

Universidad Autónoma de Guadalajara
Incorporada a la Universidad Nacional Autónoma de México.

Facultad de Ciencias Químicas



Las Operaciones Unitarias Aplicadas a la Fabricación del Bicromato de Sodio

Tesis

profesional que presenta el

Sr. Fernando Miguel Leal Verdugo

para obtener el Título de Ingeniero Químico.

Guadalajara, Jal., México

Enero de 1946.



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

A la memoria de mi inolvidable padre.

Con todo cariño y gratitud a mi madre, en reconocimiento a sus sacrificios para mi formación moral e intelectual.

Carísimamente a mi querida hermana María Martha.

En testimonio de gratitud y reconocimiento a mi tío el
Sr. Lic. Don Francisco Verdugo Hálquez, quien
con su ruego generoso a raíz de la muerte de mi
padre hizo posible mi educación.

Respetuosamente y con todo cariño a mi tío Monseñor
Don Ernesto Verdugo Hálquez en prueba de agrada-
decimiento por su desinteresada cooperación en la
formación de mi carrera.

A mis queridas tías las Sras. Mercedes, Isabel y
Cristina Verdugo Hálquez, Isabel y Ventura Real
en merecida tributo a sus esfuerzos para el logro
de mis estudios.

Con todo respeto al Sr. Ing. D. Alberto Lancaster Jones, Director de la Facultad de Ciencias Químicas por su inestimable ayuda en el desarrollo y supervisión de este trabajo.

Con gratitud y cariño a mis profesores del Instituto de Ciencias, Instituto Químico Mendelejoff y de la Universidad Autónoma.

A mis compañeras y Amigos.

SUMARIO

GENERALIDADES.—

CAPITULO I. INTRODUCCION.

CAPITULO II. MATERIA PRIMA. Propiedades y Localización.

PROCESOS UNITARIOS.—CARTA DE FLUJO.

CAPITULO III. QUEBRADO Y MOLIENDA. Mezclado.

CAPITULO IV. HORNO Y COMBUSTION. Estequiometría.

CAPITULO V. EXTRACCION (Lixiviación).

CAPITULO VI. FILTRACION.

CAPITULO VII. FLUJO DE CALOR.

CAPITULO VIII. EVAPORACION.

CAPITULO IX. CRISTALIZACION. Centrifugación.

CAPITULO X. SECADO.

CAPITULO I.

I N T R O D U C C I O N .

Es un hecho indiscutible la gran demanda que tiene en nuestro país en general, y muy especialmente en esta ciudad de Guadalajara, el BICROMATO DE SODIO por sus aplicaciones en las Industrias de Textiles y Curtido de pieles, por citar las principales.

Hasta el presente, la casi totalidad de esta sal se importa de los EE. UU., no habiendo ninguna razón para ello, pues es un producto que se puede fabricar en México y por Mexicanos.

Las enormes posibilidades que tiene la creación de una Industria de esta naturaleza en nuestro medio, me han inducido a estudiar profundamente los problemas referentes a la fabricación de esta sal.

El presente trabajo es pues, un estudio de los Procesos Unitarios que se presentan en la fabricación del Bicromato de Sodio y de los problemas anexos, resueltos desde el punto de vista del Ingeniero Químico.

CAPITULO II.

MATERIA PRIMA.—Propiedades y Localización.

La materia prima en la fabricación del Bicromato de Sodio es el mineral llamado CROMITA, mineral perteneciente al grupo de la Espinela y constituido esencialmente por óxidos ferroso y crómico, $\text{FeO} \cdot \text{Cr}_2\text{O}_3$.

Según su fórmula se presenta análogo a los Aluminatos, que son compuestos de Aluminio con el oxígeno y los metales. El principal exponente de los Aluminatos es la ESPINELA, que químicamente es el Aluminato Magnésico. A veces se presenta en la Cromita la substitución parcial del óxido ferroso por la Magnesia, o del óxido crómico por la Alúmina, constituyendo una transición a la Espinela Crómica o Picotita. También suele presentarse la substitución del óxido crómico por el óxido férrico, dándose la transición a la MAGNETITA.

La Magnetita es un compuesto de hierro y oxígeno ($\text{FeO} \cdot \text{Fe}_2\text{O}_3$) análogo en su constitución a la Espinela y Cromita. Químicamente es el Ferrito de Hierro. Tanto la Magnetita como la Cromita y la Picotita cristalizan en el sistema cúbico y pertenecen al grupo ya citado de la Espinela.

PROPIEDADES. La Cromita cristaliza en octaedros regulares. Su color varía desde el color hierro negro hasta el negro azulado. Presenta brillo semimetálico, por lo cual se llama también Siderocromo.

Generalmente no es magnética, aunque algunos ejemplares suelen serlo, debido a la Magnetita que tienen finamente diseminada en ellos. Tiene una dureza de 5 de la escala de MOHS. Su peso específico es 4.5 y su punto de fusión es a la temperatura de 1850°C , razón por lo cual se lo considera prácticamente infusible. Cortada en láminas delgadas y vistas contra la luz dan un color amarillo rojizo.

La Cromita que utilicé en mi práctica era de procedencia Cubana y su composición analítica promedia fué la siguiente:

Cr ₂ O ₃	45%	Al ₂ O ₃	22.10%	Fe ₂ O ₃	5.78%
FeO	11.76%	MgO	15.23%	Inteterminados	0.13%

LOCALIZACION. La Cromita se parece mucho a la Magnetita, distinguiéndose de ella por el color pardo oscuro que presenta al rayarla con acero (operación que se llama "raspado"). Se encuentra frecuentemente en forma de granos diseminados en la masa de rocas básicas de origen igneo, especialmente en aquellas que son ricas en Olivino y que se llaman Feridotitas. Algunas veces, estos granos se presentan reunidos en masas nodulares de gran tamaño y de estructura granular o compacta. Cuando masas de esta clase se disgregan por la acción de los agentes atmosféricos, se hidratan y se convierten en Serpentina. Esta es la razón de por qué los yacimientos de Cromita explotables se hallen en rocas serpentínicas. Cuando viene la denudación y desintegración de estas rocas, los granos de Cromita que son densos y poco atacables, se reúnen en el fondo de las corrientes de agua. Los yacimientos de los Urales son de esta naturaleza.

En nuestro país se encuentran yacimientos de considerable extensión en el estado de Puebla, en el municipio de Tehuiztzingo. Las minas de mayor extensión son las llamadas "Prócoro" y "Jimmy", con una superficie de 100 hectáreas (Estos informes me fueron proporcionados por la Secretaría de Economía, en su sección de Minas).

CAPITULO III

QUEBRADO Y MOLIENDA.—Mezclado.

OBJETO DEL QUEBRADO Y MOLIENDA: Es el de aumentar el área del material que va a reaccionar, y de esta manera aumentar la velocidad de reacción.

I.—QUEBRADO. Se conoce como quebrado aquella operación Unitaria que estudia la división de un material "gruezo" en partículas mas o menos pequeñas.

Se clasifican como **QUEBRADORAS** aquellas máquinas que reciben alimento mayor de "2" pulgadas de diámetro y lo dividen hasta dar un producto de 1/8" de diámetro como mínimo. Las quebradoras de "quijadas" en particular, fragmentan el alimento por medio de presión continua. El alimento queda colocado entre una quijada fija y una móvil. El tamaño del producto se controla cambiando la distancia entre las quijadas en el punto de descarga. Esto se hace prácticamente moviendo hacia atrás o hacia adelante la quijada fija por medio de cuñas apropiadas. Se conocen **DOS TIPOS** principales de Quebradoras: a) las que tienen la quijada móvil fijada con un pivote a la parte superior, teniendo por lo mismo mayor movimiento en el punto de descarga, b) las que tienen la quijada móvil pivoteada en la base, teniendo su mayor movimiento en la entrada. Las primeras se conocen como Tipo **BLAKE**, y las últimas como Tipo **DODGE**.

Para seleccionar una Quebradora apropiada consideraremos **TRES** factores principales:

- 1) Propiedades físicas del material que va a molerse
 - a) Dureza
 - b) Humedad
- 2) Tamaño del alimento y producto.
- 3) Tonelaje que va a molerse.

De estos 3 factores estudiaremos con detenimiento solo el primero.

a) Dureza. En el caso de la Cromita le corresponde una dureza de 5 en la escala de MOHS, así es que se considera como material "duro". Aparte de esto, sus propiedades abrasivas exigen la selección de una máquina con pocas chumaceras, debiendo éstas protegerse del polvo desprendido durante el trabajo.

b) Humedad. Si la humedad excede de 5% es difícil mantener un "quebrado libre", viniendo luego el "choque" producido por la aglomeración de las partículas muy finas del mineral. El "choque" impide el "quebrado libre" y afecta la capacidad. En nuestro caso no se presentaría ese inconveniente, o sería muy remoto, debido al bajo % de humedad (0.13%).

De acuerdo con los factores mencionados, escogeremos una Quebradora de Quijadas "UNIVERSAL", que reúne las cualidades de los Tipos "BLAKE" y "DODGE" ya descritos, aparte de eliminar en lo posible sus defectos, a saber:

- a) Producto de finura uniforme (como el Tipo Dodge).
- b) Elimina el peligro de "choque" (como el Tipo Blake).
- c) Bajo consumo de potencia (como el Tipo Dodge).
- d) Gran capacidad (como el Tipo Blake, aunque en nuestro caso no es necesaria una gran capacidad).
- e) Bajo costo de operación (como el Tipo Blake).

SELECCION DE QUEBRADORA

Tamaño promedio del alimento: 4" de diámetro.

Tamaño promedio del producto: 1.5" de diámetro.

Capacidad necesaria: 1 Tonelada por hora.

Con estos datos, seleccionaremos una Quebradora "UNIVERSAL" de quijadas, No. 11, con las siguientes especificaciones (tomadas del PERRY, Tabla 2, Pág. 1894):

Abertura de las quijadas en pulgadas: 5 x 6 in.

Capacidad en Toneladas 10 horas: 8 a 10 Ton.

Consumo de potencia; 3 a 4 h. p.

II.—MOLIENDA. Se conoce como molienda aquella operación unitaria que estudia la subdivisión de las partículas mas o menos pequeñas de un material a polvo mas o menos fino.

Se clasifican como MOLINOS DE BOLAS aquellas máquinas que subdividen un material, (de 1" a 1.5"), colocado dentro de un cilindro giratorio, a polvo fino (100 a 200 mallas), por medio de bolas de FLINT, acero, hierro, etc. El Molino descansa y gira sobre muñones huecos, a través de los cuales se carga el alimento y descarga el producto. El diámetro del Molino de bolas es muy grande con relación a su longitud, característica que lo distingue

del molino de tubo. El alimento se introduce por un extremo guiado por un gusano transportador colocado dentro del muñón hueco y se descarga por el otro extremo, pasando antes por un tamiz que tiene por objeto regresar las bolas que se introducen en el extremo de descarga al cilindro.

Las bolas se desgastan pasado un cierto tiempo y tienen que ser repuestas. El interior del molino debe llevar una cubierta que lo proteja, sobre todo tratándose de un material abrasivo como es el que vamos a manejar. La carga de bolas que se introduce a un molino no llevan un diámetro uniforme, sino que se utilizan de diámetro variable dentro de cierto "límite práctico" ya estudiado para la clase de molienda a que se destinan.

Para SELECCIONAR un Molino debe atenderse, además de la Dureza, humedad y acción abrasiva, a la finura del producto que se desea obtener.

La finura del producto se puede controlar con los siguientes factores, algunos de los cuales afectan también la capacidad de molienda, la cual en nuestro caso es de 4 Ton. por hora:

a) **Velocidad de Alimentación:** Aumentando la velocidad ~~de~~ ~~crece~~ la finura, porque el mineral permanece menos tiempo en el molino, siendo expulsado por el alimento que entra.

b) **Diámetro del alimento:** Es evidente que entre mayor sea el diámetro, permaneciendo constante la velocidad de alimentación, menor será la finura del producto.

c) **Peso total de las bolas:** que se puede aumentar introduciendo mas bolas o aumentando la gravedad específica de ellas. En ambos casos, aumenta la finura del producto.

d) **Diámetro de las bolas:** Entre menor sea el diámetro, mayor será la finura del producto, pero hay un "límite práctico" que se llama "límite de libre molienda", debajo del cual se reduce tanto la capacidad que llega a ser impracticable. El "límite práctico" para molienda fina varía de 1/2" a 2" de diámetro para las bolas.

e) **Pendiente del molino:** Aumentando la pendiente del molino o bajando la abertura de descarga disminuye la finura del producto, pero en cambio aumenta la capacidad.

f) **Velocidad de rotación:** Debe procurarse aumentarla, pero sin pasar de cierto límite, pues a grandes velocidades las bolas golpean la superficie del forro fuertemente, ocasionando un gran desgaste. También se podría presentar el caso, cuando la velocidad fuera excesiva, de escasa o nula molienda, debido a que por virtud de la fuerza centrífuga las

holas permanecían pegadas al forro sin efectuar molienda alguna. En general, se puede decir que los molinos de bolas son máquinas que trabajan a baja velocidad, variando entre 22 y 35 r. p. m.

SELECCION DE MOLINO. Estudiados los factores mencionados y aplicados a nuestro caso, escogería un molino de bolas Tipo "Marcy", con las siguientes características (Tomadas del PERRY Tabla No. 10 Pág. 1904):

Tamaño: Diámetro 2 fts. Longitud 3 fts.

Carga usual: 1000 lbs. Potencia requerida: 6 a 8 hp.

Velocidad: 35 r. p. m. Capacidad: 4 Ton. hr. de

PRODUCTO DE 100 MALLAS.

El Molino se recubriría interiormente con una capa de "SILEX". Se usarían bolas FLINT de 1/2" y 2" con peso total de 1000 lbs.

III.—MEZCLADO.

Antes de entrar al horno es necesario mezclar perfectamente el mineral con el O_2Ca y el CO_2Na_2 . El O_2Ca se muele perfectamente en un molino de bolas conveniente y en cuanto al CO_2Na_2 , ya se vende de suficiente finura, no siendo necesario molerlo.

SELECCION DE MEZCLADOR. El Tipo más apropiado sería un Mezclador seco, provisto con agitador de cinta de doble hélice. Este mezclador es intermitente y es capaz de mezclar una carga de 1000 ft³ en 15 minutos. Además, su costo de potencia es bajo, el desgaste despreciable y permite una rápida descarga.

CAPITULO IV.

HORNO Y COMBUSTION.—Estequiometría.

1.—**Descripción del Horno rotatorio.** Es un tambor cilíndrico, formado por planchas de hierro de fundición fuertemente remachadas y de un espesor de 1". En su interior va forrado por una capa de ladrillo refractario "Mizzou" de la A. P. Green Fire Brick Co. con dimensiones de 9" x 5" x 4"

El Horno descansa en sus extremos mediante unos anillos de conducción llamados "llantas" sobre apoyos de rodillos y en su sección media lleva una corona dentada, que es la que transmite el movimiento. La velocidad de giración es de 1/2 a 1 r. p. m.

Las dimensiones de nuestro horno, para una carga de 8 Toneladas diarias de mineral, son de 20 fts. de largo por 3 fts. de diámetro, con una capacidad de entrega de aproximadamente 14 Toneladas diarias de producto tostado.

2.—**Alimento.** Consiste de mineral (Cromita $\text{Cr}_2\text{O}_3 \cdot \text{FeO}$), carbonato de sodio y óxido de cal previamente mezclados y de una finura de 100 mallas aproximadamente. La temperatura promedio de reacción es de 2000°F. El alimento entra a una temperatura de 77°F.

La cal tiene por objeto dar porosidad a la mezcla. Si estuviera solo el Carbonato de Sodio fundiría muy pronto, envolviendo las partículas de mineral y evitaría así una buena tostación.

3.—**Producto.** La masa tostada debe ser de color verde una vez que se ha enfriado, concrecionada y fácilmente triturable. Esta masa se ve atravezada por pequeñas masas amarillas que son de Cromato de Calcio, producto que se forma al reaccionar la Cal con la Cromita. Si la masa tostada aparece de aspecto arenoso o teñida de parduzco se puede asegurar que es debido a una de dos cosas o a ambas, no haber logrado la temperatura conveniente, o haber introducido escaso aire para la oxidación. Si por el contrario, la masa se presenta en glóbulos duros, fundidos, quiere decir que la temperatura fué excesiva. El proceso de tostación dura aproximadamente 6 horas. El producto sa-

le a una temperatura de 2100° F y se pasa enseguida a un ENFRIADOR, que no es mas que un cilindro rotatorio o varios, hechos de hierro con relieves internos. En su interior y durante su recorrido el producto se enfria hasta una temperatura de 120 F.

4.—**Carga.** Esta se introduce al Horno descargándola en una TOLVA de alimentación, con capacidad de 8 Toneladas (de 1 x 1 1/2 metros), de forma cónica y construída de lámina. Enseguida la carga es transportada por medio de un gusano a una velocidad adecuada para que entregue al Horno una alimentación de aproximadamente 25 libras de alimento por minuto.

La descarga dentro del Horno debe tener una pendiente adecuada, (aproximadamente 25° con la horizontal), para evitar derrames de materia prima o atascamientos en el Horno. Atrás de la Tolva se construye una RECÁMARA DE POLVO hecha de concreto con 2 mamparas en su interior. Esta Recámara tiene por objeto retener el polvo que arrastra el tiro de la chimenea. El polvo acumulado se extrae cada cierto tiempo por medio de un gusano transportador.

5.—**Chimenea.** Posterior a la Recámara de polvo va la chimenea, de 95 fts. de altura y 3.5 fts. de diametro. Se construye de concreto, escogiéndose este material por las muchas ventajas que presenta sobre los demás, a saber: a) menor peso, b) mas delgadas que las de ladrillo, c) no llevan uniones y d) requieren menos cimientos y ocupan menos espacio.

6.—**Quemador.** Se escogerá del Tipo de COMBUSTIBLE ATOMIZADO POR AIRE A ALTA PRESION. El aire entra al Quemador a una presión de 20 a 30 lbs./in², variándose la presión según se quiera alargar o acortar la longitud de la llama, para situarla en una o otra de las zonas del Horno. El aire se introduce por medio de un compresor. El petróleo se almacena en un tanque apropiado, construído de preferencia de concreto, y de ahí se manda al Quemador por medio de una bomba adecuada para manejar 360 litros hr. de petróleo.

7.—**Compresor.** Se escogerá del Tipo Rotatorio, con una capacidad de:

$$2664.78 \times 359 \frac{14.7}{30} \frac{537}{492} = 478.367 \text{ Its}^3/\text{6 horas, o sean}$$

1330 Its³/minuto, con una presión de 30 libras in².

NOTA. La marca del Quemador necesario para nuestro caso puede buscarse en los que fabrica la National Airoil Burner Co. La Bomba que tiene los requisitos puede ser una Bomba Triplex de paso sencillo marca "Watson-Stillman". El Compresor adecuado para nuestras condiciones se buscará entre los que fabrica la Casa Quincy.

El extremo del Horno donde va el Quemador es móvil, para

lo cual descansa en un asiento con ruedas que se deslizan sobre rieles.

8.—ZONAS EN EL HORNO.—Se pueden considerar CUATRO ZONAS PRINCIPALES, clasificadas de

la manera siguiente, comenzando por el extremo de alimentación:
PRIMERA ZONA: Zona de Deshidratación, en la cual se desprende la Humedad del mineral. Tiene una longitud aproximada de 4.5 fts. y su temperatura es de 1100°F.

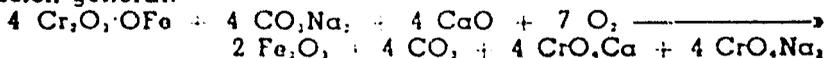
SEGUNDA ZONA: Zona de Descarbonatación, donde se verifica el desdoblamiento del CO_3Na_2 , desprendiéndose el CO_2 . Es la zona de mayor longitud, pues mide 7.5 fts. aproximadamente y tiene una temperatura de 1600°F.

