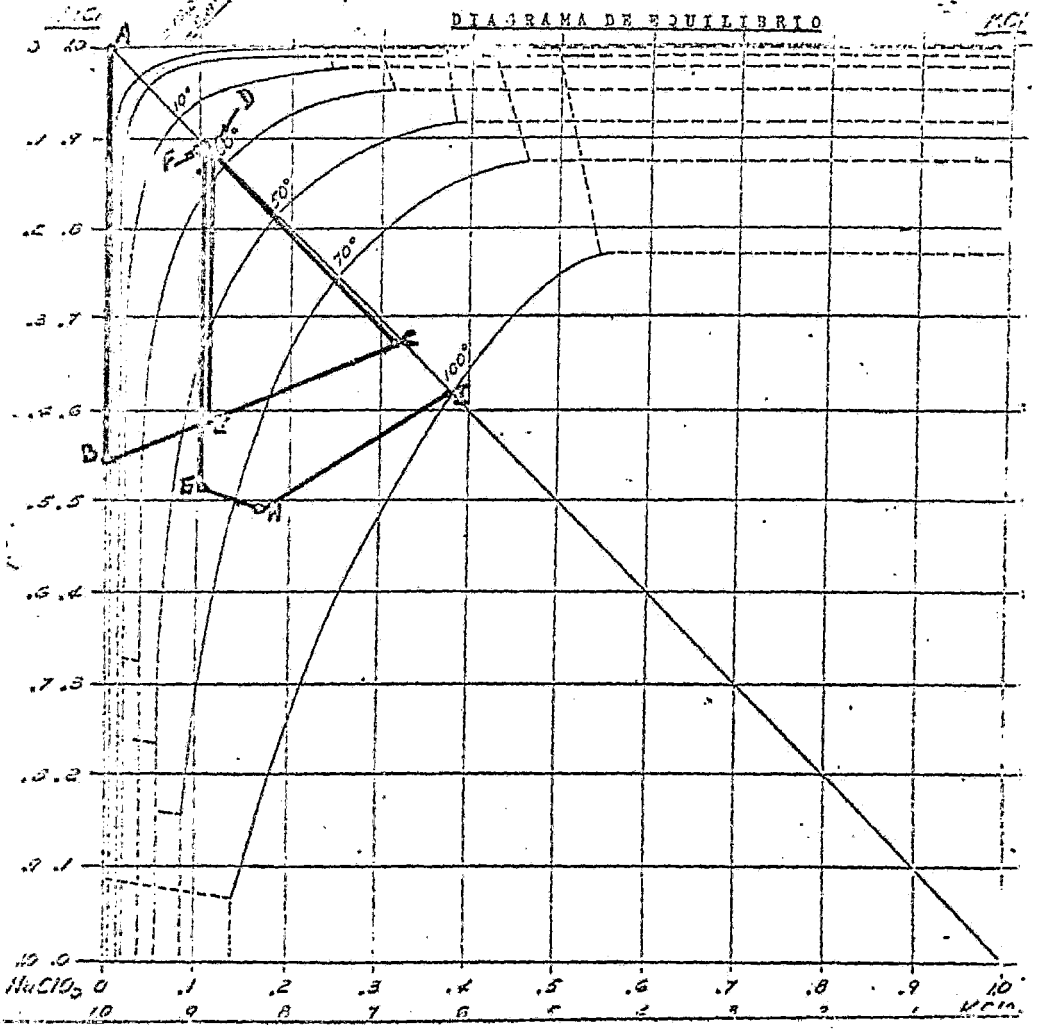


TABLA 1

RELACION GENERAL DE EQUIPO

NUMERO DE EQUIPO	SERVICIO	LINEAS DE LLEGADA	LINEAS DE SALIDA
T-1	TANQUE DE RECIRCULACION A CELDAS	a) DE CELDAS b) DE T-7 c) DERRAME C-1	a) A COLUMNA C-1
T-2A T-2B	TRATAMIENTO DE LA SOLUCION DE CELDAS	a) DE T-1 b) DE T-8	a) AL T-3
T-3	CONVERSION DE $NaClO_3$ a $KClO_3$	a) DE T-2A/2B b) RECIRCULACION	a) AL T-5
T-5	ALIMENTACION A X-9	a) DEL T-3	a) A LA X-9
T-6	ASENTADOR	a) DE LA X-9 b) RECIRCULACION	a) AL T-9 b) A LA X-8
T-7	TANQUE DE AGUAS MADRES	a) DEL T-6 b) AGUAS MADRES DE X-9	a) AL T-1
T-8	AGUAS DE LAVADO DE X-8	a) AGUAS LAVADO X-8	a) A T2A/2B
T-9	PREPARACION SALMUERA		a) A T-1
H-1	TOLVA DE DISOLUCION DEL KCL	a) DE T-3	a) A T-3
SB-4	TOLVA DE ALIMENTACION AL MOLINO	a) DE X-8	a) AL X-14
SB-6 SB-7	TOLVA DE PRODUCTO TERMINADO	a) DE X-15 b) DE X-16	a) A LA X-3
X-9	CRISTALIZADOR	a) DEL T-5 b) DEL E-II	a) AL E-I b) AL T-6
E-I	ENFRIADOR	a) DEL T-5 b) DE E-II	a) AL E-I b) A LA P-8
E-II	ENFRIADOR	a) DE E-I b) DE X-1	a) A X-9 b) AL E-I
X-1	TORRE ENFRIAMIENTO	a) DE E-II	a) A E-I b) A X-8
X-8	CENTRIFUGA	a) DE T-6 b) DE X-1	a) A SB-4
X-14	FLASH CONDENSADO DEL E-2	a) DE SB-4 b) DE E-2	a) A X-13
X-13	MOLINO	a) DE X-14	a) AL X-16
X-15	SEPARADOR SECUNDARIO DEL $KClO_3$	a) DEL X-16 b) ATMOSFERA	a) A SB-7
X-16	SEPARADOR DEL $KClO_3$ (FLASH DRYER)	a) DE X-13	a) A SB-6/7
B-1	EXTRACCION DE GASES CELDAS	a) DE CELDAS	a) ATMOSFERA
B-2	EXTRACCION DE [illegible] T2A/2B	a) A T2A/2B	a) ATMOSFERA
B-4	[illegible] DEL FLASH DRYER	a) DEL X-15	a) ATMOSFERA

TABLA 2.

RECIPIENTES.

	SERVICIO.	FLUIDO	DIMENSIONES. DIAMETRO ft.	ALTURA ft.	TIPO de SOPORTE	POSICION	TEMPERATURA PRESION. OPERACION	DISEÑO	OPERACION	DISEÑO	CAPACIDAD	MATERIAL DE CONSTRUCCION CUERPO	TAPA	ACCESORIO INTERNO	AISLAMIENTO	TIPO
T-1	Tanque de recirculación a celdas.	$KClO_3$, NaCl, $NaClO_3$ Cl_2	10	4' - 6"	Piso	Vertical	35°C	45°C	Atmosférica	14 psig	2880 Galones	Acero al Carbón	Acero al Carbón	Tubo 1" ϕ Titanio Vapor para Calentamiento.	———	Cilíndrico cerrado
T-2A T-2B	Tratamiento solución celdas.	$KClO_3$, NaCl, $NaClO_3$ Cl_2	8	11'- 0"	Patas	Vertical	100°C	100°C	Atmosférica	14 psig	4100 Galones	Acero al Carbón	Polyester	Serpentín y tubo de Titanio para vapor y aire	———	Cilíndrico cerrado
T-3	Conversión de $NaClO_3$ a $KClO_3$	$KClO_3$ NaCl	7	10'- 0"	Patas	Vertical	95°C	105°C	Atmosférica	14 psig	2880 Galones	Acero al Carbón	Acero al Carbón	Serpentín de Cobre. Agitador mecánico.	2"	Cilíndrico cerrado
T-5	Alimentación a X-9	$KClO_3$ NaCl	7	10'- 0"	Patas	Vertical	95°C	105°C	Atmosférica	14 psig	2880 Galones	Acero al Carbón	Acero al Carbón	Serpentín de Cobre	2"	Cilíndrico cerrado
T-6	Acentador	$KClO_3$ NaCl	7	10'- 0"	Patas	Vertical	25°C	35°C	Atmosférica	14 psig	2880 Galones	Acero al Carbón	Acero al Carbón	Agitador mecánico.	———	Cilíndrico cerrado
T-7	Tanque de Aguas Madres.	$KClO_3$ NaCl	7	10'- 0"	Patas	Vertical	30°C	40°C	Atmosférica	14 psig	2880 Galones	Acero al Carbón	Acero al Carbón	———	———	Cilíndrico cerrado
T-8	Agua de lavado de la centrífuga.	$KClO_3$ NaCl	7	10'- 0"	Patas	Vertical	30°C	40°C	Atmosférica	14 psig	2880 Galones	Acero al Carbón	Acero al Carbón	———	———	Cilíndrico cerrado
T-9	Preparación de la Salmuera.	NaCl Cl_2	7	10'- 0"	Patas	Vertical	65°C	75°C	Atmosférica	14 psig	2880 Galones	Acero al Carbón	Acero al Carbón	Tubo de Polyester para agitación con aire.	1"	Cilíndrico cerrado
E-1	Tolva de disolución del KCl.	KCl, $KClO_3$ $NaClO_3$ NaCl	3'x3'	3' - 0"	Patas	Vertical	95°C	100°C	Atmosférica	14 psig	116 Galones	Acero al Carbón	Acero al Carbón	Rejilla Irving 25 cm. x 5 cm.	2"	[illegible]
SB-4	Tolva de alimentación al molino.	$KClO_3$ 3% H_2O	2.4'	4.4'	Patas	Vertical	25°C	30°C	Atmosférica	14 psig	116 Galones	Acero Inox. 304	———	———	———	[illegible]
SB-6 SB-7	Tolvas para el producto terminado.	$KClO_3$	3'x3'	5.3'	Patas	Vertical	50°C	60°C	Atmosférica	14 psig	278 Galones	Acero Galvanizado.	Acero Galvanizado.	———	———	[illegible]
X-9	Cristalizador.	$KClO_3$ NaCl	6'-6"	10'- 6"	Patas	Vertical	25°C	30°C	Atmosférica	14 psig		Acero al Carbón	Acero al Carbón	Tuberías de Cobre	———	[illegible]
E-I	Enfriador.	Magma de $KClO_3$, H_2O	1'- 9"	10	Patas	Vertical	25.12°C	25.12°C	Atmosférica	14 psig	4577 Galones	Cobre 1"	Cobre 1"	103 tubos de Cu-Ni 70-30	———	[illegible]
E-II	Enfriador.	Magma de $KClO_3$, H_2O	2'- 2"	10	Patas	Vertical	25.02°C	25.02°C	Atmosférica	14 psig	4577 Galones	Cobre	Cobre	110 tubos de Cu-Ni 70-30	———	[illegible]