TERCERA ZONA: Zona de Reacción, con una longitud de 7 fts. y una temperatura promedio de 2000°F.

CUARTA ZONA: Zona llamada de Enfriamiento, con una longitud de 1 ft. Es la zona más caliente, ya que ahí la temperatura alcanza 2100°F.

CALCULOS ESTOQUIOMETRICOS EN EL HORNO ROTATORIO.

Reacción general:

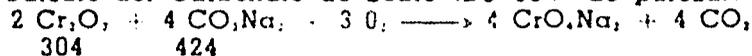


En esta reacción se usará un exceso de reactantes de 10% del valor teórico calculado. Para el aire se usará un 30% de exceso.

BASE: 2 Toneladas de Cromita de 2000 libras = 4000 libras.

CALCULO DE REACTANTES.

1.—Cálculo del Carbonato de Sodio (De 98% de pureza).



304

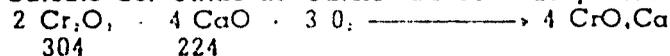
424

— 1800 = 2520 lbs. CO_3Na_2 100% = 2571 lbs. CO_3Na_2 98%

304

Con 10% de exceso: 2828 lbs. CO_3Na_2 .

2.—Cálculo del Oxido de Calcio (De 90% de pureza).



304

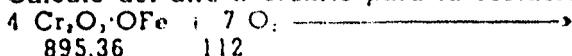
224

— 1800 = 1325 lbs. CaO 100% = 1472 lbs. CaO 90%

304

Con 10% de exceso: 1619 lbs. CaO .

3.—Cálculo del aire necesario para la Tostación.



895.36

112

$$\frac{112}{695.36} 4000 = 500 \text{ lbs. } O_2 = \frac{500}{32} = 15.62 \text{ lbs. mol } O_2$$

Considerando el aire de composición 21% O_2 por volumen:
15.62

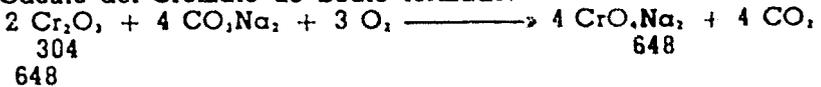
$$\text{Aire: } \frac{15.62}{0.21} 1.3 = 96.71 \text{ lbs. mol de aire.}$$

$$\text{o sean: } 96.71 \times 29 = 2804.6 \text{ libras de aire.}$$

CALCULO DE PRODUCTOS.

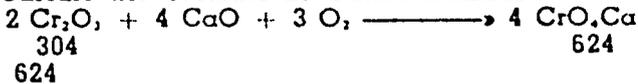
Rendimiento teórico de reacción: 90%.

1.—Cálculo del Cromato de Sodio formado.



$$\frac{304}{648} 1800 = 3833 \times 0.9 = 3450 \text{ lbs. CrO}_3\text{Na}_2$$

2.—Cálculo del Cromato de Calcio formado



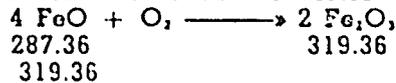
$$\frac{304}{624} 1800 = 3690 \times 0.9 = 3321 \text{ lbs. CrO}_3\text{Ca}$$

3.—Cálculo del gas carbónico producido y que sale con los gases de tiro.



$$\frac{424}{176} 2828 = 1174 \times 0.9 = 1056 \text{ libras CO}_2$$

4.—Cálculo del Oxido de hierro

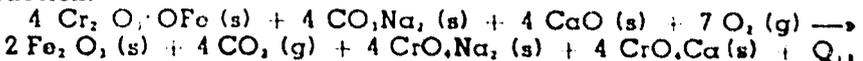


$$\frac{287.36}{319.36} 468 = 519.5 \times 0.9 = 468 \text{ libras Fe}_2\text{O}_3$$

CALCULO DEL CALOR STANDARD DE REACCION PARA LA

CARGA COMPLETA DEL HORNO

Reacción:



Calores de Formación:

Del $\text{Cr}_2\text{O}_3 \cdot \text{OFe}$ (s):	$Q_f = 333,500$	cal gr. mol.
.. CO_2Na_2 (s):	.. = 272,640	..
.. CaO (s):	.. = 151,900	..
.. O_2 (g):	.. = 0	..
.. Fe_2O_3 (s):	.. = 192,200	..
.. CO_2 (g):	.. = 68,280	..
.. CrO_2Na_2 (s):	.. = 316,600	..
.. CrO_2Ca (s):	.. = 322,300	..

Substituyendo en la Ecuación Química:

$$- 4 \times 333,500 - 4 \times 272,640 - 4 \times 151,900 = - 2 \times 192,200 - 4 \times 68,280 - 4 \times 316,600 - 4 \times 322,300 + Q_{11}$$

Resolviendo: $Q_{11} = 1,334,160$ cal/gr-mol.

o sea: .. = 2,401,488 BTU/lba-mol.

CALCULO DEL COMBUSTIBLE NECESARIO PARA EL HORNO

Se usará como combustible chapopote, el cual se quema en un Quemador de chapopote.

ANALISIS QUIMICO DEL PETROLEO PEMEX COMBUSTIBLE

(Datos proporcionados por la Oficina de Petróleos Mexicanos)

C :	83.6%
H ₂ :	10.7%
N ₂ :	1.0%
S :	4.4%

Indeterminados : 0.3%

ANALISIS FISICO DEL PETROLEO PEMEX COMBUSTIBLE.

Peso específico 20/4°C	0.937
Grados A. P. I. 60/60°F	18.9
Temp. inflamación P. M. C.	118° C
.. ignición	139° C
Viscosidad S. U. a 37.8°C	855 seg.
.. S. F.	47.5 seg.
Color N. P. A.	negro
Agua y sedimento % Vol.	0.1%
Valor Calorífico	10,556 cal. gr.
.. ..	19,006 BTU/lba.

Según datos prácticos, para una carga de 2 Toneladas de mineral me sirve un horno de 20 fts. de largo por 3 fts. de diámetro. La pared externa del horno es una cubierta de Hierro fundido de 1" de gruesa y forrada interiormente con ladrillo refractario de 9" x 5" x 4".

Cálculo de la temperatura en la Interfase entre el ladrillo refractario y la cubierta de hierro.

Conductibilidad térmica del refractario: 0.8
 Conductibilidad térmica del Fe fundido: 27.6
 Calor específico del refractario: 0.3 BTU lba°F
 Calor específico del hierro fundido: 0.11 ..
 Calcularemos las correspondientes Resistencias térmicas, considerando 1 sq. ft. de pared.

$$\begin{aligned}
 \text{Resistencia térmica del refractario: } R_1 &= \frac{L}{k A} = \frac{4.12}{0.08} = 4.166 \\
 \text{Resistencia térmica del hierro: } R_2 &= \frac{L}{k A} = \frac{1.12}{27.6} = 0.003 \\
 \text{R TOTAL} &= 4.169
 \end{aligned}$$

Temperatura interna del horno: 2000°F.

Temperatura exterior media: 160°F.

Superficie externa del horno: 3.14 x 3 x 20 = 188.4 fts²

$$\frac{\Delta T_1}{\Delta T} = \frac{R_1}{R} \quad \Delta T_1 = \Delta T \frac{R_1}{R} = (2000 - 160) \frac{4.166}{4.169}$$

$$\Delta T_1 = 1821^\circ\text{F.}$$

$$\text{Temperatura en la Interfase: } 2000 - 1821 = 179^\circ\text{F.}$$

CALCULO DEL CALOR TOTAL QUE NECESITA EL HORNO AL PRINCIPIO.

- 1.—Calor necesario para calentar la cubierta y el forro refractario.
 Libras de ladrillo refractario: 8500
 Libras de hierro de fundición: 6940
 Temperatura inicial: 77°F.
 $8500 \times 0.3 (2000 - 77) =$
 $6940 \times 0.11 (179 - 77) =$ 4,991,517 BTU
- 2.—Calor necesario para calentar la Cromita
 (Calor específico: 0.33 BTU, lba. x °F.)
 $4000 \times 0.33 (2000 - 77) =$ 2,538,360 ..
- 3.—Calor necesario para calentar el CO₂Na₂
 (Calor específico: 0.45 BTU, lba. x °F.)
 $2828 \times 0.45 (2000 - 77) =$ 2,446,910 ..
- 4.—Calor necesario para calentar el CaO
 (Calor específico: 0.18 BTU/lba. x °F)
 $1619 \times 0.18 (2000 - 77) =$ 560,554 ..
- 5.—Calor necesario para calentar el aire seco para la reacción. (Calor específico: 0.24 BTU/lba.°F.)
 $2804.6 \times 0.24 (2000 - 77) =$ 1,290,371 ..

6.—Calor necesario para calentar el agua que acompaña al aire de la reacción.
 El aire entra a 77°F y con un % de Humedad de 40%. De la Carta de Humedad: H = 0.013 lbs. de agua/lba. aire seco
 Dew point: 52°F. Calor Latente: 1062 BTU/lba.
 Calor Latente Total: $1062 \times 2804.6 \times 0.013 = 38,721$..
 Calor sensible del vapor de agua (Calor específico: 0.52 BTU. lba. x °F.)
 $36.5 \times 0.52 (2000 - 52) = 37,012$..

7.—Calor perdido por Conducción a través de la superficie externa del Horno en 6 hrs.
 $2000 - 160$
 $Q_c = \frac{4,169}{188.4 \times 6} = 498,506$..

8.—Calor perdido por Radiación a través de la superficie externa del Horno en 6 horas.
 $Q_r = 0.173 \times 188.4 \times 0.8 \left[\left(\frac{460 + 160}{100} \right)^4 - \left(\frac{460 + 85}{100} \right)^4 \right] \times 6 = 93,204$..

9.—Calor perdido por Convención (En ausencia de datos y por semejanza con la práctica se calcula como diferencia entre los Calores perdidos por Conducción y Radiación): 405,302 ..

10.—Calor necesario para la reacción.
 $\frac{4000}{223.84} = 2,401,488$.. $42,746,486$..

TOTAL 55,636,944 BTU

55,636,944

PETROLEO NECESARIO = $\frac{55,636,944}{19,006} = 2925$ libras.

Poniendo un coeficiente de seguridad de 45%: 4345 lbs.

CALCULO DEL CALOR TOTAL QUE NECESITA EL HORNO PARA LAS OPERACIONES SIGUIENTES.

Debemos descontar el Calor necesario para calentar la cubierta y el forro refractario y además agregar el calor necesario

para calentar el aire húmedo calculado para la combustión con el exceso de 30%.

- 1.—Calor necesario para calentar el aire seco para la combustión. (Calor específico: 0.24 BTU/lba. x °F.)
 $76,286.8 \times 0.24 (2000 - 77) = 35,207,855 \text{ BTU}$
- 2.—Calor necesario para calentar el agua que acompaña al aire de combustión.
 Dew point: 52°F. Calor Latente: 1062 BTU/libra.
 Calor Latente Total: $1062 \times 615.6 = 647,767 \text{ BTU}$
 Calor sensible del vapor de agua (Calor específico: 0.52 BTU/lba. x °F.)
 $615.6 \times 0.52 (2000 - 52) = 623,603 \text{ ,,}$
 Del cálculo primitivo descontando el No. 1 50,655,427 ,,

TOTAL 87,134,682 BTU

PETROLEO NECESARIO: 4585 libras.

CALCULO DEL AIRE NECESARIO PARA LA COMBUSTION.

Base: 100 libras de Combustible.

Según el Análisis del combustible tenemos:

Componente	Libras	Lbs:átomos	o Mols.	Lbs. de O ₂ necesario
C	83.6	83.6/12	= 6.967 átomos	6.967
H	10.7	10.7/2	= 5.35 mols.	2.675
N	1.0	1.0/28	= 0.005 "	_____
S	4.4	4.4/32	= 0.138 átomos	0.138
Indeter.	0.3	0.3/18	= 0.017 mols.	_____
Total lbs.-mol. O ₂ :				9.780

Para 4345 lbs. de combustible:

$$\frac{4345}{100} \times 9.78 = 424.94 \text{ lbs.-mol. de O}_2$$

$$\text{o sean: } \frac{424.94}{0.21} = 2023.52 \text{ lbs.-mols. de aire.}$$

Usando 30% de exceso: 2630.58 lbs.-mol. de aire seco.

El aire entra a la temperatura ambiente, aproximadamente 77°F, con 40% de Humedad.

De la carta de Humedad: Humedad molal: 0.013 lbs.-mol. H₂O lba. mol. de aire.

Humedad Total: $2630.58 \times 0.013 = 34.2$ lbs.mol. de agua. o sea que hay: 2664.78 lbs.-mol. de aire húmedo.

CALCULO DE LOS GASES QUE SALEN DEL HORNO Y SU COMPOSICION.

Suponiendo que 95% del Carbón se quema a CO_2 , y un 5% a CO y que se usa un 30% de exceso de aire. Asíumase que todo el Hidrógeno se convierte en agua.

O_2 necesario para la combustión: 9.78 lbs.-mols.

OXIGENO SOBRANTE:

Actual exceso de O_2 : $0.3 \times 9.78 = 2.934$ lbs.-mols.

O_2 sin quemar a CO_2 : $0.05 \times 6.967/2 = 0.174$..

O_2 Total 3.108 lbs.-mols.

Con 30% de exceso de aire el O_2 usado es:

$9.78 \times 1.3 = 12.714$ lbs.-mols

N_2 correspondiente: $12.714 \frac{79}{21} = 47.80$ lbs.-mols.

Gas	Mols	Mols Totales
CO_2 del combustible: $6.967 \times 0.95 = 6.618$		287.550
CO_2 de la reacción:		24.000
	CO_2 Total	311.550
CO	$6.967 \times 0.05 = 0.349$	15.360
O_2 sin reaccionar	3.108	135.040
SO_2	0.138	5.990
N_2 del combustible	0.005	0.220
N_2 del aire	47.800	2076.910
	Total gases combustibles secos	2545.070
H_2O en la Cromita		0.288
H_2O en el aire		34.200
H_2O de la combustión	5.350	232.457

TOTAL GASES 2812.015

COMPOSICION DE LOS GASES DE TIRO.

		% por volumen
CO_2	$\frac{311.55}{2545.07} \times 100$	12.25
CO	$\frac{15.36}{2545.07} \times 100$	0.60

O ₂	135.04	100	5.30
	2547.07		
	5.99		
SO ₂		100	0.23
	2545.07		
	2077.13		
N ₂		100	81.62
	2545.07		

CALCULO DE LA ALTURA Y DIAMETRO QUE REQUIERE LA CHIMENEA.

Con el objeto de lograr una combustión completa del cha-popote, es necesaria la existencia de tiro de gases, sea este tiro natural o artificial. En el caso particular del horno rotatorio se pondrá tiro natural, el cual se producirá por la chimenea, debido a la diferencia en peso que existe entre los gases calientes en el interior de la chimenea y el aire ambiente en el exterior de ella.

La intensidad del tiro se determina por la altura y se mide en pulgadas de agua. La capacidad se determina por el diámetro y se pide en fts², ya que es el área seccional por donde pasa una determinada cantidad de gases por segundo.

Fórmula para encontrar la altura teórica de la chimenea, que produzca un tiro de presión "h" pulgadas en la base:

$$Ht = \frac{h}{\frac{W_o}{T_o} - \frac{W_i}{T_i}}$$

En esta fórmula se desprecia la resistencia de los gases.

Ht = Altura teórica de la chimenea en fts. sobre el nivel del suelo.

h = Presión en pulgadas de agua en su base.

W_o = Peso de un pié cúbico de AIRE a la temperatura T_o y presión local.

T_o = Temperatura absoluta de los gases fuera de la chimenea 77 + 460 = 537°R.

W_i = Peso de un pié cúbico de los GASES a la temperatura T_i y presión local.

T_i = Temperatura absoluta de los gases dentro de la chimenea 500 + 460 = 960°R.

Presión barométrica local: 25 in. de Hg.

El aire pesa: 0.0628 lbs. ft³ a 537° R y 25 in. Hg.

Cálculo del Peso de un pié cúbico de la mezcla de gases a 960°R y 25 in Hg BASE: 1 lba.-mol. de la mezcla.

CO ₂	=	0.1225	lbs.-mol.	x	44	=	5.390	libras.
CO	=	0.006	"	x	28	=	0.168	"
O ₂	=	0.053	"	x	32	=	1.696	"
SO ₂	=	0.0023	"	x	64	=	0.147	"
N ₂	=	0.8162	"	x	28	=	22.853	"

Peso de 1 lba.-mol. $\frac{30.254}{29.92 \times 960}$..

Volumen a 25" Hg., 960°R = 359 $\frac{25 \times 492}{30.254}$ = 836.5 ft³

Peso de un pié cúbico de la mezcla = $\frac{30.254}{836.5}$ = 0.0353 lba./ft³

La diferencia entre el peso específico del aire y el peso específico de los gases de tiro a la presión y temperatura correspondientes nos da el tiro.

Así Tiro 0.0628 — 0.0353 = 0.0275 lbs./ft³

Para convertir a in. de agua se multiplica por 0.192 (Este factor es la altura de una columna de agua en pulgadas, con un pié cuadrado de sección y que pesa una libra).

Luego 0.0275 x 0.192 = 0.00528 in de agua, /ft o sea un TIRO de: 0.528 in. de agua.

Substituyendo: $H_t = \frac{0.528}{\frac{0.0628}{537} - \frac{0.0275}{960}}$ = 60 fts.

CALCULO DE LA ALTURA EFECTIVA, TOMANDO EN CUENTA LA FRICCIÓN DE LOS GASES.

$$H_e = H_t \frac{h_1 - h_2}{h_2}$$

h_1 = caída de presión en la base de la chimenea en pulgadas de agua = 0.528 in.

h_2 = pérdidas por fricción de los gases a una velocidad dada.

CALCULO de h_2 , mediante la Ecuación de Kingsley's

$h_2 = 0.00036 V^2$ donde V = velocidad de los gases en fts /sg.
= 25 fts /sg.

$h_2 = 0.00036 (25)^2 = 0.225$

Substituyendo: $H_e = 81$ fts.

CALCULO DEL DIAMETRO O CAPACIDAD DE LA CHIMENEA.

por la fórmula:

$$D = 0.288 \sqrt{\frac{W T_c}{V B_o W_c V}}$$

D = Diámetro interno mínimo en fts.

W = Cantidad de gases que pasan sg. =
2812.015 x 30.254

$$\frac{6 \times 60 \times 60}{2812.015 \times 30.254} = 4 \text{ lbs sg.}$$

$$6 \times 60 \times 60$$

T_c = Temp. absoluta gases: 960 R

B_o = Presión barométrica local: 25" Hg.

W_c = Peso de un pié cúbico de los gases de chimenea a 0' y a 30" de Hg. = 0.09 lbs ft³

V = Velocidad de los gases en fts seg. = 25 fts. seg.

Substituyendo: D = 3 fts.

Consultando la tabla No. 3, Pag. 2449 del PERRY, escogemos la más parecida a nuestros resultados:

ALTURA: 95 fts. DIAMETRO: 3.5 fts.

BALANCE DE CALOR.

I.—CALOR QUE ENTRA AL HORNO.—Temperatura de referencia: 65 F.

Cálculo del calor específico del Combustible:

Según el análisis, Viscosidad del combustible: 855 S. U. seg = 190 Centistokes. Grados A. P. I. 60 60 F = 18.9.

Entonces de la gráfica No. 37, Pág. 217 del Hougen and Watson, tenemos:

K = 11.75 que es el factor de caracterización.