BOMBAS

TABLA 3

SERVICIO:	FLUIDO:	DENSIDAD:	TEMPERATURA:	VISCOSIDAD:	PRESION DE VAPOR:	SOLIDOS EN SUSPEN.	FLUJO NORMAL:	FLUJO DISEÑO:	CABEZA DE DISEÑO	ALTURA DISPONIBLE, ft.	POTENCIA TEORICA.	TIPO DE BOMBA	MATERIAL DE CONSTRUCCION	VOLTS FASES CICLOS
P-1 RECIRCULACION A CELDAS	$KClO_3$, $NaClO_3$, NaCl, Cl_2	1.25	35°C	1.7 Cp.	0.83 psia	No	117 g.p.m.	132 g.p.m.	32.8 ft.	131 ft.	1.2 H.P.	Centrifuga horizontal	DURICLOR O KARBATE	440 3 60
P-2 ALIMENTACION T2A-2B	$KClO_3$, $NaClO_3$, NaCl, Cl_2	1.25	35°C	1.7 Cp.	0.83 psia	No	8.25 g.p.m.	15 g.p.m.	26.2 ft.	66 ft.	0.2 H.P.	Centrifuga horizontal	DURICLOR O KARBATE	440 3 60
P-3 ALIMENTACION AL T-3	$KClO_3$, $NaClO_3$, NaCl	1.27	100°C	0.7 Cp.	11.3 psia	No	64 GMP	79 GPM	20.6 ft	26 ft.	0.4 H.P.	Centrifuga horizontal	DURIVET ALLOY 20 WORTHITE	440 3 60
P-4 ALIMENTACION A T-1, T-5	$KClO_3$, NaCl	1.39	95°C	0.7 Cp.	7.2 psia	No	8.25 GPM	15 GPM	30.0 ft.	66 ft.	0.2 H.P.	Centrifuga horizontal	DURIMET ALLOY 20 WORTHITE	440 3 60
P-5 RECIRCULACION AL T-3	$KClO_3$, NaCl	1.39	95°C	0.7 Cp.	7.2 psia	No	15.0 GPM	15 GPM	26.3 ft.	66 ft.	0.2 H.P.	Centrifuga horizontal	DURIMET ALLOY 20 WORTHITE	440 3 60
P-6 ALIMENTACION AL X-9	$KClO_3$, NaCl	1.39	95°C	0.7 Cp.	7.2 psia	No	8.25 GPM	15 GPM	32.8 ft.	66 ft.	0.2 H.P.	Centrifuga horizontal	DURIMET ALLOY 20 WORTHITE	440 3 60
P-7 RECIRCULACION X-9	$KClO_3$, NaCl	1.39	25°C	2.0 Cp.	0.45 psia	15.5% $KClO_3$	4577 GPM	4577 GPM	26.2 ft.	70 ft.	115 H.P.	Centrifuga horizontal	ACERO	440 3 60
P-8 RECIRCULACION E-I, E-II	H_2O, KCl_3	1.00	21°C	1.0 Cp.	0.33 psia	No	2500 GPM	2500 GPM	49.0 ft.	70 ft.	54 H.P.	Centrifuga horizontal	ACERO DURIMET	440 3 60
P-9 ALIMENTACION AL T-4	NaCl, $KClO_3$	1.39	25°C	2.0 Cp.	0.45 psia	28.0%	8.0 GPM	15 GPM	23.0 ft.	66 ft.	0.2 H.P.	Centrifuga horizontal	ALLOY 20 WORTHITE DURIMET	440 3 60
P-10 ALIMENTACION X-8	NaCl, $KClO_3$	1.60	25°C	2.5 Cp.	0.45 psia	$KClO_3$	8.06 GPM	15 GPM	18 ft.	66 ft.	0.2 H.P.	Centrifuga horizontal	ALLOY 20 WORTHITE DURIMET	440 3 60
P-11 DESCARGA T-7 y T-8		1.25	25°C	2.0 Cp.	0.45 psia	No	14.89 GPM	15 GPM	34.5 ft.	66 ft.	0.2 H.P.	Centrifuga horizontal	ALLOY 20 WORTHITE	440 3 60