Con estos datos y por medio de la gráfica No. 39, Pág. 219 del mismo texto, encontramos que para K = 11.75

$$C_p = 0.45 \times 0.98 = 0.421 \text{ cal gr C} = 0.757 \text{ BTU lba} \times \text{F}$$

- | | | |
|--|---|-----------------|
| 1.—Valor Calorífico del Combustible | 4585 x 19.006 = | 87,142,510 BTU. |
| 2.—Contenido de Calor del Combustible | 4585 x 0.757 (77 — 65) | 41,632 .. |
| 3.—Contenido de Calor del aire seco | 2630.58 x 6.93 (77 — 65) | 218,760 .. |
| 4.—Contenido de Calor del vapor de agua que acompaña al aire de Combustión | Dew point: 51°F Calor Latente de Vaporización a esa temp.: 19.120 BTU. lba-mol. | |

$$34.2 \left[\frac{8.35 (77 - 51) + 19120}{18 (65 - 51)} \right] = 651,475 \text{ ..}$$

ENTRADA TOTAL DE CALOR 88,054,377 ..

II.—CALOR QUE SALE DEL HORNO.

1.—Contenido de calor en el Fe ₂ O ₃ , (Calor específico: 0.16 BTU/lba °F) 468 x 0.16 (200 — 65) =	144,893	BTU
2.—Contenido de Calor en el Cr ₂ O ₃ , (Calor específico: 0.213 BTU/lba °F) 3450 x 0.213 (2000 — 65) =	1,421,917	..
3.—Contenido de calor en el Cr ₂ O ₃ , (Calor específico: 0.182 BTU/lba °F) 3321 x 0.182 (2000 — 65) =	1,169,656	..
4.—Valor Calorífico de los gases de Tiro Lbs-mols de CO en los gases: 15.36 Valor Calorífico del CO: 67,620 cal gr-mol 67,620 x 1.8 x 15.36 =	1,869,558	..
5.—Contenido de calor de los gases de Tiro secos Temperatura de los gases de salida: 500 F Las capacidades caloríficas medias se toman entre las temperaturas 65 F y 500 F Contenido de Calor de CO ₂ + SO ₂ , (Calor específico: 9.7 BTU/lba-mol °F) (311.55 + 5.99) 9.7 (500 — 65) =	1,339,691	BTU.
Contenido de Calor de N ₂ + O ₂ + CO (Calor específico: 7.04 BTU/lba-mol °F) (2077.13 + 15.36 + 135.04) 7.04 (500 — 65) =	6,821,496	..
6.—Contenido de Calor del Vapor de agua en los gases.	266,945	
Humedad molar = $\frac{266,945}{2812,015}$ = 0.0904 lbs-mol H ₂ O		
Dew point: 110° F, con un calor latente de va- porización de: 18,540 BTU/lba-mol.		
a) Calor del líquido: 266,945 x 18 (110 — 65) =	216,222	..
b) Calor Latente de Vaporización: 266,945 x 18,540 =	4,950,180	..
c) Sobrecalentamiento: 266,945 (500 — 110) 18 =	884,923	..
7.—Calor necesario para mantener la Temperatura de Reacción:	42,746,486	..
8.—Pérdidas Indeterminadas (Radiación, etc. POR DIFERENCIA):	26,489,355	..
TOTAL	<u>88,054,377</u>	..

BALANCE DE MATERIALES.

Base: Operación de 6 horas.

Entrada		Salida	
Cromita	4000 lbs.	Fe ₂ O ₃	468 lbs.
CO ₂ Na ₂	2828 ..	CrO ₄ Na ₂	3450 ..
CaO	1619 ..	CrO ₄ Ca	3321 ..
Aire reacción	2804 ..	Gases de Tiro	82005 ..
Petróleo	4585 ..	Impurezas	3495 ..
Aire Combustión	76903 ..		
	<hr/>		<hr/>
TOTAL	92739 lbs.	TOTAL	92739 lbs.

CAPITULO V.

EXTRACCION.

LIXIVIACION. Es aquel proceso de Extracción que trata del recobro de materia sólidos solubles mezclados con materiales insolubles por medio de un líquido.

El Lixivante más empleado es el agua, y con el fin de aumentar la solubilidad y por consiguiente la velocidad de extracción debe usarse caliente.

El Sistema que emplearemos en la Extracción del Cromato de Sodio de la masa de sólidos insolubles será el llamado Sistema Continuo de Decantación en Contracorriente (C. C. D.). Este Sistema se emplea para lavar sólidos finamente divididos y separarlos de los líquidos que llevan las substancias disueltas.

El equipo que se usará consta de 2 tanques agitadores Dorr provistos con serpentines de vapor y 3 espesadores Dorr, estando todo el Sistema en serie.

Los tanques agitadores se cargan con el material de salida del horno, añadiendo la cantidad necesaria de CO_2Na_2 para transformar el Cromato de Calcio en CrO_2Na_2 . Para la primera carga del Agitador Dorr se usa la cantidad de agua necesaria para disolver únicamente el CrO_2Na_2 , pero en las operaciones subsiguientes se usa agua de loción proveniente de la decantación en contracorriente. Una vez verificada la reacción en los Agitadores, se hace pasar la mezcla de solución concentrada de CrO_2Na_2 y sólidos insolubles a los Espesadores Dorr, en los cuales se separa una gran parte de la solución como sobreflujo del primer espesador y al mismo tiempo se lavan los sólidos insolubles para separar lo más posible del material soluble.

El PROCESO en los espesadores es como sigue: El sobreflujo del primer espesador es una solución concentrada y clara de Cromato de Sodio. El lodo que se asienta en la base del espesador se pasa mediante una bomba Dorrco de diafragma al segundo espesador. En éste se lava el lodo con solución pobre de CrO_2Na_2 , proveniente del sobreflujo del tercer espesador. El sobreflujo del segundo espesador, que es una solución más débil que la original pero más concentrada que la del tercer espesador se envía

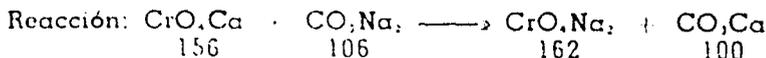
o los Agitadores para usarse en lugar de agua pura. El lodo del segundo espesador se bombea al 3o. y último espesador donde recibe una corriente de agua, la cual hace la última extracción de material soluble. El sobreflujo de este último espesador se pasa al segundo y el residuo insoluble son los lodos terminados.

En resumen, en esta operación los sólidos se mueven en contracorriente a la solución del lavado y se van empobreciendo progresivamente en su contenido de sal soluble al ponerse en contacto con soluciones extractoras más y más pobres y finalmente con agua pura. Del mismo modo, el agua que fluye en dirección opuesta se va enriqueciendo progresivamente en material soluble al ponerse en contacto con sólidos que tienen más y más cantidad de material soluble.

Las principales ventajas de este Sistema son: 1) menor costo en mano de obra, 2) menos vapor para calentar, 3) mayor eficiencia de lavado, traducida en mayor extracción, 4) mayor concentración del líquido, 5) simple control químico y 6) menos pérdidas.

CALCULOS ESTOIQIOMETRICOS EN EL TANQUE AGITADOR.

Alimento:	Fe ₂ O ₃	468	libras.
	CrO ₃ .Na ₂	3450	..
	CrO ₃ .Ca	3321	..
	Impur.	3495	..



Esta Reacción se lleva a cabo a una temperatura de 212°F y su duración es de tres horas.

Cálculo de Reactantes: Experimentalmente se ha comprobado que para que esta reacción sea completa se requiere un 10% de exceso de CO₃.Na₂ sobre el valor teórico calculado.

$$\text{Cálculo del CO}_3.\text{Na}_2: \frac{106}{156} \cdot 3321 = 2264 \text{ lbs. CO}_3.\text{Na}_2, 100\% \text{ o sean:}$$

$$\text{Con } 10\% \text{ de exceso: } \frac{2311 \text{ lbs. CO}_3.\text{Na}_2 \text{ de } 90\%}{0.9} = 2542 \text{ lbs. de CO}_3.\text{Na}_2.$$

Cálculo de Productos: (Asumiendo un rendimiento teórico de reacción de 90%).

$$\text{Cálculo del CrO}_3.\text{Na}_2: \frac{162}{156} \cdot 3321 = 3420 \text{ lbs. CrO}_3.\text{Na}_2 \times 0.9 = 3078 \text{ lbs.}$$

$$\text{Cálculo del CO}_3.\text{Ca: } \frac{100}{106} \cdot 2542 = 2390 \text{ lbs. CO}_3.\text{Ca} \times 0.9 = 2151 \text{ lbs.}$$

Cálculo del agua que hay que poner en el Tanque para disolver únicamente el Cromato de Sodio.

Solubilidad del CrO_3Na_2 a 30 C: 5.39 lbs-mol 1000 lbs. de agua
 $= 5.39 \times 162 = 873.58$ lbs. 1000 lbs. de H_2O .

1000

 3450 = 3950 libras de agua para 3450 lbs. de CrO_3Na_2 .
 873.58

CALCULO DE EXTRACCION EN EL SISTEMA CONTINUO DE DECANTACION EN CONTRACORRIENTE.

Base: Operación de 6 horas.

Alimento al 1er. Agitador: Soluble: 3450 libras.
 Insoluble: 7284 ..

Cantidad de agua usada para el lavado: 16000 lbs./6 horas.

Material soluble que entra al 1er. espesador: 6528 libras.

Material insoluble en el 1er. espesador: 6751 libras.

Experimentalmente he comprobado que el residuo insoluble se asienta cuando tiene un 60% de su peso de agua.

Sólidos que salen en el lodo en cada espesador: 6571 libras.

60

Agua que sale con el lodo en cada espesador: 6571 — = 10126.5
 40 lbs. H_2O

Sobreflujo del 3er. espesador: 16000 + 10126.5 — 10126.5 =
 16000.0 lbs. H_2O

Sobreflujo del 2o. espesador: 16000 + 10126.5 — 10126.5 =
 16000.0 lbs. H_2O

Alimento al 1er. espesador: 16,000 lbs de agua

Sobreflujo del 1er. espesador: 16000 — 10126.5 = 5873.5 lbs H_2O

CALCULO DE LA CONCENTRACION DE LAS SOLUCIONES EN CADA ESPESADOR.

Llamemos x, y, z, las libras de material soluble por libra de agua en el 1o., 2o. y 3er. espesador respectivamente.

Haciendo BALANCE DE MATERIAL SOLUBLE en cada espesador, tenemos:

	Entrada	Salida
1er. Espesador: 16000y	+ 6528	= 5873.5x + 10126.5x
2o. Espesador: 16000z	+ 10126.5 x	= 16000y + 10126.5y
3er. Espesador: 16000 x	+ 10126.5y	= 16000z + 10126.5z

Resolviendo estas Ecuaciones por sustitución:

$$x = 0.829$$

$$y = 0.421$$

$$z = 0.163$$

CANTIDAD DE CrO_2Na_2 , QUE SALE COMO SOBREFLUJO DEL PRIMER ESPESADOR.

$5873.5 \times 0.829 = 4869.13$ lbs. de CrO_2Na_2 ,
con: 5873.5 lbs. de agua, o sea una solución de concentración en CrO_2Na_2 de 45.4%.

Esta solución se pasa al Tanque de Reacción para transformarse en Bicromato de Sodio.

PORCENTAJE DE CrO_2Na_2 , EN CADA UNO DE LOS ESPESADORES.

En el 1er. Espesador:	45.4%
En „ 2o. „	29.6%
En „ 3er. „	14.0%

CALCULO DE LA EFICIENCIA DE LAVADO EN CONTRACORRIENTE.

$$\text{Eficiencia de lavado} = \frac{\text{sal recobrada}}{\text{sal en alimento}} 100$$
$$\text{Eficiencia de lavado} = \frac{4869.13}{6528.00} 100 = 74.6\%$$

CANTIDAD DE CrO_2Na_2 , QUE SALE EN EL LODO DEL 3er. ESPESADOR.

$10126.5 \times 0.163 = 1651$ lbs. CrO_2Na_2 ,
con: 10126.5 libras de agua.

o sea una solución de concentración: 1.4%

Esta solución se pasa al Filtro prensa junto con el lodo. El Filtrado va al Tanque de Reacción donde se junta con el Sobreflujo del 1er. Espesador para transformarse en $\text{Cr}_2\text{O}_7\text{Na}_2$.

CALCULO DEL PORCENTAJE DE MATERIAL SOLUBLE EN EL LODO LAVADO.

Agua en el lodo: 10126.5 libras.
Sal soluble en el lodo: 1651 lbs. de CrO_2Na_2 ,
Sólidos en el lodo: 6751 „

$$\% \text{ de Sal soluble} = \frac{1651}{1651 + 6751} 100 = 19.65\%$$

CALCULO DE LAS DIMENSIONES DE LOS TANQUES AGITADORES.

Gravedades específicas: Del $\text{CrO}_3, \text{Na}_2$	2.72
.. CrO_3, Ca	2.75
.. Fe_2O_3	5.12
.. CO_2, Na_2	2.53
.. Agua	1.00
Asumiendo una gravedad para	
Impurezas de	3.00

Volumen que ocupa la carga:		20 fts^3
$\text{CrO}_3, \text{Na}_2$	19	..
CrO_3, Ca	2	..
Fe_2O_3	16	..
CO_2, Na_2	19	..
Impur.	19	..
Agua	257	..
	<hr style="width: 100%;"/>	
Total	333	..
Asumiendo un factor de seguridad de 20%	66	..
	<hr style="width: 100%;"/>	
	399	..

DIMENSIONES DE LOS TANQUES: 2 Tanques de:
 ALTURA: 5 fts. DIAMETRO: 7 fts.

CALCULO DE LA POTENCIA NECESARIA PARA MOVER EL AGITADOR.

$$\text{Hp.} = 0.000129 \quad L^{2.72} \quad \mu^{0.14} \quad N^{2.86} \quad \rho^{0.86} \quad D^{1.1} \quad W^{0.3} \quad H^{0.6}$$

L = Longitud de las paletas en fts. (asumiendo que distan 3" de la pared del tanque = $7 - 3 \times 2/12 = 6.5$ fts.)

μ = Viscosidad promedio del material en lbs/ft x seg. = 30 centipoises = $30 \times 0.000672 = 0.0201$ lbs/ft x seg.

N = Velocidad del agitador en revoluciones por seg. = 1 r. p. s.

ρ = Densidad promedio del material: $1.9 \times 62.4 = 118.56$ lbs/ft³

D = Diámetro del tanque en fts.: 7

W = Anchura de las paletas en fts.: $4/12 = 0.333$ fts.

H = Altura del líquido en el tanque = 4.5 fts.

Substituyendo y efectuando: Hp. = 13 para cada tanque.

CALCULO DEL VAPOR NECESARIO PARA EFECTUAR LA REACION Y PARA SOSTENER LA TEMPERATURA DEL LIQUIDO A "212°F".

Temperatura inicial: 120°F

" final: 212°F

Temperatura de entrada del vapor: 228°F

Se usa vapor saturado a 5 lbs. gage, que tiene un calor latente de condensación a 228°F de: 962 BTU/lba.

Temperatura de salida del condensado: 140°F.

Capacidades caloríficas Del Fe_2O_3 = 0.16 BTU/lba. x °F

" CrO_3Ca = 0.182 "

Asumiendo para las impurezas insolubles = 0.2 BTU/lbra. x °F

Asumiendo para la solución de CrO_3Na_2 = 1.8 "

Capacidad calorífica del CO_3Na_2 = 0.45 "

- 1.—Calor necesario para calentar el Fe_2O_3 de 120°F a 212°F.
 $468 \times 0.16 (212 - 120) = 6889$ BTU
- 2.—Calor necesario para calentar el CrO_3Ca de 120°F a 212°F.
 $3321 \times 0.182 (212 - 120) = 55626$ BTU.
- 3.—Calor necesario para calentar el CO_3Na_2 de 120°F a 212°F.
 $2542 \times 0.45 (212 - 120) = 105239$ BTU.
- 4.—Calor necesario para calentar las impurezas insolubles de 120 F a 212 F.
 $3495 \times 0.2 (212 - 120) = 64300$ BTU.
- 5.—Calor necesario para calentar la solución inicial de Cromato de Sodio de 120 F a 212 F.
 $7400 \times 1.8 (212 - 120) = 1225440$ BTU.
- 6.—Calor necesario para calentar el agua de lavado de la temperatura de 180°F a 212°F.
 $16000 \times 1.8 (212 - 180) = 921600$ BTU.
- 7.—Calor perdido por CONDUCCION a través de la superficie externa de los 2 tanques durante las 3 horas de la reacción. Los tanques agitadores son de madera de pino de 2" de grueso, forrados interiormente por una plancha de plomo de $\frac{1}{4}$ " de grueso.
 Temperatura media externa: 90 F
 Temperatura interna: 212°F
 Asumiendo que el plomo es 100% conductor.
 Conductividad térmica de la madera: 0.087

$$\text{Resistencia térmica de la madera} = \frac{2/12}{0.087} \approx 2$$

Superficie externa de los tanques: $2 \times 3.14 \times 7 \times 5 = 220 \text{ ft}^2$

$$Q = \frac{212 - 90}{2} 220 \times 3 = 40224 \text{ BTU.}$$

8.—Calor perdido por RADIACION a través de la superficie externa de los 2 tanques (Ecuación de STEFAN-BOLTZMANN).

$$Q = 0.173 A E \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right] \times 3$$

Donde: A = área radiante en fts^2

E = factor de EMISIVIDAD, para la madera a 90°F
= 0.9

T_1 = temperatura absoluta de la superficie radiante
= $90 + 460 = 550^\circ\text{F}$.

T_2 = temperatura absoluta del aire ambiente $80 + 460 = 540^\circ\text{R}$.

Substituyendo y efectuando = 6660 BTU.

9.—Calor necesario para la reacción.

Cálculo del CALOR STANDARD DE REACCION, partiendo de los calores de formación totales de los reactantes y productos.

Los calores de formación totales se obtienen sumando los calores de formación de la substancia sólida y el calor de solución.

Substancia	Calor de formación de la Sust. sólida	Calor de Solución	Calor de formación Total
CrO,Ca	322,130 cal/gr-mol.	casi insol.	322,130 cal gr-mol.
CrO,Na ₂	319,800 ..	2500	322,300 ..
CO,Na ₂	269,460 ..	5630	275,090 ..
CO,Ca	289,100 ..	insoluble	289,100 ..

Substituyendo en la Ecuación Química

$$- 322,130 - 275,090 = - 322,300 - 289,100 + Q_{11}$$

$$Q_{11} = 14,180 \text{ cal gr-mol.}$$

$$\text{o sean: } Q_{11} = 25,524 \text{ BTU/lba-mol.}$$

3321

$$\frac{3321}{156} 25,524 =$$

543153 BTU.

CALOR TOTAL

2,969130 BTU.

BALANCE DE CALOR: Calor que necesita el líquido =
Calor que suministra el vapor

CALOR DEL VAPOR 1.—Calor latente y calor sensible

$$W [962 + 1.8 (228 - 140)] = 1120 W$$

siendo W las libras de vapor

2.—Calor que sale en el condensado
 $W (140 - 120) = 20W$
 luego $1120 W = 2,969, 139 + 20 W$
 $W = 2700$ libras de vapor.

CALCULO DEL VOLUMEN DESPLAZADO POR LA BOMBA DORRICO DE DIAFRAGMA EN CADA ESPESADOR EN PIES CUBICOS POR MINUTO.

1er. Espesador	Agua con el lodo	10126.5 lbs.
	CrO,Na, con el lodo	8395.0 ..
		<hr/>
	Solución =	18521.5 ..
	18521.5	
Volumen desplazado:	$\frac{18521.5}{62.4} = 297$ fts ³ /6 horas	
	o sean:	0.825 fts ³ /min.

Selección de bomba Dorrico (Tomado del Perry Tabla No. 4. Pág. 1634).

Bomba Dorrico del tipo de succión 1 Duplex, anchura 2' 2½", longitud 3' 2½", altura 4' 44", potencia del motor 2 hp. con una velocidad de 50 r. p. m. Carrera máxima 1", Carrera máxima recomendada ¾" y con un desplazamiento de 1.54 fts³/min.

2o. Espesador: Volumen desplazado = 0.64 fts³/min.

Se usaría una Bomba del tipo de succión 1 Simplex, anchura 2' 2½", longitud 1' 6", altura 4' 4", potencia del motor 1 hp. con una velocidad de 50 r. p. m. Carrera máxima 1", Carrera máxima recomendada ¾" y con un desplazamiento de 0.77 fts³/min.

3er. Espesador: Volumen desplazado = 0.53 fts³/min.

Se usaría una Bomba con las mismas características de la anterior.

BALANCE DE MATERIALES

Entrada	BASE: 6 horas	Salida
Fe ₂ O ₃	468 lbs.	Solución: CrO,Na,
CrO,Na ₂	3321 ..	Agua
CrO,Ca	3321 ..	Lodo: CrO,Na,
Impurezas	3495 ..	Agua
CO,Na ₂	2542 ..	CO,Ca
Agua	16000 ..	Fe ₂ O ₃
		Impurezas
TOTAL	29276 ..	TOTAL
		29276.00 ..

CAPITULO VI.

FILTRACION.

DEFINICION: Es la operación unitaria que trata de la separación de sólidos suspendidos en un líquido. Esta operación se efectúa forzando el líquido a presión a través de los poros de un medio filtrante.

Hay que seleccionar el material adecuado para el medio filtrante, y el METODO usado para forzar el líquido a través del medio filtrante que sea más apropiado para nuestro caso.

Estudiaremos varios factores relacionados con nuestro lodo antes de hacer una elección:

1) **Uniformidad del lodo en forma y tamaño.**

Si el lodo no fuera uniforme en forma y tamaño daría un "cake" desigual y por lo tanto una distribución de agua de lavado no uniforme. En nuestro caso el lodo es uniforme en forma y tamaño.

2) **Compresibilidad del lodo.**

Prácticamente se ha comprobado que la compresibilidad de nuestro lodo está cerca de 0.8, pudiéndose por lo tanto considerar como un lodo homogéneo y muy poco compresible.

3) **Reacción Química del líquido.**

Presenta reacción ácida débil.

4) **Presión para forzar el líquido a través del medio filtrante.**

Como se sabe, el verdadero medio filtrante es una capa del precipitado mismo, cuyas partículas promedias son más pequeñas que las aberturas promedias de la fibra. Por esto es tan importante asegurar una pronta formación de esta primera capa filtrante, pues de ello depende una buena operación en el filtro.

Hay 3 METODOS para llevar a cabo la operación de filtración:

a) METODO DE PRESION CONSTANTE: Consiste en aplicar la presión total al principio del proceso y mantener la presión constante a través de toda la operación. Este método tiene la desventaja de que si la presión inicial es alta, las primeras partículas se unirían formando una masa compacta que llenaría los poros del medio filtrante, lo cual resultaría en baja "RAZON" de filtración a través del resto del ciclo. Si, por el contrario, la presión inicial es baja, la capa inicial de precipitado sería menos compacta y no obstruiría los poros de la tela. Esto ocasionaría un primer filtrado turbio, pero se compensaría con la mayor RAZON de filtración y, por consiguiente, mayor capacidad.

b) METODO DE RAZON CONSTANTE. Este método consiste en mantener una razón constante de filtración comenzando a baja presión y aumentando continuamente la presión a medida que aumenta la resistencia del cake, hasta alcanzar la máxima presión. La desventaja de este método es que la máxima presión solo se aplica al fin del ciclo, y por consiguiente, la mayor parte del proceso trabaja a una capacidad menor que la máxima.

c) METODO COMBINADO. Consiste en comenzar el filtrado a razón constante aplicando baja presión hasta que el filtrado salga claro, lo que indica la formación de la primera capa de cake. Enseguida se eleva la presión al máximo y la filtración se lleva a cabo a PRESION CONSTANTE a través del resto del ciclo.

En lodos incomprensibles y poco comprensibles generalmente un aumento de presión causa un correspondiente aumento en la razón de filtración. En lodos muy comprensibles, no es ilimitado este comportamiento, pues a bajas presiones el aumento en la razón de filtración producido por un pequeño aumento en presión, es mayor que el decremento en razón debido a la resistencia presentada por la compresión del lodo. Aumentando las presiones, estos factores tienden a igualarse y al llegar a una cierta presión llamada "presión crítica", la razón de flujo es máxima. A presiones mayores que la crítica, la resistencia adicional presentada por el cake debido a la compresión, es mayor que la FUERZA IMPULSORA representada por el aumento en presión, con el resul-

tado que a un aumento de presión corresponde un decremento en la razón de flujo.

- 5) **Temperatura del líquido:** Aumenta la velocidad de flujo con el aumento de la temperatura debido a que disminuye la viscosidad.
- 6) **Tamaño de la partícula a filtrarse:** Entre menor sea el tamaño de la partícula, más baja será la velocidad de filtración y el contenido de humedad del cake será mayor.
- 7) **Tipo de Tejido del medio filtrante:** Entre más denso sea el tejido, mayor será el peligro de "taponamiento" de las partículas en los poros. También entre más "flojo" sea el tejido mayor será la probabilidad de "sangría" de las partículas finas. Se debe pues, escoger un tejido de densidad conveniente según el tamaño de la partícula, entre otras cosas.
- 8) **Contenido de sólidos:** Despreciando la resistencia del medio filtrantes, se ha demostrado que la velocidad de filtración es inversamente proporcional a la relación de sólidos a filtrado líquido, pero al mismo tiempo la velocidad de formación de cake es directamente proporcional a esta relación. Por lo tanto, si como se hizo en nuestro caso, el lodo se "espesa" antes de filtrar, el tiempo requerido para la filtración sobre un área dada se reduce en proporción directa a la reducción en la relación de líquido a sólidos en el lodo. Así es, que la operación en un Sistema de Agitadores y Espesadores Dorr con Decantación en Contracorriente, colocado antes de un proceso de filtración, reduce el costo de filtración, puesto que solo una fracción de material se pasa por el filtro.

SELECCION DE MEDIO FILTRANTE Se escogería de lona.

SELECCION DE METODO DE FILTRACION Se usará el METODO DE PRESION CONSTANTE.

La alimentación se hace por medio de bombas centrífugas. Esta bomba, en sus primeras revoluciones de razón de flujo CONSTANTE, y en la mayor parte del ciclo PRESION CONSTANTE. Así es que prácticamente usaremos el METODO de filtración COMBINADO.

SELECCION DE BOMBA CENTRIFUGA: Volumen bombeado 5 galones/min. Presión requerida 75 lbs/in².

Se escogería una bomba centrífuga de succión simple impulsada por motor y forrada con plomo.

CALCULOS EN EL FILTRO PRENSA, EN UN PROCESO DE FILTRACION A PRESION CONSTANTE.

Alimento:	CrO.Na ₂	1651.0	lbs.
	Agua	10126.5	..
		<hr/>	
	Solución:	11777.5	..
	Fe ₂ O ₃	468.00	lbs.
	CO ₂ Ca	2151.00	..
	Impur. insol.	4136.87	..

% de CrO.Na₂ en solución: 1.4%

Gravedad específica del cake: 2.83

Densidad del cake: 2.83 x 62.4 = 176.6 lbs/ft³

Prácticamente se ha comprobado que en el cake se queda retenida un 5% del peso de la solución.

Peso de solución retenida en el cake: 11777.5 x 0.05 = 588.87 lbs.

Pérdida de CrO.Na₂ en el cake: 588.87 x 0.014 = 8.25 lbs.

Agua retenida en el cake: 588.87 - 8.25 = 580.62 lbs.

Peso del cake:	Fe ₂ O ₃	468.00	lbs.
	CO ₂ Ca	2151.00	..
	Impur. ins.	4136.87	..
	CrO.Na ₂	8.25	..
	Agua	580.62	..

TOTAL 7344.74 ..

7344.74

Volumen del cake: $\frac{7344.74}{176.6} = 41.59$ ft³

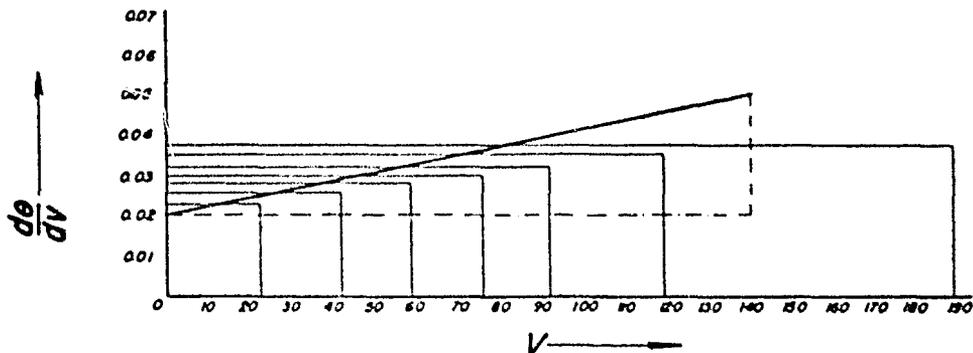
CALCULO DEL NUMERO DE MARCOS DEL FILTRO PRENSA.

Escogeremos marcos de 42" x 42" x 2"

Volumen del cake en cada marco: $\frac{42}{12} \times \frac{42}{12} \times \frac{2}{12} = 1.96$ ft³

Volumen Total del cake: 1.96 x número de marcos = 41.59 ft³

PLOTEO DE $\frac{d\theta}{dv}$ vs. V



<p>PENDIENTE $\frac{0.5 - 0.02}{140} = 0.0021 \frac{P}{K}$</p> <p>$\therefore K = \frac{P}{0.0021} = 9524$</p> <p>INTERSECCION $= 0.02 = \frac{P \cdot V}{K}$</p> <p>$\therefore W = \frac{9524 \cdot 0.02}{2} = 95.24$</p>	<table border="1"> <thead> <tr> <th>$\frac{d\theta}{dv}$</th> <th>V</th> </tr> </thead> <tbody> <tr><td>0.0277</td><td>22.0</td></tr> <tr><td>0.0263</td><td>41.0</td></tr> <tr><td>0.0245</td><td>58.3</td></tr> <tr><td>0.0234</td><td>75.3</td></tr> <tr><td>0.0223</td><td>91.0</td></tr> <tr><td>0.0217</td><td>103.0</td></tr> <tr><td>0.0217</td><td>112.0</td></tr> <tr><td>0.0213</td><td>128.7</td></tr> </tbody> </table>	$\frac{d\theta}{dv}$	V	0.0277	22.0	0.0263	41.0	0.0245	58.3	0.0234	75.3	0.0223	91.0	0.0217	103.0	0.0217	112.0	0.0213	128.7
$\frac{d\theta}{dv}$	V																		
0.0277	22.0																		
0.0263	41.0																		
0.0245	58.3																		
0.0234	75.3																		
0.0223	91.0																		
0.0217	103.0																		
0.0217	112.0																		
0.0213	128.7																		



QUIMICA

$$\text{NUMERO DE MARCOS: } \frac{41.59}{1.96} = 21 \text{ MARCOS.}$$

Temperatura de entrada de la solución: 180°F

Presión de operación en el filtro: 75 lbs./in².

Peso de la solución filtrada: 11777.5 — 588.87 = 11188.63 lbs.

Densidad de una solución de CrO₂Na₂ de 1.4% de concentración y a una temperatura de 25°C: 1.01 x 62.4 = 63 lbs./ft³.

**CALCULO DE LA RAZON DE FILTRACION AL FIN DEL PERIODO,
SABIENDO QUE EL TIEMPO TOTAL DE FILTRACION
ES DE 6 HORAS.**

$$\text{Fórmula: } \frac{dV}{dO} = \frac{K}{2(V - V_c)}$$

Esta fórmula nos dá también la razón de lavado, que es igual a la razón de filtración al finalizar el período de filtración.

Primero necesitamos conocer el valor de las constantes K y V_c.

METODO GRAFICO: Ploteo de $\frac{dO}{dV}$ versus V (Ver gráfica).

Datos obtenidos de una UNIDAD similar trabajando una solución de igual concentración de sólidos, a una presión de 75 lbs./in².

Tiempo en horas	Volúmen de filtrado en fts'
0.5	22.0
1.0	41.0
1.5	58.5
2.0	75.5
2.5	91.0
3.0	105.0
3.5	119.0
4.0	133.0
4.5	147.0
5.0	161.0
5.5	175.0
6.0	188.7

$$\text{Volúmen del filtrado: } \frac{11188.63}{63.0} = 188.7 \text{ fts'}$$

0	d0	V	dV	d0 · dV
0.5	0.5	22.0	22.0	0.0227
1.0	0.5	41.0	19.0	0.0263
1.5	0.5	58.5	17.5	0.0285
2.0	0.5	75.5	17.0	0.0294
2.5	0.5	91.0	15.5	0.0323
3.0	0.5	105.0	14.0	0.0357
3.5	0.5	119.0	14.0	0.0357
.....				
6.0	0.5	188.7	13.7	0.0365

$$K = 9524$$

$$V_c = 95.24$$

Substituyendo $dV/dO = 16.77 \text{ lts}^2/\text{hr.}$

CALCULO DEL TIEMPO DE DURACION DEL LAVADO, USANDO PARA LAVAR UN VOLUMEN DE AGUA IGUAL AL 10% DE VOLUMEN DEL FILTRADO.

Volumen del Filtrado: 188.7 lts³

Volumen del agua de lavado: 18.87 lts³

Razón de filtración al fin del proceso = Razón de lavado = 16.77
ft³/hr.

Tiempo de lavado para un filtro de PLACA Y MARCO

$$\frac{18.87}{16.77} \times 4 = 4.5 \text{ horas.}$$

CALCULO DEL AREA FILTRANTE.

$$\text{AREA} = \frac{H \times B \times 2 \times N}{144}$$

Donde H = altura interna del marco en in. = 39 in.
B = anchura interna del marco en in. = 38 ..
N = número de cámaras filtros = 21

$$\text{AREA} = \frac{39 \times 38 \times 2 \times 21}{144} = 432 \text{ lts}^2$$

Asumiendo que la operación de vaciado y nuevo montaje del filtro dure 1½ horas, la operación total duraría 12 horas aproximadamente. Sobre la base de 6 horas, este filtro entregaría la mitad del filtrado calculado.

Luego sería necesario poner DOS UNIDADES de iguales dimensiones para llevar a cabo una operación continua.

BALANCE DE MATERIALES.

BASE: 6 horas

Entrada		Salida	
Fe ₂ O ₃	468.00 lbs.	Filtrado	
CO ₂ Ca	2151.00 ..	Agua	9545.88 lbs.
Impur. insol.	4136.87 ..	CrO ₃ Na ₂	1642.75 ..
CrO ₃ Na ₂	1651.00 ..	Cake	
Agua	10126.50 ..	Fe ₂ O ₃	468.00 ..
TOTAL	<u>18533.37</u>	CO ₂ Ca	2151.00 ..
		Impur. insol.	4136.87 ..
		CrO ₃ Na ₂	8.25 ..
		Agua	580.62 ..
		TOTAL	<u>18533.37</u> ..

CAPITULO VII

FLUJO DE CALOR.

En casi todos los procesos unitarios tratados por el Ingeniero Químico hay pérdidas por Transmisión de calor, haciéndose más patente en aquellas operaciones en que se efectúan reacciones químicas.

La transmisión de calor a través de los cuerpos puede efectuarse por una o varias de las maneras siguientes:

1.—POR CONDUCCION: que es el flujo de calor de una parte de un cuerpo a otra parte del mismo cuerpo, o bien de un cuerpo a otro cuerpo que esté en contacto físico con él, pero sin desplazamiento apreciable de las partículas del cuerpo.

2.—POR CONVECCION: que es el flujo de calor de una parte a otra dentro de un fluido (gas o líquido) como resultado de la mezcla entre sí de ambas partes, habiendo desplazamiento de las partículas del fluido.

La Convección se efectúa de dos modos:

a) **Convección natural:** cuando el movimiento del fluido se debe únicamente a la diferencia de densidades entre una capa y otra del fluido, causada por una diferencia de temperaturas.

b) **Convección forzada:** cuando el movimiento del fluido es artificial provocado por medios mecánicos de agitación o turbulencia.

3.—POR RADIACION: que es flujo de calor cedido por un cuerpo caliente en todas direcciones a través de un espacio por medio de ondas electromagnéticas.

Pueden suceder dos casos en el flujo de energía radiante:

a) Si la radiación pasa a través de un espacio vacío no hay transformación de la Energía radiante en Energía calórica ni en otra forma de Energía, y la Energía radiante no se desvía de su curso.

- b) Si las ondas electromagnéticas pegan sobre otro cuerpo colocado en su camino, parte de la energía radiante se transmite invariable a través del cuerpo, parte es reflejada y el resto de la Energía es absorbida **TRANSFORMÁNDOSE CUANTITATIVAMENTE EN CALOR.**

Estudiaremos someramente cada una de las maneras de Transmisión de calor, con las ecuaciones usadas en cada caso. Haremos la aclaración que en la práctica la transmisión de calor se efectúa casi siempre en las tres formas definidas.

I.—CONDUCCION. Para estudiar la Conducción escogemos el caso de flujo de calor a través de sólidos, porque aquí se presenta únicamente la Conducción. Sin embargo, el caso más práctico es aquel en el cual el Calor fluye de un medio cualquiera más caliente a otro medio más frío, pasando a través de una pared sólida intermedia. En este caso tendremos también presente la Convección, sea natural o forzada según las condiciones. La ley básica de Transmisión de Calor por Conducción es la siguiente:

$$\text{RAZON} = \frac{\text{Fuerza Impulsora}}{\text{Resistencia}}$$

la cual tiene su expresión práctica en la Ley de Fourier, que dice:

$$\frac{Q}{O} = \frac{\Delta t}{\frac{L}{k A}}$$

Donde:

Q = flujo de calor en el tiempo O

Δt = caída de temperatura a través de la pared.

L = longitud de la pared paralela al flujo de calor
= grueso de la pared.

k = conductividad térmica del material de la pared.

A = área externa transversal al flujo de calor.

Comparando la primera expresión con la segunda, tenemos:

$$\text{RAZON} = \frac{Q}{\frac{\text{Fuerza Impulsora} \cdot \Delta t}{\text{Resistencia} \cdot L}} = \frac{Q}{\frac{\Delta t}{k A}}$$

Aplicando lo dicho a nuestro caso práctico:

$\frac{Q}{\Delta t}$ = flujo de calor en BTU. hr.

Δt = diferencia entre la temperatura interior y la temperatura externa.

L = grueso de la pared en fts.

A = área externa transversal al flujo de calor = Diámetro externo del tanque multiplicado por y por la altura = Circunferencia externa por la altura y su producto se expresa en fts².

k = Conductividad térmica del material de la pared, tomada a la temperatura media. La temperatura media de la pared se obtiene sumando la temperatura del interior con la temperatura de la interfase y la suma se divide entre 2.

Sabemos que la Conductividad térmica de un material cualquiera depende de la temperatura y la variación LINEAL se puede expresar por la Ecuación:

$$k = a + b t$$

Donde: a y b son constantes.

Vimos que la resistencia al flujo de calor presentada por la pared metálica es igual a: $\frac{L}{kA}$. En el caso que tengamos varias resistencias en serie, es necesario obtener la Resistencia TOTAL sumando las resistencias individuales de cada medio

2.—**CONVECCION.** Estudiamos en flujo de fluidos dos estados característicos de flujo, diferenciados principalmente por la velocidad de movimiento de los fluidos y por consiguiente por el grueso de la película que presentan como resistencia a la Transmisión de Calor. Sabemos también que hay un valor crítico que controla las dos clases de flujo conocido como número de REYNOLDS, y ese valor es 2100. El número de REYNOLDS viene dado por la fórmula $D u \rho \mu$, así es que su valor depende directamente de la velocidad del fluido. Por eso dijimos anteriormente que la velocidad del fluido controlaba los dos estados característicos de flujo. Las dos clases de flujo se puede dividir en:

a) FLUJO VISCOSO: caracterizado por una baja velocidad del fluido y con un valor para el número de Reynolds MENOR que el valor crítico de 2100. En el flujo viscoso la resistencia de la película es mayor, puesto que el grueso de ella es también mayor y por lo tanto la Transmisión de Calor es menor.

b) FLUJO TURBULENTO: caracterizado por una más o menos alta velocidad del fluido con

un correspondiente valor para el número de Reynolds MAYOR que 2100.