TABLA 4

DIAGRAMA DE EQUILIBRIO

	NaCl	$NaClO_3$	$KClO_3$	H_2O	Cl^-	ClO_3^-	Na^+	K^+	SIGNIFICADO DE CADA PUNTO
PUNTO -A	252 g/l	-----	-----	1000 g/l	1.0	-----	-----	0	ALIMENTACION INICIAL
PUNTO -B	130 "	296 g/l	-----	1000 "	0.5233	-----	-----	0	SALMUERA AGOTADA
PUNTO -C	150 "	-----	90 g/l	1000 "	0.6772	-----	-----	0.3227	TRANSFORMACION
PUNTO -D	270 "	-----	70 "	1000 "	0.8893	0.1106	0.8893	0.1106	SOLUCION MADRE
PUNTO -E	150 "	210 "	75 "	1000 "	0.4965	0.5034	0.8811	0.1188	AGOTADA
PUNTO -F	273 "	-----	70 "	1000 "	0.8943	0.1056	0.8943	0.1056	NUEVA ALIM. CELDAS
PUNTO -G	150 "	210 "	75 "	1000 "	0.4963	0.5036	0.8814	0.1085	DESCARGA DE CELDAS
PUNTO -H	130 "	296 "	-----	1000 "	0.4816	0.5184	0.8469	0.1530	SALMUERA AGOTADA
PUNTO -I	150 "	-----	90 "	1000 "	0.6222	0.3777	0.6208	0.3791	TRANSFORMACION

B I B L I O G R A F I A

BIBLIOGRAFIA

1. Ludwig, E.E., Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, Vol. III, 1965, Gulf Publishing Company.

2. Hicks, T.G., Bombas, su Selección y Aplicación, 1967, Compañía Editorial Continental, S.A.

3. Catálogo General Eva-Mex.

4. Perry, J.H., Chemical Engineerings' Handbook, Fourth Ed., 1963, McGraw Hill Book Company.

5. Encyclopedia of Science and Technology, Vol. 3, pgs. 708-711, 1954, McGraw Hill Company Inc.

6. Medellín, R.T., Estudio Experimental de un Secador Piloto Tipo Transportador Neumático, Tesis profesional, 1963 Ciencias Químicas, U.N.A.M.

7. Fairbranks-Morse Centrifugal Pumps, Bulletin 5810-11

8. Perry, J.H., Manual del Ingeniero Químico, Tomos I y II, Tercera Ed., 1966, Ed. Uteha.

9. Treybal, R.E., Mass Transfer Operations, Second Edition, Mc Graw Hill Book Company.

10. Kern, D.Q., Procesos de Transferencia de Calor, Segunda Impresión Española, 1969, Ed. C.E.C.S.A.

11. Rase, H.F. y Barrow, M.H., Project Engineering of Process Plants, Quinta Ed., 1966, John Willey and Sons, Inc.

12. Margalló, M., Tratado de Química Inorgánica, Primera Ed., 1962. Editorial Porrúa, S.A.