En este caso disminuye la resistencia de la película, puesto que disminuye el grueso de ella. Asimismo aumenta el Coeficiente de Transmisión de Calor.

Decíamos que el flujo de Calor por Convección se transmite de dos maneras. Las repetiremos aquí, haciendo notar sus características principales:

A) CONVECCION NATURAL. En el flujo de calor por Convección natural se considera que las partículas del fluido se mueven únicamente por diferencia de densidades, causada por el diferente calentamiento entre dos o más zonas del fluido. Así es que la velocidad puede considerarse prácticamente muy pequeña, correspondiéndole por tanto un valor bajo para el número de Reynolds. De aquí que podamos decir que la Convección natural presenta todas las características esenciales del flujo viscoso.

B) CONVECCION FORZADA. En el flujo de Calor por Convección forzada se considera que las partículas del fluido se mueven con una velocidad mas o menos grande impulsadas por el medio de agitación o turbulencia. Como su velocidad es grande, le corresponde un valor para el número de Reynolds mayor que el crítico. Por ésto se considera que la Convección forzada presenta las características del flujo turbulento. En nuestro caso el número de Reynolds tiene un valor aproximado de 8000; por lo tanto, tendremos transmisión de calor por Convección forzada.

Estudiaremos los fenómenos que afectan la Transmisión de Calor por Convección forzada y los medios para calcular el flujo de Calor.

Presentaremos el caso práctico que vamos a resolver: tenemos vapor saturado a 5 lbs. gage fluyendo en un banco de tubos verticales y transmitiendo su calor a través de la pared del tubo a un líquido que circula en Convección forzada perpendicularmente a los tubos. Vimos que cuando el flujo de fluidos es de tal naturaleza que el número de Reynolds es mayor que 2100, el carácter del flujo cambia de viscoso a turbulento. Ahora bien, sabemos que aún con flujo turbulento hay una película de fluido residual que persiste del flujo viscoso, y que esta película aún siendo delgada presenta una resistencia al flujo de calor que se encuentra por la Ecuación: $R = L / kA$; y si bien el numerador es relativamente pequeño, también k (conductividad térmica de los fluidos) como se sabe, es de un valor bajo. Así es que la resistencia ofrecida es digna de tomarse en cuenta.

En nuestro caso tenemos que la Transmisión de Calor se verifica en los siguientes pasos:

- a) El Flujo de Calor pasa por Conducción a través de la Resistencia ofrecida por la película de vapor.
- b) Enseguida hay paso por Conducción a través de la Resistencia presentada por la pared metálica.
- c) Después viene el paso también por Conducción a través de la película que presenta el líquido al otro lado de la pared de metal.
- d) Por último se transmite por Convección forzada a través de la masa del líquido.

La Transmisión Total de Calor se calcula por la Ecuación:

$$Q = U A (\Delta T)_m$$

en la cual: Q = Transmisión de calor en BTU.

U = Coeficiente Overall de Transmisión de Calor.

A = Area de la superficie de calentamiento en fts^2 .

$(\Delta T)_m$ = Caída de temperatura calculada por la media logarítmica.

El valor del Coeficiente Overall se obtiene por medio de los coeficiente individuales de Transmisión de Calor para las películas de vapor y líquido respectivamente, así como de la Conductividad térmica de la pared transmisora. El valor matemático del Coeficiente Overall se expresa por la Ecuación:

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_1} + \frac{D_1 L}{D_{av} k} + \frac{D_2}{D_2 h_2}}$$

Donde:

h_1 = Coeficiente de Transmisión de Calor para la película del líquido.

D_1 = Diámetro interno del tubo que sirve de transmisor de calor.

D_2 = Diámetro externo del tubo trasmisor.

D_{av} = " " medio " " "

h_2 = Coeficiente de Transmisión de Calor para la película de vapor.

L = Grueso de la pared transmisora.

Los valores de los Coeficientes individuales de Transmisión de Calor se encuentran por medio de Ecuaciones típicas para cada caso, a saber:

- a) Ecuación para encontrar el Coeficiente de película de un líquido circulando en Convección forzada y normalmente a un banco de tubos verticales, cuando el número de Reynolds varía entre 3000 y 40,000:

$$\left(\frac{h_m}{C_p G_m} \right) \left(\frac{C_p \mu_f}{k} \right)^{2.3} = 0.33 \left(\frac{D_o G_m}{\mu_f} \right)^{-0.4}$$

Observando esta ecuación vemos que contiene 2 "grupos" no-dimensionales, que controlan las variables que afectan el Coeficiente de película del líquido.

Así el primer grupo no-dimensional que encontramos en la Ecuación anterior ha sido ya establecido y se conoce como el número de PRANDTL $c_p \mu / k$. Este grupo contiene y controla únicamente las propiedades físicas del fluido, a saber: calor específico, viscosidad y conductividad térmica.

El otro grupo no-dimensional es conocido como número de donde G es la masa Reynolds: $D u \rho$ o sea igual a $D G \rho$, velocidad del fluido. Este grupo controla y mide el grado de turbulencia del fluido.

- b) Ecuación formulada por NUSSELT para calcular el coeficiente de Transmisión de Calor para la película de vapor puro, fluyendo en tubos verticales y cuya condensación es del tipo de película:

$$\left(\frac{h_m L}{k_f} \right) = 0.93 \left(\frac{L^3 \rho^2 g_L}{\mu_f \nu} \right)^{1.3}$$

3.—**RADIACION.** Vimos que todos los cuerpos emiten Energía radiante en todas direcciones por medio de ondas electromagnéticas, y que estas ondas al golpear en un cuerpo colocado en su camino transforman la Energía absorbida en calor de una manera cuantitativa. Vimos que del resto de la Energía radiante parte se refleja y parte se transmite invariable a través del cuerpo (la menor parte).

Supongamos una superficie expuesta totalmente a la Energía radiante, la parte de energía radiante incidente que es absorbida se llama "absorsivilidad" y la fracción reflejada "reflectivilidad"

Un cuerpo ideal sería aquel que absorviera toda la energía radiante y se le llama cuerpo "negro". En el caso teórico de este radiador perfecto, la absorcibilidad sería la unidad y la reflectibilidad nula.

En la práctica todos los cuerpos absorben parte de la Energía y reflejan la otra parte y se llaman cuerpos "grises".

Empíricamente STEFAN Y BOLTZMANN encontraron que la potencia total emitiva de una superficie unitaria por unidad de tiempo era proporcional, en un cuerpo negro, a la cuarta potencia de la temperatura absoluta, o sea:

$$E_n = b T^4$$

Donde: $b =$ constante de STEFAN-BOLTZMANN $= 0.173 \times 10^{-8}$ cuando E_n se expresa en BTU ft² x hr.

Ahora, bien, en la práctica la total potencia emitiva de un cuerpo "gris" sería igual a la potencia total emitiva de un cuerpo negro multiplicada por un factor de "emisividad" que le llamaremos e . Así es que $E_g = e E_n$

Substituyendo en la Ecuación de Stefan y Boltzmann:

$$E_g = e b T^4$$

Substituyendo el valor numérico de la constante b podemos formular una Ecuación para la Potencia Total Emitida por un cuerpo cualquiera de área A en un tiempo dado t :

$$E_g = e A t 0.173 \times 10^{-8} T^4$$

o sea
$$E_g = 0.173 e A t \left(\frac{T}{100} \right)^4$$

Apoyándonos en la Ley de Kirchoff que dice: "que en el equilibrio Químico la EMISIVIDAD y la ABSORSIVILIDAD de un cuerpo son iguales" y recordando que la Energía radiante absorbida se transforma CUANTITATIVAMENTE en calor, podemos tomar la Emisividad como medida del calor perdido por Radiación y escribir:

$$Q = 0.173 e A t \left(\frac{T}{100} \right)^4$$

En nuestro caso calculamos la pérdida por radiación a los alrededores, o sea la pérdida de la Energía por Radiación de un cuerpo a temperatura T , a otro cuerpo a temperatura T_1 . Este proble-

ma se resuelve restando las EMISIVIDADES de uno y otro cuerpo y la Ecuación toma la forma:

$$q = 0.173 \text{ c A t} \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right]$$

CALCULOS ESTOIQIOMETRICOS EN EL TANQUE DE REACCION.

Alimento	1) Del ler. espesador:	CrO ₂ Na ₂ :	4869.13 lbs.
		Agua :	5873.50 ..
	2) Del Filtro Prensa:	CrO ₂ Na ₂ :	1642.75 ..
		Agua :	9545.88 ..

% de CrO₂Na₂ en la solución: 30 %.

1.—Cálculo de Reactantes. La reacción es completa a un pH de 4.5, o sea cuando hay un ligero exceso de ácido sobre el calculado teóricamente, generalmente un 5%. El H₂SO₄ usado es de 80% de pureza.



Cantidad de H₂SO₄ usado: (asumiendo un exceso de 5%).

$$\frac{98}{324} 6511.88 = 1966.6 \text{ lbs. H}_2\text{SO}_4, 100\% = 2548 \text{ lbs. H}_2\text{SO}_4, 80\%$$

Asumiendo un exceso de 5%: 2675 libras de H₂SO₄.

2.—Cálculo de Productos (Rendimiento teórico de reacción: 90%).

$$\text{Cr}_2\text{O}_7\text{Na}_2 : \frac{262}{324} 6511.88 = 5261.6 \times 0.90 = 4735.44 \text{ lbs. de Cr}_2\text{O}_7\text{Na}_2$$

$$\text{SO}_2\text{Na}_2 : \frac{142}{324} 6511.88 = 2852.2 \times 0.9 = 2567.00 \text{ lbs. de SO}_2\text{Na}_2$$

CALCULO DE LAS DIMENSIONES PARA EL TANQUE DE REACCION.

Densidad de una solución de CrO₂Na₂ al 30%:
 $1.28 \times 62.4 = 79.87 \text{ lbs/ft}^3$

$$\begin{array}{r} \text{Volúmen de la Solución} \quad \frac{21931.26}{79.87} = 275 \text{ fts}^3 \\ \text{Usando 20\% como factor de seguridad} \quad 27 \quad .. \\ \hline \text{TOTAL} \quad 302 \quad .. \end{array}$$

Escogemos un tanque de madera de pino de 2" de grueso, con soleras de hierro y forrado interiormente con una plancha de plomo de 1/4" de grueso, de las siguientes dimensiones

ALTURA: 6 fts. DIAMETRO: 8 fts.

CALCULO DE LA POTENCIA NECESARIA PARA EL AGITADOR DE PALETAS.

$$H_p = 0.000129 L^{2.72} \rho^{0.14} N^{2.25} D^{3.1} \rho^{0.15} W^{0.3} H^{0.3}$$

L = Longitud de las paletas (calculando que el extremo de ellas dista 3 in. de la pared del tanque) = 7.5 fts.

ρ = Viscosidad del líquido = 10 centipoises = 0.00672 lbs ft x seg.

N = 1 r. p. s. $\rho = 79.87 \text{ lbs ft}^3$. D = 8 fts. W = 0.333 fts.

H = Altura del líquido (asumiendo que llega hasta 6 in. del borde del tanque) = 5.5 fts.

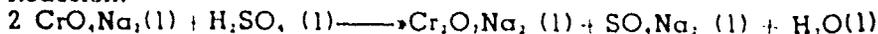
Sustituyendo y efectuando: $H_p = 13$

CALCULO DEL CALOR STANDARD DE REACCION, PARTIENDO DE LOS CALORES DE FORMACION TOTALES DE LOS REACTANTES Y PRODUCTOS.

Los calores de formación totales se obtienen sumando los Calores de Formación de la Sustancia sólida y el Calor de Solución.

Substancia.	Calor de formación de la subst. sólida.	Calor de Solución	Calor Total de Formación.
CrO ₂ Na ₂	319,800 cal/gr-mol.	2500	322,300 cal
H ₂ SO ₄	189,750 ..	20500	210,250 gr-mol
Cr ₂ O ₃ Na ₂	470,200 ..	-18200	452,000 ..
SO ₃ Na ₂	326,300 ..	358	326,658 ..
Agua	-----	-----	68,310 ..

Reacción:



Sustituyendo en la Ecuación Química

$$- 2 \times 322,300 - 210,250 = - 452,000 - 326,658 - 68,310 + Q_{11}$$

$$Q_{11} = - 7882 \text{ cal/gr-mol}$$

$$Q_{11} = - 14188 \text{ BTU/lba-mol.}$$

CALCULO DEL CALOR QUE NECESITA TRANSMITIR EL VAPORE A TRAVES DEL SERPENTIN PARA CALENTAR LA SOLUCION A LA TEMPERATURA DE REACCION Y PARA MANTENER ESA TEMPERATURA DURANTE DOS HORAS QUE DURA LA REACCION.

Temperatura inicial del líquido: 120°F
 Temperatura a que se efectua la reacción: 176°F

TEMPERATURA DATO: 120°F

1.—Calor necesario para calentar la solución del 120°F a 176°F. asumiendo un calor específico para la solución igual al del agua.

$$21,931.26 \times 1.8 (176 - 120) = 2,210,671 \text{ BTU.}$$

2.—Calor de la reacción

$$6511.88$$

$$\frac{6511.88}{162} (- 14,188) = - 570,357 \text{ ..}$$

3.—Calor perdido por Conducción a través de la superficie externa en 2 horas.

temperatura interna: 176°F

Temp. media externa: 90°F

Conductividad térmica de la madera: 0.087

Asumiendo al plomo 100% conductor.

$$\text{Res. térmica de la madera: } R = \frac{2/12}{0.087} = 2$$

Superficie externa del tanque: 301.5 fts.

$$Q_c = \frac{176 - 90}{2} 301.5 \times 2 = 25,929 \text{ BTU.}$$

4.—Calor perdido por Radiación a través de la superficie externa en 2 horas.

$$Q_r = 0.173 \times A \times E \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right]$$

$$Q_r = 0.173 \times 301.5 \times 0.895 \left[\left(\frac{550}{100} \right)^4 - \left(\frac{540}{100} \right)^4 \right] \times 2 = 6.046 \text{ BTU.}$$

5.—Calor perdido por Convección (Por Diferencia entre el Calor perdido por Conducción y el Calor perdido por Radiación).

19,883 BTU.

6.—Calor que sale en la Solución después efectuada la reacción.

El líquido se deja enfriar, una vez terminada la reacción hasta una temperatura de 140°F, a cuya temperatura, debido a la gran diferencia en solubilidades entre el Cr_2O_3 y el SO_3 , precipita un 75% de esta sal. Por lo tanto, al pasar la solución al Evaporador para concentrarse se viene con ella un 25% de SO_3 . Asúmase que la solución tiene un calor específico igual al del agua.

Peso de la Solución: Cr_2O_3 : 4735.44 lbs.
 Agua : 15419.38
 SO_3 con la solución: $2567 \times 0.25 = 642$ lbs.

$$20,154.82 \times 1.8 (176 - 140) = 1,306,031 \text{ BTU.}$$

CALOR TOTAL 2,998,203 BTU.

CALCULO DE LAS LIBRAS DE VAPOR NECESARIAS PARA PRODUCIR ESE CALOR.

1.—Calor que entra en el Vapor.

Se usa vapor saturado a 5 libras gage de presión
 Temperatura de entrada del vapor: 228°F
 Calor Latente de Vaporización: 959 BTU/lba.
 Temperatura de salida del condensado: 140°F.

$$W [959 + (228 - 120)] = 1067 W$$

2.—Calor que sale en el Condensado.

$$W (140 - 120) = 20 W$$

BALANCE DE CALOR.

$$1067 W = 2,998,203 + 20 W$$

$$W = 2865 \text{ libras de vapor.}$$

CALCULO DEL COEFICIENTE DE TRANSMISION DE CALOR PARA LA PELICULA DE LIQUIDO.

Usaremos la Ecuación para líquidos circulando en Convección forzada y perpendicularmente a un banco de tubos verticales

$$\left(\frac{h_m}{C_p G_m} \right) \left(\frac{C_p \mu_f}{k} \right)^{1/4} = 0.33 \left(\frac{D_o C_m}{\mu_f} \right)^{-0.4}$$

Donde:

- h_m = valor medio del coeficiente, basado en ΔT_m
- C_p = calor específico a presión constante en BTU/lba. x °F
- μ_f = viscosidad en lbs/ft x hr. a la temperatura media aritmética entre la temperatura de la pared y la temp. del líquido.
- k = conductibilidad térmica del líquido en BTU/hr x ft) x gradiente unitario de temperatura, °F x ft
- D_o = Diámetro externo en fts.
- G_m = Masa velocidad a través del área mínima libre en una hilera de tubos normales a la corriente de líquido, en lbs/ft² x hr.

Tenemos una solución de CrO.₃Na₂ en un tanque y se va a calentar de la temperatura de 120°F a 176°F, usando vapor saturado a 5 lbs. gage, el cual fluye a través de espiras colocadas perpendicularmente al flujo del líquido. El líquido se agita por medio de paletas, así es que tendremos transmisión de calor por Convección forzada. Escogeremos para las espiras tubo de plomo de 1 in. de diámetro interno y 1.232 in. de diámetro externo, con un grueso de pared de 0.116 in. La superficie de Calefacción por pié lineal es de 3.628 ft². El vapor entra a 228°F, se condensa y sale a una temperatura de 140°F.

Como primera aproximación consideremos que la resistencia de la película de vapor será de un valor aproximado a la resistencia de la película de líquido. Por consiguiente, la temperatura de la pared de metal será aproximadamente la media entre la temperatura del vapor y la temperatura promedia de la masa de líquido.

$$\text{Temperatura de la pared de plomo} = \frac{228 + 176}{2} = 202^\circ\text{F}$$

$C_p = 1.8 \text{ BTU/lba. } \times \text{ } ^\circ\text{F}$ (asumiendo igual al agua)

$k = 0.383$ (asumida igual a la del agua).

$\rho_l =$ viscosidad a 189°F (media aritmética entre la temperatura de la pared y la temperatura del líquido, o sea la temperatura de la película $= 9.73$ centipoises $= 9.73 \times 2.42 = 23.55 \text{ lbs ft } \times \text{ hr.}$

$D_o = 1.232 \cdot 12 = 0.101 \text{ fts.}$

w masa velocidad de flujo en lbs hr.

$$G_m = \frac{w}{S} = \frac{\text{masa velocidad de flujo en lbs hr.}}{\text{sección transversal llena de líquido normal al flujo}} \\ 21931 \times 3600$$

$$G_m = \frac{\text{masa velocidad de flujo en lbs hr.}}{128.38} = 615.000 \text{ lbs ft}^2 \times \text{ hr.}$$

Substituyendo en la Ecuación:

$$\left(\frac{h_m}{1.8 \times 615000} \right) \left(\frac{1.8 \times 23.55}{0.383} \right)^{2/3} = 0.32 \left(\frac{0.101 \times 615000}{23.55} \right)^{-0.4}$$

Electuando por Logaritmos: $h_m = 192$

CALCULO DEL COEFICIENTE DE TRANSMISION DE CALOR PARA LA PELICULA DE VAPOR.

Ecuación de NUSSELT para serpentinas verticales:

$$\left(\frac{h_m L}{k_f} \right) = 0.93 \left(\frac{L^3 \rho_l^2 \times g L}{\mu_l \Gamma} \right)^{1/3}$$

$L =$ longitud de calefacción vertical en fts.

$\rho_l =$ densidad del condensado en lbs ft³.

$gL =$ aceleración debida a la gravedad $= 4.18 \times 10^4 \text{ fts. hr}^2$

$\mu_l =$ viscosidad del condensado en lbs ft. x hr.

$$\Gamma = \frac{w}{D} = \frac{\text{masa velocidad de flujo en lbs hr.}}{3.14 \times \text{diámetro}} = \frac{615.000}{3.14 \times 1.12} = 10.949$$

$k_f =$ conductividad térmica del vapor condensado en:

BTU-ft ft² x hr. x °F.

Los valores de k_f , ρ_l y μ_l se toman a la temperatura t_f (tem-

peratura de la película), siendo $t_f = (t + t_w)/2$ y $t_w =$ la temperatura de la pared.

Vimos que $t_w = 202$, luego: $t_f = (228 + 202)/2 = 215^\circ\text{F}$.

Para calcular la longitud de calefacción vertical aproximada, tomaremos un Coeficiente Overall empírico de Transmisión de Calor = 150 (Tomado del PERRY, Tabla 5 de la Pág 1000).

$$Q = U A \Delta T_m$$

$$Q = 2,998,203 \text{ B. T. U.}$$

$$\Delta T_m = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{2.303 \log \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} = \frac{(228-120) - (176-140)}{2.303 \log \frac{108}{36}} = 60^\circ\text{F.}$$

$$A = \frac{2,998,203}{150 \times 60} = 334 \text{ fts}^2$$

$$L = \frac{334}{3.628} = 92 \text{ fts. de tubo.}$$

$$k_f (\text{a } 215^\circ\text{F}) = 0.393 \rho_f = 59.76 \text{ lbs. ft}^3 \rho_f = 0.25 \times 2.45 = 0.605$$

Substituyendo

$$b_m = \left(\frac{92}{0.93 \times 0.393} \right) \left(\frac{92^3 \times 59.76^2 \times 4.18 \times 10^6}{0.605 \times 10949} \right)^{1/3}$$

Efectuando por Logaritmos: $b_m = 172$

CALCULO DEL COEFICIENTE OVERALL DE TRANSMISION DE CALOR.

Como el coeficiente de película del vapor es menor que el Coeficiente de película del líquido, el Coeficiente Overall será de un valor relativamente aproximado a 172. Por lo tanto, el cálculo se basará en el área interna.

$$\text{Ecuación: } U = \frac{1}{\frac{1}{h_i} + \frac{D_i L}{D_o k} + \frac{D_i}{D_o h_o}}$$

Valores: $h_1 = 192$ $h_2 = 172$ $D_1 = 1''$ $D_2 = 1.232''$

$$D_{av.} = 1.116'' \quad L = \frac{0.116}{12} = 0.0096 \text{ fts} \quad k = 20$$

Substituyendo: $U = 98$

$$A = \frac{2,998,203}{98 \times 60} = 510 \text{ fts}^2$$

$$\text{Longitud} \quad L = \frac{510}{3.628} = 140 \text{ fts. de tubo}$$

Para "checar" si la suposición fué correcta, se substituye esta longitud y se encuentra de nuevo el Coeficiente de película del vapor. Resulta un valor de $h_2 = 172.2$, lo cual indica que puede considerarse como bueno el valor encontrado primeramente de 172.

La reacción dura 2 horas y una vez terminada se deja enfriar la solución hasta la temperatura de 140 F con el fin de separar la mayor parte del SO_3Na_2 . Esta operación se lleva aproximadamente $\frac{1}{2}$ hora. Suponiendo que el vaciado y vuelta a llenar del tanque gasta otra $\frac{1}{2}$ hora, resulta que el tiempo total es de 3 horas para la operación completa. El trabajo en el tanque reacción es intermitente, así es que de acuerdo con la base tomada de operación de 6 horas, el tanque entregará 2 hornadas.

BALANCE DE MATERIALES.

Base: Operación de 6 horas.

Entrada:		Salida:	
$\text{Cr}_2\text{O}_3\text{Na}_2$	13,023.76 lbs.	$\text{Cr}_2\text{O}_3\text{Na}_2$	9470.88 lbs.
Agua	30,838.76 ..	SO_3Na_2	5134.00 ..
H_2SO_4	5,350.00 ..	Agua	30838.76 ..
		Impurezas	3768.88 ..
TOTAL	49,212.52 lbs.	TOTAL	49,212.52 lbs.

CAPITULO VIII.

EVAPORACION.

DEFINICION: Es aquella operación unitaria que trata de la separación, en forma de vapor, de relativamente grandes cantidades de agua de un líquido mediante la transmisión directa o indirecta del calor necesario para alcanzar el punto de ebullición del líquido.

Dos factores básicos son necesarios para que se verifique un proceso de evaporación:

- 1) Aplicación del calor necesario al líquido.
- 2) Separación del vapor desprendido de la superficie del líquido evitando su acumulación, es decir, es necesario destruir constantemente el equilibrio que se forma entre la presión de vapor del líquido y su presión parcial en el espacio que lo rodea para que la evaporación progrese.

EVAPORADORES: Se conocen con este nombre aquellos aparatos en los cuales se lleva a cabo prácticamente la evaporación. Los evaporadores más usados en la práctica son aquellos que usan como medio de calefacción vapor, transmitiéndose el calor a través de una pared sólida al líquido que va a evaporarse. Esta clase de Evaporadores deben tener las siguientes características principales:

- 1) Algún medio para suplir vapor a la superficie de calefacción.
- 2) Algún medio para extraer el vapor condensado y los gases incondensables.
- 3) Espacio suficiente para separar el vapor del líquido en ebullición.
- 4) Medios para admisión de alimento (líquido diluido) y para extracción de producto (líquido concentrado).
- 5) Medio para separar el vapor desprendido del líquido.

La superficie de calefacción generalmente toma la forma de tubos, los cuales pueden ser horizontales, verticales o inclinados. Cada uno de estos tipos se puede subdividir en otros dos, a saber: con el líquido fuera o dentro de los tubos.

EVAPORACION AL VACIO: La evaporación al vacío tiene **DOS VENTAJAS** principales especialísimas:

1) Hace posible la concentración de ciertas sustancias que si se evaporan a la presión atmosférica se descompondrían. En efecto, ciertas sustancias sufren descomposición al calentarse a la temperatura del punto de ebullición correspondiente a la presión atmosférica, sobre todo tratándose de aquellas soluciones que presentan marcada elevación en su punto de ebullición. Aplicando vacío, disminuye la presión y por consiguiente baja la temperatura del punto de ebullición de la sustancia, permitiendo llevar a cabo la evaporación a una temperatura adecuada.

2) Permite una mayor Transmisión de Calor y por consiguiente una más rápida evaporación, puesto que al disminuir la temperatura del punto de ebullición del líquido aumenta la diferencia entre la temperatura del espacio que ocupa el líquido y la temperatura del espacio que ocupa el medio de calefacción. Ahora bien, como precisamente la **DIFERENCIA ENTRE ESAS TEMPERATURAS** nos da la fuerza impulsora en Transmisión de Calor, resulta que hay un mayor flujo de Unidades Térmicas a través de la superficie de calentamiento.

EVAPORACION CON CIRCULACION FORZADA USANDO TUBOS VERTICALES.

En esta clase de Evaporadores la solución se hace fluir rápidamente con una velocidad positiva que varía entre 5 y 10 fts. por segundo a través de la superficie de calefacción por medio de una bomba. De esta manera se reduce el grueso de la película de líquido, se uniforman las corrientes de Convección y se aumenta por lo tanto el Coeficiente Overall.

El valor del Coeficiente Overall depende de las siguientes variables:

1) Del Coeficiente de Transmisión de Calor en el lado del Vapor.

En primer lugar haremos notar que cuando se usa "steam" se obtienen más grandes Coeficientes de Transmisión de Calor que cuando se usan otra clase de vapores, debido a la mayor conductibilidad térmica del condensado del primero.

Cuando el vapor saturado cede su calor a la pared de metal y se condensa, puede hacerlo en dos formas distintas:

a) Condensación del Tipo de "película": en la cual el líquido condensado humedece la superficie sobre la que se condensa y forma una película líquida continua a través de toda la longitud del tubo ver-

tical. El grueso de la película no es uniforme, en efecto, en la parte superior del tubo es más delgada que en la parte inferior debido a que el condensado fluye por gravedad por la pared del tubo y en la parte superior hay poco líquido. A medida que se descende en la superficie del tubo, la cantidad acumulada de condensado que va fluyendo es MAYOR, y por lo tanto, la película formada es progresivamente más gruesa.

b) Condensación del Tipo de "gota": en este caso el líquido condensado no humedece la superficie, sino que se agrupa en "gotas" que pueden variar desde gotas microscópicas hasta gotas fácilmente visibles con lupa.

Se ha comprobado prácticamente que los Coeficientes tienen un valor mayor cuando se tiene el Tipo de condensación en forma de "gota". Hasta el presente se desconocen la mayor parte de los factores que causan uno u otro tipo de condensación, pero se ha observado que generalmente las superficies limpias y lisas tienden a formar condensación del Tipo de película, mientras que las superficies sucias y rugosas conducen al tipo de condensación en forma de "gota". Se ha observado, especialmente en calderas cuyo vapor lleva impurezas tales como ciertos ácidos orgánicos, una marcada tendencia a favorecer la formación de condensación en forma de "gota". Esta observación ha dado lugar al descubrimiento de ciertas sustancias llamadas "PROMOTORES" las cuales se añaden intencionalmente al vapor con el objeto de provocar la citada condensación en "gota" y de esta manera aumentar el Coeficiente de Transmisión de Calor. Los Promotores más usados y con los cuales se ha reconocido un aumento apreciable en el valor del Coeficiente son el ácido oleico sobre placas de níquel o cromo y el bencil mercaptán sobre placas de cobre. La función de estos "promotores" es ignorada, pero las opiniones más autorizadas en la materia explican que estos agentes forman sobre la superficie metálica una película muy delgada que impide al condensado humedecer la pared.

2) De la Conductibilidad Térmica y grueso de la pared Transmisora.

Es evidente y no requiere discusión que si la superficie transmisora es hecha de un metal de baja Conductibilidad Térmica y el grueso de la pared es considerable, disminuirá de manera apreciable el Coeficiente Overall de Transmisión de Calor.

3) Del Coeficiente de Transmisión de Calor en el lado de la solución.

Las variables más notables que afectan el Coeficiente de

Transmisión de Calor en la solución son clasificadas en orden descendente de acuerdo con su importancia:

a) La masa velocidad es la variable más importante en un Evaporador de Circulación forzada. Han sido hechas experiencias variando la masa velocidad y por consiguiente la viscosidad y de los resultados de esas pruebas se ha planteado una gráfica de Resistencia Térmica Overall, $1/U$ contra un término que controla la Resistencia térmica en el lado del líquido, P^2/G , siendo P la viscosidad de la solución y G la masa velocidad. En general se dice que entre mayor sea la masa velocidad mayor será el Coeficiente Overall. En un Evaporador de Circulación forzada en el cual la velocidad es alta y por consiguiente también grande la masa velocidad, se aumenta bastante el Coeficiente Overall de Transmisión de calor.

b) La viscosidad tiene una influencia muy especial, pues no solo aumenta el grueso de la película aislando la superficie de calefacción del cuerpo principal de la solución sino que también disminuye la magnitud de las corrientes de Convección, reduciendo así el Coeficiente de Transmisión de Calor. La viscosidad de soluciones acuosas aumenta al aumentar la concentración de soluto, y también aumenta a medida que disminuye la temperatura.

c) La formación de "costra" en la pared de los tubos: se presenta cuando se calienta o concentra en un Evaporador una solución que contiene substancias que siguen Curvas de Solubilidad invertida, esto es que su solubilidad decrece al aumentar la temperatura, apartándose del caso común de la generalidad de los solutos que aumentan su solubilidad al aumentar la temperatura. La "costra" se forma sobre la pared del tubo porque ahí la temperatura es máxima y por lo tanto la solubilidad es mínima, precipitándose una capa del material en forma de "costra" dura y fuertemente adherida a la pared. Una de las substancias que presentan "solubilidad invertida" es el SO_3Na_2 anhidro que es la sal precipitada en nuestro caso. Las substancias que presentan "solubilidad normal" también precipitan, pero esta precipitación toma lugar en la masa del fluido; cuando se presentan las dos clases de precipitación, el material que tiene "solubilidad invertida" precipita sobre la pared metálica arrastrando cantidades a veces considerables del material que posee solubilidad normal.

d) La conductibilidad térmica de las soluciones acuosas varía muy poco con la naturaleza del soluto, pero en general disminuye su valor al aumentar la concentración de soluto. El Coeficiente de película disminuye a medida que decrece la Conductibilidad Térmica.

e) El Calor específico de la solución influye también, aumen-

tando el valor del Coeficiente del Flujo de Calor al aumentar su valor.

El Evaporador de Circulación forzada tiene su más grande aplicación en los siguientes casos:

- 1) Cuando el líquido a evaporarse es viscoso.
- 2) Cuando se requieren materiales costosos para la superficie de calefacción, puesto que el material valioso va en forma de capa cubriendo a un material de costo "standard", tal como el cobre o hierro.
- 3) Cuando la caída de temperatura es pequeña, puesto que debido al alto valor obtenido en estos Evaporadores para el Coeficiente Overall compensa el pequeño valor de Δt .
- 4) Cuando durante la operación se separe una sal sólida o haya precipitación de cristales, sobre todo si hay posibilidad de formación de "costra" al presentarse sustancias de curva de solubilidad invertida.

No se ha encontrado método para evitar completamente la formación de costra. Sin embargo se ha observado que aumentando la velocidad del líquido disminuye la razón de formación de escama. De aquí la ventaja para un caso como el anterior de usar un Evaporador de circulación forzada.

MECANISMO DE EVAPORACION EN UN EVAPORADOR DE CIRCULACION FORZADA CON VAPOR FUERA DE LOS TUBOS.

La Evaporación solo se manifiesta hasta cerca de la salida de los tubos. Así es que la mayor parte de la superficie de calefacción se utiliza solo para calentar el líquido. En efecto, siguiendo el camino del líquido desde su entrada en la base de los tubos vemos que en este punto la presión es mayor que la presión que fija la temperatura del punto de ebullición del líquido, debido a la carga hidrostática del fluido y a la pérdida por fricción a la entrada de los tubos. A medida que el líquido asciende en el tubo se calienta progresivamente por flujo de calor sensible y al mismo tiempo la presión disminuye, hasta que llega un punto donde comienza la ebullición. Después de este punto la presión baja con mayor rapidez que antes porque aumenta la fricción al aumentar el volumen, y la temperatura sufre una caída. También afecta el hecho de que la película de condensado en el lado del vapor es más gruesa en la base, con el resultado de menor transmisión de calor al líquido. El coeficiente de película toma un valor muy aproximado al calculado para líquidos calentados fuera de tubos verticales y que estudiamos en Flujo de Calor.

DISCUSION ENTRE EL USO DE OPERACION CONTINUA O INTERMITENTE.

Siempre que las condiciones lo permitan debe preferirse la Operación continua a la operación intermitente, debido al ahorro en el tiempo gastado en las "hornadas". Sin embargo hay casos donde es preferible la operación intermitente a la continua. Estos casos pueden resumirse en 3 principales:

- 1) Cuando el liquido a concentrarse es viscoso.
- 2) Cuando por cualquier motivo se tiene un Coeficiente de bajo valor en el Efecto que contiene el liquido concentrado.
- 3) Cuando hay gran diferencia en concentraciones entre los liquidos inicial y final.

Con operación continua el bajo Coeficiente de Transmisión de Calor prevalece la mayor parte del tiempo, mientras que la operación intermitente trabaja con ese coeficiente bajo solo una parte del tiempo. De aquí que quede compensado el tiempo perdido en carga y descarga entre cada hornada con el aumento del Coeficiente promedio de Transmisión de Calor.

En el caso que estudiamos deseamos separar durante el proceso el SO_3Na_2 , el cual se va precipitando a medida que se aumenta la concentración de la solución debido a la diferencia que en solubilidad tiene con el $\text{Cr}_2\text{O}_3\text{Na}_2$. El SO_3Na_2 anhídrido presenta solubilidad invertida, así es que hay tendencia a formar "costra" y habría arrastre de cantidades más o menos grandes de $\text{Cr}_2\text{O}_3\text{Na}_2$ depositado en las paredes. Para separar el SO_3Na_2 es necesario incorporar al Sistema circulante un "separador de sal". Este separador extrae la sal del modo siguiente: una pequeña fracción del liquido que sale al espacio de vaporización se desvía hacia el separador, el cual se mantiene cerrado y presenta una sección transversal relativamente muy grande. Al pasar a esta sección la velocidad del liquido disminuye, y con ello las partículas más pesadas se asientan en la base del separador. El liquido se extrae por medio de una bomba hacia el sistema circulante y la sal se separa de la base cónica del "Separador".

En caso de formación de "costra" ésta estaría formada de material soluble en el agua, $\text{Cr}_2\text{O}_3\text{Na}_2$, y por lo tanto se podría separar haciendo trabajar el evaporador con agua.

También es común en nuestro caso la formación de espuma en el espacio de vaporización, aunque en el Evaporador de circulación forzada es muy remoto, pues debido a la gran velocidad del liquido éste choca fuertemente contra las manparas cónicas, consiguiendo de este modo "romper" la espuma.

SELECCION DE EVAPORADOR: Se escogería un Evaporador de Circulación forzada en tubos

verticales trabajando al vacío en operación intermitente y con el líquido circulando fuera de los tubos.

El cuerpo del Evaporador se construye de plancha de plomo y los tubos se escogen de cobre forrados en el exterior con una cubierta de plomo.

CALCULOS EN EL EVAPORADOR DE CIRCULACION FORZADA.

Alimento:	
Cr ₂ O ₃ ,Na ₂	9470.88 lbs.
Agua	30838.76 ..
SO ₃ ,Na ₂	1284.00 ..
	<hr/>
Solución	41593.64 lbs.

% de Cr₂O₃,Na₂ en la solución inicial: 25.86% con una gravedad específica de: 1.176

Se va a concentrar esta solución hasta 73.6% de Cr₂O₃,Na₂ con una gravedad específica de: 1.696

La Evaporación se llevará a cabo en un Evaporador Intermitente de un solo Efecto con Circulación forzada. Para evaporar se usará vapor saturado a 5 lbs. gage y se mantendrá un vacío de 15" de Hg. en el Evaporador. El vapor entra a una temperatura de 228 F y sale condensado a 140 F. La solución a concentrarse entra a 120 F y su temperatura se eleva hasta la temperatura del punto de ebullición correspondiente a la presión de 15" de Hg.

Una vez concentrada la solución se hace pasar a un Tanque de base cónica donde se enfría hasta la temperatura de 158°F, con el fin de separar el resto del SO₃,Na₂ por diferencia de solubilidades. Supóngase que el Calor específico de la solución inicial es igual al de agua y que el Calor Latente de Vaporización es asimismo igual al del agua a la presión correspondiente. Despréciense las pérdidas por Radiación.

CALCULO DEL AGUA EVAPORADA DE LA SOLUCION.

	74.14	
Solución Inicial	<hr/>	= 2.866 lbs. agua lba. sólidos.
	25.86	
	26.40	
Solución final	<hr/>	= 0.358 lbs. agua lba. sólidos.
	73.60	

Evaporación = 2.508 lbs. agua lba. sólidos.

EVAPORACION TOTAL: 10754.88 x 2.508 = 26974 lbs. agua.

CALCULO DEL PUNTO DE EBULLICION DE LA SOLUCION A LA PRESION DE 15" de Hg.

Expresión modificada de la Ecuación de CLAUSIUS — CLAPYRON para soluciones diluidas de solutos no volátiles:

$$T_2 = T_1 + K_b \frac{w_2}{M_2} \frac{1000}{w_1}$$

T_2 = temperatura de ebullición de la solución a la presión dada.

T_1 = temperatura de ebullición del solvente a la presión dada.

K_b = Una constante con valor de: $\frac{R T_1^2 M_1}{1000 L_v}$

R = Constante de la Ley de los gases.

T_1 = Temperatura absoluta en grados Kelvin del punto de ebullición del solvente a la presión dada.

M_1 = peso molecular del solvente.

L_v = Calor molal de vaporización del solvente a la presión dada en cal/gr-mol.

w_2 = Peso del soluto en la solución.

w_1 = " " solvente en la "

M_2 = " molecular del soluto.

Calcularemos primero la Constante K_b . De la carta de presión de vapor del agua, vemos que a una presión de 15" Hg corresponde una temperatura de ebullición de 80°C. A esta temperatura el Calor Latente de Vaporización del agua es de 992 B.T.U./lba.

$$T = 80 + 273 = 353^\circ\text{K}$$

$$L_v = \frac{992}{1.8} \times 18 = 9918 \text{ cal gr-mol.} \quad R = 1.987$$

$$K_b = \frac{1.987 \times 353^2 \times 18}{1000 \times 9918} = 0.46$$

Substituyendo en la Ecuación:

$$T_2 = 80 + 0.46 \frac{9470.88}{262} \frac{1000}{30838.76} = 81.2 \text{ C}$$

o sea que el punto de ebullición de la solución es de 178°F.

CALCULO DEL COEFICIENTE OVERALL DE TRANSMISION DE CALOR EN EVAPORACION EN CIRCULACION FORZADA.

$$\text{Ecuación de FRAGEN y BADGER: } U = \frac{435 \quad u^{0.45}}{P^{0.25} \Delta T^{0.1}}$$

Donde: u = velocidad de entrada del líquido en fts/seg. = 5 fts/seg.

P = viscosidad a la temperatura de entrada en lbs/ft x seg. = 8.72 centipoises a 120°F = 0.0058

ΔT = caída Overall de temperatura corregida para la elevación del punto de ebullición en °F.

$$\Delta T = 228 - 178 = 50^\circ\text{F}$$

$$\text{Substituyendo: } U = \frac{435 \times 5^{0.45}}{0.00058^{0.25} 50^{0.1}}$$

$$\text{Resolviendo por Logarismos: } U = 180$$

CALCULO DEL VAPOR NECESARIO PARA EVAPORAR EL AGUA DE LA SOLUCION A LA TEMPERATURA DE 178°F.

BALANCE DE CALOR.

Calor que entra en el "steam" + Calor que entra en el alimento =

Calor que sale en el "vapor" + Calor que sale en el líquido concentrado + Calor que sale en el condensado.

Calcularemos cada uno de estos calores:

Temperatura DATO: Temperatura del punto de ebullición del líquido: 178°F

- | | |
|--|--------------------|
| 1.—Calor que entra en el "steam": | |
| $W [959 - (228 - 178)]$ | = 1009 W |
| 2.—Calor que entra en el alimento: | |
| $- 41583.64 \times 1 (178 - 120)$ | = - 2,412,431 BTU. |
| 3.—Calor que sale en el "vapor" | |
| Calor Latente de vaporización a la temperatura de 178°F = 990 BTU/lba. | |
| 26974×990 | = 26,704,260 BTU. |
| 4.—Calor que sale en el líquido concentrado | |
| Ninguno, pues sale a la temperatura dato. | _____ |
| 5.—Calor que sale en el condensado: | |
| $- W (178 - 140)$ | = - 38 W |

$$1009 \text{ W} - 2,412,431 = 26,704,260 - 38 \text{ W}$$

$$1047 \text{ W} = 29,116,691 = Q$$

$$W = \frac{28,116,691}{1047} = 27,771 \text{ lbs. "steam"}$$

para evaporar 26,974 lbs. de agua.

$$\text{Agua evaporada lba. de "steam"} = \frac{26,274}{27,771} = 0.97 \text{ lbs. de H}_2\text{O}$$

CALCULO DE LA SUPERFICIE DE CALEFACCION.

$$Q = U A \Delta T$$

$$\text{Tenemos: } \Delta T = 228 - 178 = 50^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{29,116,691}{180 \times 50} = 3235 \text{ fts}^2$$

LONGITUD DE TUBO NECESARIA DE: 7/8" DE DIAMETRO.

Diámetro interno: 3/4"

.. externo: 7/8"

Area de Calefacción: 2.685 fts² ft. de longitud.

$$\text{LONGITUD} = \frac{3235}{2.685} = 1205 \text{ fts. de longitud.}$$

Los tubos que generalmente se usan para esta clase de Evaporados tienen de 8 a 15 fts. de longitud y 7/8" de diámetro. Escogeremos tubos de 15 fts. de longitud y 7/8" de diámetro.

La Calandria estará formada de 80 tubos verticales de 15 fts. de longitud y 7/8" de diámetro.

DIMENSIONES APROXIMADAS DEL APARATO.

Altura Total = 21 fts. Diámetro = 3 fts.
A unos 4 fts. del espejo superior van 2 manparas cónicas.

CALCULO DEL AGUA NECESARIA PARA EL CONDENSADOR.

$$\text{Fórmula: } Q = \frac{W (L + H_s) + W (t_o - t_e)}{t_e - t_w}$$

- Q** = libras de agua usada por hora.
W = .. de vapor a condensarse por hora.
L = Calor Latente de Vaporización a t_o .
H_s = Supercalentamiento del vapor arriba de t_o .
t_o = Temperatura del "steam" entrando al condensador en °F.
t_e = Temperatura del agua a la salida del condensador.
t_w = Temperatura del agua a la entrada al condensador.

El cálculo lo basaremos según Croft en la re-posición de que el agua sube 12°F al pasar por el condensador de "chorro".

- W** = 5395 lbs. de vapor hr. puesto que se evaporan 26,974 lbs. y el tiempo total de evaporación es de 5 horas.
L = 990 BTU/lba. a 178°F
H_s = 0 puesto que el vapor no es sobrecalentado.
t_o = 178°F **t_w** = 70°F **t_e** = 70 + 12 = 82°F

$$\text{Subst. } Q = \frac{5395 \times 990 + 5395 (178 - 82)}{82 - 70} = 488,247 \text{ lbs. H}_2\text{O/hr}$$

$$\text{o sean: } \frac{488,247}{60 \times 8.33} = 975 \text{ gal. min.}$$

La ventaja principal del uso de un Condensador de "chorro" es que evita el uso de una grande bomba de vacío, siempre que el Condensador tenga "pierna barométrica". Sin embargo, es necesario colocar una pequeña bomba de vacío para extraer los vapores no condensables. El agua circulante debe entrar a una presión de 30 lbs/in².

El Tiempo Total de Evaporación es de 5 horas, y asumiendo que el tiempo Total combinado de descarga y nueva carga sea de 1 hora, resulta que el Tiempo Total de la operación es de 6 horas.

BALANCE DE MATERIALES.

Base: Operación de 6 horas.

Entrada:		Salida:	
Cr ₂ O ₃ ,Na ₂	9,470.88 lbs.	Cr ₂ O ₃ ,Na ₂	9,470.88 lbs.
Agua	30,838.76 ..	Agua	3,864.76 ..
SO ₃ ,Na ₂	1,284.00 ..	Evaporación	26,974.00 ..
		SO ₃ ,Na ₂	1,284.00 ..
TOTAL	41,593.64 lbs.	TOTAL	41,593.64 lbs.

CAPITULO IX.

CRISTALIZACION.—Centrifugación.

CRISTALIZACION. Definición: Es aquella operación Unitaria que trata de la separación, en forma de cristales sólidos, de un soluto soluble de una solución saturada.

Se llama **solución saturada** aquella solución que presenta un Equilibrio dinámico entre la velocidad de Cristalización y la velocidad de disolución con la que el sólido se disgrega en el líquido.

Su importancia Industrial viene del hecho que de Soluciones impuras pueden obtenerse cristales puros, permitiendo al mismo tiempo un práctico y fácil manejo y empaque de ellos.

Aparte de ésto, comercialmente es importante considerar los siguientes factores en un proceso de Cristalización:

- 1) Producción y pureza de los cristales.
- 2) Tamaño y forma de los cristales según la demanda.
- 3) Uniformidad de tamaño de los cristales.

Este último factor es sumamente importante, porque la Uniformidad de los cristales tiene las siguientes ventajas:

- a) Apariencia Comercial satisfactoria del producto.
- b) Previene la formación de "caking" de los cristales.
- c) Permite fácil lavado en la Centrifuga.
- d) Presenta un comportamiento uniforme al usarse.

Según la forma especial con la cual el sólido soluto reacciona con el líquido solvente, se pueden presentar DOS casos dentro de los cuales pueden considerarse comprendidas toda clase de Soluciones:

- 1) Sólidos que no forman compuestos con el Solvente.
- 2) Sólidos que forman compuestos con el Solvente. Estos compuestos se llaman "solvatos", y si el solvente es el agua "hidratos".

Esta segunda clase de soluciones se pueden subdividir en otras dos, a saber:

- a) Sólidos que forman Solvatos con puntos Congruentes.
- b) Sólidos que forman Solvatos sin presentar puntos Congruentes.

Estudiaremos la segunda clase de soluciones, por ser la de interés en nuestro caso.

SOLIDOS QUE FORMAN COMPUESTOS CON EL SOLVENTE.

a) Sólidos que forman Solvatos con puntos congruentes.

Al trazar la Curva de Solubilidad de cualquier sistema soluto-solvente, podemos considerar DOS ZONAS:

1) Una zona comprendida bajo la Curva de Solubilidad y a la derecha de ella que nos representa soluciones homogéneas, (o sea que hay únicamente fase líquida), parcialmente saturadas. Cualquier punto sobre la Curva de Solubilidad nos representa la solubilidad del soluto en el solvente, o sea la concentración del soluto en una solución saturada a esa temperatura.

2) Otra zona situada arriba de la Curva de Solubilidad que nos representa una región heterogénea, formada por una fase líquida (solución saturada) y la aparición de una fase sólida, formada por los cristales del soluto.

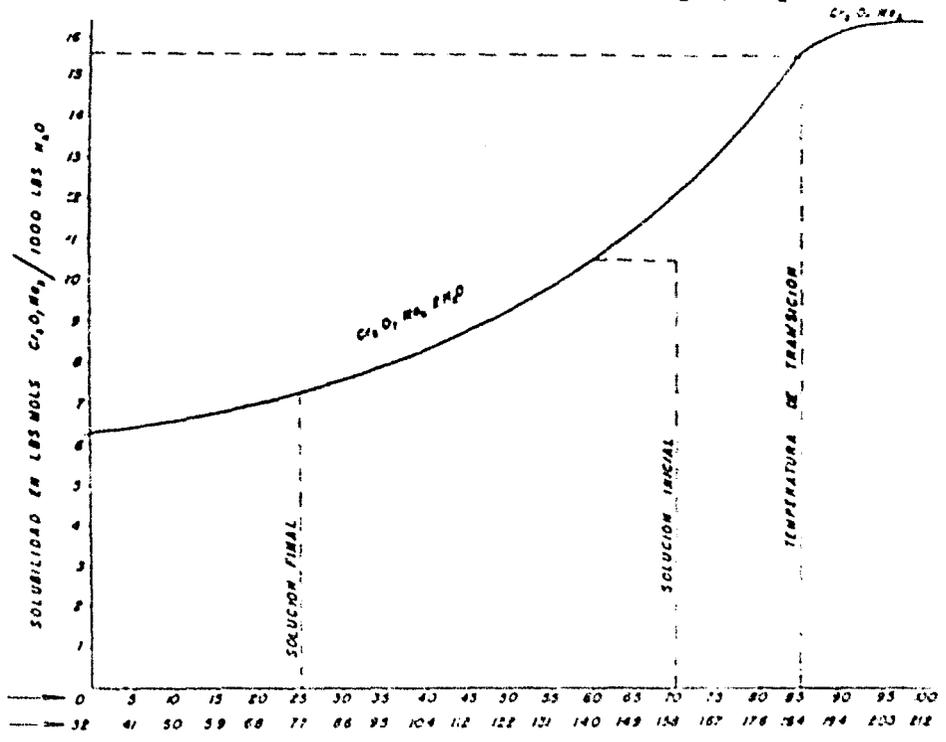
Siguiendo la Curva de Solubilidad de un Sistema que presenta puntos Congruentes, o sea variando la concentración y temperatura de una solución saturada, observamos que llegamos a un punto que representa la composición del soluto puro. En este punto, el soluto está en equilibrio con solución saturada de la misma composición y se llama punto Congruente. Así es que si formamos una solución saturada con la composición correspondiente al punto Congruente y la enfriamos, cuando lleguemos a la temperatura del punto Congruente el Sistema formará una fase sólida únicamente, transformándose en puro solvato sin cambio de temperatura al efectuar el cambio.

Este comportamiento es característico v. g. del Cloruro férrico con 6 moléculas de agua en solución acuosa y este sistema presenta varios puntos Congruentes. En efecto, se observa que adelante del primer punto Congruente la Curva de Solubilidad sigue una pendiente negativa, lo cual indica que la concentración del Cl_2Fe en una solución saturada AUMENTA al DISMINUIR su temperatura. Esto solo se puede explicar con la formación, arriba del punto Congruente, de un nuevo Sistema, en el cual el solvente es $\text{FeSl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ y el soluto Cloruro férrico con 3.5 moléculas de agua. Este nuevo Sistema presentará un segundo punto congruente a una temperatura y composición determinadas y después vendrá la aparición de un nuevo sistema repitiéndose el proceso varias veces.

b) Sólidos que forman Solvatos sin puntos congruentes.

Hay ciertos sistemas solvatos que no son estables y que se descomponen antes de que se llegue a la temperatura de un pun-

CURVA DE SOLUBILIDAD DEL CO_2 EN H_2O



to Congruente. Este es el caso del Bicromato de Sodio con 2 moléculas de agua. En efecto, este solvato (Hidrato) experimenta transición directa del estado sólido a otro Compuesto químico, a saber $\text{Cr}_2\text{O}_3 \cdot \text{Na}_2$, en un punto correspondiente a una temperatura determinada, llamado PUNTO DE TRANSICION.

La máxima Cristalización de este Sistema se obtendría enfriándolo hasta la temperatura correspondiente al PUNTO EUTECTICO. Se llama Punto Eutéctico aquel que presenta el Punto de solidificación más bajo posible del Sistema y corresponde al punto en el cual una solución Eutéctica, es decir de composición y temperatura Eutécticas, se solidifica completamente sin cambio de temperatura.

Observando la Curva de Solubilidad de nuestro Sistema, podemos distinguir los siguientes pasos:

- 1) La solución homogénea inicial a una temperatura de 70°C y una composición de 10.64 lbs-mol de $\text{Cr}_2\text{O}_3 \cdot \text{Na}_2$ / 1000 lbs. de agua se enfría a composición constante hasta formar una solución saturada.
- 2) Formación de una solución saturada a una temperatura de 60°C y con una composición de 10.64 lbs-mol de $\text{Cr}_2\text{O}_3 \cdot \text{Na}_2$ / 1000 lbs. de agua.
- 3) Al enfriarse más la solución se forma una solución heterogénea con DOS FASES:

a) FASE SOLIDA: formada por los cristales de Bicromato de Sodio con 2 moléculas de agua, los cuales tendrán una composición definida de 10.64 lbs-mol por 1000 lbs. de agua. La cantidad de estos cristales será mayor a medida que se baja la temperatura del sistema.

b) FASE LIQUIDA: formada por una solución saturada cuya composición va variando a lo largo de la Curva de Solubilidad a medida que se baja la temperatura hasta llegar a una solución final saturada a una temperatura de 25°C y con una composición de 7.2 lbs-mols de Bicromato de Sodio por 1000 lbs. de agua.

PROCESOS DE CRISTALIZACION. Hay 3 METODOS prácticos Industrialmente por medio de los cuales se puede cristalizar un soluto de una solución:

- 1° Cambiando la composición de la solución mediante la evaporación de puro solvente hasta que la Solución remanente llegue a supersaturación y se logre la Cristalización.
- 2° Cambiando la temperatura y así produciendo condiciones de más baja Solubilidad con la consiguiente supersaturación y Cristalización.
- 3° Cambiando la naturaleza del Sistema.

El método Industrial más usado es el "salting out" o sea la expulsión o precipitación de un soluto añadiendo un material más soluble que posea un ión común con el soluto original.

Este método se basa en el principio cualitativo que dice que "cuando se forma el mismo ión en una solución de dos compuestos solubles ionizados, la solubilidad de cada compuesto se disminuye por la presencia del otro". Así, v. g. la solubilidad del ClNa en agua puede disminuirse añadiendo otro soluto más soluble que él y que tenga un ión común, por ejemplo el ión cloro. El ClNa puede pues, cristalizar de una salmuera burbujeando en ella HCl .

Este principio de relaciones de solubilidad mutua en sistemas complejos de dos o más componentes puede usarse para separar o purificar sustancias solubles por el procedimiento que se llama "cristalización fraccionada", y que consiste en ajustar de tal modo las condiciones de operación en el proceso que solo una sustancia en un grupo de solutos cristalice, permaneciendo las otras en solución.

CARACTERISTICAS DEL CRISTALIZADOR INTERMITENTE Y CON AGITACION.

El agua para enfriamiento entra por la parte inferior y circula por las espiras saliendo por la parte superior. Generalmente tienen la base cónica y el cuerpo del cristalizador es cilíndrico, con un diámetro aproximadamente igual a la altura. La solución se agita por medio de hélices colocadas en una flecha central. La agitación tiene dos objetos:

- 1) Aumenta la velocidad de Transmisión de Calor y conserva uniforme la temperatura de la solución.
- 2) Al conservar en suspensión los cristales pequeños evita la formación de masas o cristales grandes y los ayuda a crecer uniformemente.

Las desventajas de este aparato son las siguientes:

- 1) Que es intermitente.
- 2) Que siendo mínima la solubilidad en la película que se forma sobre la superficie de las espiras, el crecimiento del cristal es más rápido formándose sobre las espiras una masa de cristales que disminuyen la velocidad de Transmisión de Calor.

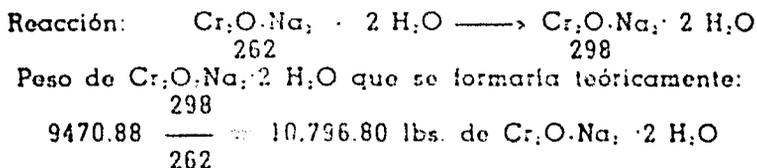
Sin embargo de estas desventajas, es muy usado el Cristalizador Intermitente con agitación en ciertas factorías seleccionándose este tipo casi exclusivamente debido a su bajo costo comparado con el valor de los Cristalizadores Continuos.

CALCULOS EN EL CRISTALIZADOR.

Alimento:	Cr ₂ O ₃ .Na ₂ ;	9470.88 lbs.
	Agua	3864.76 ..
		11335.64 lbs.
	Solución	11335.64 lbs.

% de Cr₂O₃.Na₂ en la solución a 158 F: 73.6 %
Gravedad específica de la solución: 1.696.

CALCULO DE LA PRODUCCION DE CRISTALES DE Cr₂O₃.Na₂ · 2 H₂O FORMADOS AL ENFRIAR LA SO- LUCION DE 158°F a 77°F.



CALCULO DE LA PRODUCCION DE CRISTALES OBTENIDA EN LA PRACTICA.

De la Curva de Solubilidad adjunta vemos que una solución de Cr₂O₃.Na₂ de composición 73.6% en Cr₂O₃.Na₂ o sea de 10.64 lbs-mols de Cr₂O₃.Na₂, 1000 lbs. de agua a una temperatura de 158°F llega a ser saturada a una temperatura de 140°F.

De la Curva de Solubilidad:

Solubilidad del Cr₂O₃.Na₂ a 140 F: 10.64 lbs-mols Cr₂O₃.Na₂,
1000 lbs. H₂O.

Solubilidad del Cr₂O₃.Na₂ a 77 F : 7.20 ..

Para calcular la producción de Cristales, efectuaremos un BALANCE DE PESO del Cr₂O₃.Na₂, asumiendo que durante el proceso de Cristalización es nula la Evaporación.

CALCULO DE LA PRODUCCION DE CRISTALES Y DEL % DE PRODUCCION.

Base: 1000 libras de la solución original.

% de Cr₂O₃.Na₂ en la solución saturada original a 140 F $\frac{10.64 \times 262}{10.64 \times 262 + 1000} \times 100 = 73.6\%$

% de Cr₂O₃.Na₂ en la solución saturada final a 77 F $\frac{7.2 \times 262}{7.2 \times 262 + 1000} \times 100 = 65.35\%$



$$\% \text{ de } \text{Cr}_2\text{O}_3 \cdot \text{Na}_2 \text{ en los cristales} \quad \frac{262}{298} = 81.2 \%$$

$$\text{de } \text{Cr}_2\text{O}_3 \cdot \text{Na}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$$

BALANCE DE PESO DEL $\text{Cr}_2\text{O}_3 \cdot \text{Na}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$

Sean X las libras de $\text{Cr}_2\text{O}_3 \cdot \text{Na}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ cristalizado.

SOLUCION ORIGINAL	SOLUCION FINAL	CRISTALES
1000×0.736	$(1000 - X) 0.5335$	$0.812 X$

Resolviendo: $X = 520.5$ lbs. en 1000 lbs.

Como tenemos 13,335.64 lbs. de solución, habrá una producción de Cristales de: 6938.27 lbs. de $\text{Cr}_2\text{O}_3 \cdot \text{Na}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$.

$$\% \text{ de Producción: } \frac{6938.27}{10796.80} = 64.26 \%$$

CALCULO DEL CALOR DE CRISTALIZACION DEL $\text{Cr}_2\text{O}_3 \cdot \text{Na}_2 \cdot 2 \text{H}_2\text{O}$. DESPRECIANDO LOS EFECTOS DE DILUCION.

El Calor de Cristalización se puede tomar como igual al calor "Standard" de solución de la sustancia Hidratada.

El Calor "Standard" de solución de la sustancia Hidratada se obtiene como diferencia entre el calor de solución de la sustancia anhidra y el Calor de Hidratación.

A su vez el calor de Hidratación se puede calcular restando del Calor de Formación del Compuesto Hidratado la SUMA de los calores de FORMACION de la sustancia anhidra y el Agua de Hidratación.



Calores de Formación:

a) Del $\text{Cr}_2\text{O}_3 \cdot \text{Na}_2$ (c)	$Q_F = 470.200$ cal gr-mol.
b) .. $\text{Cr}_2\text{O}_3 \cdot \text{Na}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ (c)	.. = 567.157 ..
c) .. H_2O (l)	.. = 68.310 ..

CALCULO DEL CALOR DE HIDRATACION.

Substituyendo en la Ecuación Química:

$$- 470.200 - 2 \times 68.310 = - 567.157 + Q_H$$

$$\text{Resolviendo: } Q_H = - 39.663 \text{ cal gr-mol.}$$

CALCULO DEL CALOR "STANDARD" DE SOLUCION DE LA SUBSTANCIA HIDRATADA.

Dato: Sabemos que el Calor de Solución de la substancia anhidra es igual a: $Q_{SA} = - 18.200$ cal gr-mol.

$$Q_{SH} = - 18.200 - (- 39.663) = 21.463 \text{ cal gr-mol.}$$

$$Q_{SH} = 38.663 \text{ B T U. lba mol.}$$

CALOR DE CRISTALIZACION POR CADA LIBRA DE $Cr_2O_3 \cdot Na_2 \cdot 2H_2O$ FORMADA.

$$Q_c = \frac{38.663}{298} = 130 \text{ BTU lba.}$$

CALCULO DEL AGUA NECESARIA PARA ELIMINAR EL CALOR DESPRENDIDO EN LA CRISTALIZACION Y PARA ENFRIAR LA SOLUCION HASTA LA TEMPERATURA DE 77°F.

Temperatura de entrada del agua enfriadora: 60°F

Temperatura de salida del agua enfriadora: 85°F

BALANCE DE CALOR.

Calor desprendido al enfriar la solución de 158 F a 77 F =

Calor desprendido al cristalizar el $Cr_2O_3 \cdot Na_2 \cdot 2 H_2O$ =

Calor arrastrado por el agua al pasar de 60 F a 85 F.

TEMPERATURA DATO: 77°F.

1.—Calor desprendido al enfriar la solución de 158 F 77 F. Así-mase un calor específico para la solución de:

$$1.8 \text{ B.T.U./lb. } \times \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$13.335.64 \times 1.8 (158 - 77) \qquad 1.944.324 \text{ BTU.}$$

2.—Calor de Cristalización

$$6938.27 \times 130 \qquad 910.975 \text{ ..}$$

$$\text{TOTAL } Q = 2.846.299 \text{ BTU.}$$

Esto es el Calor que tiene que eliminar el agua.

Sean Z las libras de agua enfriadora necesarias:

$$2.846.299 = Z (85 - 60) - Z (77 - 60)$$

$$\text{Resolviendo: } Z = 355.787 \text{ libras de agua.}$$

El Tiempo de Cristalización es de 17 horas y asumiendo que se gasta 1 hora en carga y descarga del Cristalizador, resulta

que el Tiempo Total es de 18 horas. Por lo tanto, será necesario poner 3 UNIDADES, las cuales entregarán un total de 6938.27 libras de $\text{Cr}_2\text{O}_3 \cdot \text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$

Se escogen Cristalizadores Intermitentes provistos con agitadores de paletas. Cada Cristalizador será alimentado con 4445.21 libras de solución y necesitará 118.596 libras de agua en 17 horas que dura trabajando en cada templa.

CALCULO DE LAS DIMENSIONES DE CADA CRISTALIZADOR.

Escogeremos TRES CRISTALIZADORES CILINDRICOS con base cónica (ángulo de 45°). Supóngase que el diámetro del cilindro es igual a su altura.

Peso del líquido en cada Cristalizador:	4445.21	libras.
Volúmen del líquido en cada Cristalizador:	42	fts ³
Factor de Seguridad de 10%	4	"
	TOTAL	46 fts ³

Sea d el diámetro y h la altura del cilindro:

$$\text{Volumen del Cilindro: } \frac{\pi}{4} d^2 h = \frac{\pi}{4} d^3$$

$$\text{Volumen del cono: } \frac{1}{3} \pi \frac{d}{4} h^2 = \frac{\pi}{24} d^3$$

$$\frac{\pi}{4} d^3 + \frac{\pi}{24} d^3 = 46$$

$$\text{Efectuando: } d = 3.7 \text{ fts.} \quad h = 3.7 \text{ fts.}$$

$$\text{Altura Total: } 5.55 \text{ fts.}$$

CALCULO DE LA LONGITUD Y NUMERO DE ESPIRAS ENFRIADORAS EN CADA CRISTALIZADOR.

Escogeremos tubos condensadores "Standard" de 3 4" de diámetro externo, No. 16 B. W. G., con área seccional externa de: 0.302 in², superficie por ft. lineal: 0.1963 fts², grueso de los tubos: 0.665 in.

Se pondrán DOS ESPIRAS CONCENTRICAS, la exterior distando 6" de la pared externa y la interior distando 1 ft. de la pared externa, formando DOS HILERAS DE ESPIRAS.

Flujo de Calor en cada Cristalizador: 948,766 B.T.U.

Coefficiente Overall de Transmisión de Calor aproximado: 90 (Tomado del PERRY, Tabla No. 3 Pág. 998, para espiras sumergidas en líquidos)

$$\frac{q}{O} = U A (\Delta T)_m$$

$$(\Delta T)_m = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{2.303 \log \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} = \frac{(158-85) - (77-60)}{2.303 \log \frac{73}{17}} = 38.4^\circ\text{F}$$

Si $O = 17$ horas

$$\frac{948,766}{17} = A \times 90 \times 38.4 \quad A = 16.2 \text{ fts}^2$$

$$\text{Longitud de Tubo: } \frac{16.2}{0.1963} = 82.5 \text{ fts.}$$

$$\text{Longitud de tubo en la hilera exterior de espiras} = 2I \left(\frac{3.7 - 0.5}{2} \right) = 10.04 \text{ fts.}$$

$$\text{Longitud de tubo en la hilera interior de espiras} = 2II \left(\frac{3.7 - 1}{2} \right) = 8.16 \text{ fts.}$$

TOTAL 18.20 fts.

$$\text{Número de espiras: } \frac{82.5}{18.2} = 5 \text{ ESPIRAS}$$

BALANCE DE MATERIALES.

Base de Operación: 6 horas.

Entrada	Salida
Como líquido:	Como cristales dihidratados:
Cr ₂ O ₃ .Na ₂ 9470.88 lbs.	Cr ₂ O ₃ .Na ₂ 5633.87 lbs.
Agua 3864.76 ..	H ₂ O cristalización 1304.40 ..
<hr/>	Cristales de
TOTAL 13335.64 lbs	Cr ₂ O ₃ .Na ₂ .2H ₂ O 6938.27 lbs.
	Como líquido:
	Cr ₂ O ₃ .Na ₂ 3837.01 ..
	Agua 2560.36 ..
	<hr/>
	TOTAL 13335.64 lbs.

CALCULOS EN LA CENTRIFUGA.

Prácticamente se ha comprobado que los Cristales de la Centrifuga salen con 5% de agua.

Temperatura de entrada: 77°F. Temperatura de salida: 75°F

$$\begin{array}{r} \text{Peso de Cristales de la Centrifuga: } 6938.27 \quad \frac{1}{1.00 - 0.05} = \\ \hline 7285.20 \text{ libras.} \end{array}$$

Agua que debe quitarse en el Secador:
 $7285.20 - 6938.27 = 346.93$ libras agua.

Esta agua contiene en solución $\text{Cr}_2\text{O}_3\text{Na}_2$,
 La solución final tiene: 65.35% de $\text{Cr}_2\text{O}_3\text{Na}_2$, luego las
 346.93 libras de agua tendrán en solución:
 $346.93 \times 0.6535 = 226.72$ libras de $\text{Cr}_2\text{O}_3\text{Na}_2$,
 las cuales producirán: 258.46 libras de $\text{Cr}_2\text{O}_3\text{Na}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$

CALCULO DE LA CAPACIDAD DE LA CENTRIFUGA.

Base: Operación de 6 horas.

Escogeremos una Centrifuga INTERMITENTE balanceada automáticamente de canasta suspendida.

Esta máquina tiene una capacidad de recibir 12 cargas/hr.

Cargas en 6 horas: $6 \times 12 = 72$ cargas.

13335.64

Peso en cada carga = $\frac{13335.64}{72} = 185$ libras.

72

Gravedad específica del líquido madre correspondiente a una composición de 62% en $\text{Cr}_2\text{O}_3\text{Na}_2$: 1.42

Densidad del líquido madre: $1.42 \times 62.4 = 88.6$ lbs ft³.

5791.88

Volumen de la solución madre: $\frac{5791.88}{88.6} = 65.4$ ft³

88.6

65.4

Volumen del líquido por carga: $\frac{65.4}{72} = 0.9$ ft³

72

Volumen de la masa cristalina:

Gravedad del $\text{Cr}_2\text{O}_3\text{Na}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O} = 2.5$

Densidad del $\text{Cr}_2\text{O}_3\text{Na}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$: $2.5 \times 62.4 = 156$ lbs/ft³

$6938.27 + 258.46 + 346.93$

Volumen de los cristales: $\frac{6938.27 + 258.46 + 346.93}{156} = 48.35$ ft³

156

48.35

Volumen de la masa cristalina por carga: $\frac{48.35}{72} = 0.67$ ft³

72

CAPACIDAD TOTAL: $0.9 + 0.67 = 1.57$ ft³

SELECCION DE LA CENTRIFUGA (Tomado de la Tabla No. 53 Pág. 265 del Vilbrandt "Chemical Engineering Plant Design").

Una Centrifuga Intermitente de canasta suspendida, Tipo "Tolhurst" con las siguientes características:

Capacidad teórica: 1.57 fts'

Tomando un factor de seguridad de 40% tenemos:

Capacidad necesaria: 2.20 fts'

Dimensiones de la Centrifuga:

Diámetro interno de la canasta: 20"

Velocidad normal de la canasta: 1725 r. p. m.

Capacidad Total: 2.22 fts'

Altura de la canasta: 12"

En la gráfica No. 18 del PERRY vemos que una Centrifuga de 20" de diámetro requiere una potencia aproximada de: 3 h. p.

BALANCE DE MATERIALES.

Base: Operación de 6 horas.

Entrada	Salida
Como cristales dihidratados:	Como masa cristalina:
Cr ₂ O ₃ .Na ₂ 5633.87 lbs	Cr ₂ O ₃ .Na ₂ .2 H ₂ O 6938.27 lbs.
H ₂ O cristalización 1304.40 ..	
	Como liquido ocluido:
Cristales de	Cr ₂ O ₃ .Na ₂ .2 H ₂ O 258.46 lbs.
Cr ₂ O ₃ .Na ₂ .2 H ₂ O 6938.27 lbs	Agua Evaporación 346.93 ..
	Como liquido madre:
Como liquido:	Cr ₂ O ₃ .Na ₂ 3610.29 lbs.
Cr ₂ O ₃ .Na ₂ 3837.01 lbs.	Agua de solución 2181.69 ..
Agua de solución 2560.36 ..	
TOTAL 13335.64 lbs.	TOTAL 13335.64 lbs.

NOTA: La solución madre que sale de la Centrifuga de gravedad específica 1.42 se bombea al Evaporador para concentrarse hasta una gravedad específica de: 1.696.

CAPITULO X.

SECADO.

DEFINICION. Aunque es difícil de formular una rigurosa definición de Secado, generalmente se entiende por tal la Operación Unitaria que trata de la separación de pequeñas cantidades de agua de un sólido o de un material casi sólido, sin llegar a su temperatura de ebullición. El agente transportador del agua generalmente es el aire u otro gas.

Hay casos en que es difícil considerar la operación como Evaporación o Secado, dependiendo muchas veces del uso común destinado para uno u otro término y del tipo de máquina usado para efectuar el proceso. Así es que cualquier definición que se dé de Secado tiene muchas excepciones en la práctica, v. g. se puede llamar Secado a la separación de agua de otro líquido y aún de un gas, muchas veces se denomina Secado a la separación de agua en grandes cantidades solo por el hecho de que el Tipo de aparato usado se acerca más a un Secador que a un Evaporador; y por último se presentan casos en los cuales en ciertos puntos de la operación el agua llega a estar a su punto de ebullición y aún sufre un sobrecalentamiento, como por ejemplo, en el Secado del papel.

METODOS DE SECADO. Los métodos de Secado también pueden partir de principios diferentes. En general, se usan los siguientes métodos:

- 1) Separación de la Humedad cambiando el estado de agregación en que se encontraba originalmente alguno de los componentes, como por ejemplo, en el Secado de gases por condensación y en el Secado de líquidos por congelación (ácido acético).
- 2) Descomposición del agua (Secado por el Sodio).
- 3) Precipitación Química (Secado por CaO).
- 4) Absorción (Secado por lonas).
- 5) Adsorción (Secado por gases).
- 6) Separación mecánica (prensado del papel).
- 7) Vaporización.

Vista ya la Definición de Secado y los diferentes métodos seguidos, estudiaremos el último método, el cual desde el punto de vista de las operaciones Unitarias constituye propiamente el Secado.

Dos condiciones esenciales deben llenarse para la Vaporización:

- 1) El Calor de Vaporización necesario debe suministrarse al líquido. El calor se suministra por calentamiento directo del material, por medio de aire caliente o por ambas cosas.
- 2) El vapor producido debe eliminarse sin dejarlo acumular. El agente eliminador es el aire; se debe usar, por lo tanto, aire no saturado.

En cualquier máquina de Secado se presentan TRES PROBLEMAS básicos a resolver:

I.—CANTIDAD DE CALOR NECESARIO.

II.—CANTIDAD DE VAPOR ELIMINADO Y POR LO TANTO, CANTIDAD DE AIRE NECESARIO.

III.—TIEMPO DE SECADO, EL CUAL DEPENDE DE LOS DOS PRIMEROS FACTORES.

I.—CANTIDAD DE CALOR NECESARIO. A un secador se le debe suministrar calor con DOS FINES: UNO para llevar a cabo la operación, y OTRO para compensar las pérdidas; la primera cantidad de calor es teóricamente necesaria, la segunda es circunstancial y variable según el aparato.

El Calor Total que deberá suministrarse consta de VARIAS CANTIDADES DE CALOR, las cuales se calculan separadas por medio de un BALANCE DE CALOR.

El Calor Total Q se deberá suministrar al Secador por medio de aire caliente; calentando directamente el Secador o el material o por ambos medios.

II.—CANTIDAD DE CALOR ELIMINADO Y POR LO TANTO, CANTIDAD DE AIRE NECESARIO.

El problema de la eliminación del vapor generalmente se resuelve arrastrándolo por medio de aire u otro gas inerte. El aire puede estar caliente y suministrar el calor necesario para la Evaporación del agua, o bien estar frío y el calor se comunica al material por otros medios; por último, también es posible una com-

binación de los dos procedimientos. En esencia, este es un problema de HUMIDIFICACION en el que entra en juego la Carta de Humedad y cuya resolución final depende de un **BALANCE ECONOMICO**.

UN BALANCE DE AGUA nos da:

- 1) Agua con el aire de entrada: $G H_1$
- 2) Agua con el aire de salida: $G H_2$
- 3) Agua Total Evaporada en lbs. hr.: W

$$\text{Luego: } W = G (H_2 - H_1)$$

De ésta Ecuación se despeja G y se encuentra la cantidad de aire necesario.

Para **DISEÑAR** un **SECADOR** hay que calcular la humedad del aire de salida, el cual se obtiene por medio de un Balance Económico.

Consideraremos los dos puntos extremos en que puede colocarse el **DISEÑADOR**, por ejemplo, en un **SECADOR ADIABATICO** para comprender los fundamentos en que descansa el **BALANCE ECONOMICO**:

- a) Bien sea que el flujo de aire y material estén en **PARALELO** o en **CONTRACORRIENTE**, en general tienden a un estado de Equilibrio tanto en temperatura como en Humedad. Sin embargo, teóricamente esto no es posible sino con un tiempo **INFINITAMENTE LARGO**, de donde el tamaño del aparato también sería **INFINITO** y los costos dependientes del capital **INFINITOS**, a pesar de que ese Sistema daría la **MAXIMA ECONOMIA** en Calor y aire. En este caso, la Cantidad de aire sería determinada por la Humedad de saturación al final y siguiendo una Curva de Enfriamiento Adiabático aproximadamente.
- b) Si por el contrario, se considera que la cantidad de aire es **INFINITA**, el aire saldrá tal como entró, dando estas condiciones la **MAXIMA CAIDA DE POTENCIAL** tanto en temperatura como en presiones de vapor; y por lo tanto, el **MINIMO** de **TIEMPO DE SECADO** siendo el aparato lo más pequeño posible y los costos dependientes del capital, **MINIMOS**; pero por otra parte el gasto de Calor y la Potencia gastada en el aire **INFINITOS**.

Así es que entre estos dos extremos está la resolución del problema, el cual puede plantearse por medio de una Ecuación que relacione el costo con la cantidad de aire usado, el Tiempo Total de Secado y una **CONSTANTE** que represente los gastos fijos:

$$\text{COSTO} = f_1(G) + f_2(O) + K$$

TEMPERATURA DE AIRE. Se escoge de acuerdo con las características del material y generalmente el costo se subordina a la temperatura, usando la más alta a la cual pueda llevarse sin RIESGOS la operación de Secado.

En nuestro caso, la temperatura MAXIMA está calculada empíricamente para el material en cuestión. Asimismo, la MAXIMA HUMEDAD que puede alcanzar el aire en estas condiciones es un resultado de la experiencia, así es que la temperatura final del aire se deduce de la Humedad MAXIMA considerando la Operación Adiabática y siguiendo el proceso por una Línea de Enfriamiento Adiabático en la CARTA DE HUMEDAD.

III.—TIEMPO DE SECADO.

Podemos clasificar los sólidos sujetos a Secado en DOS CLASES:

- 1) Sólidos IMPERMEABLES, donde el agua que contienen se encuentra adherida a la superficie y no en el cuerpo del sólido (v. g. el SO.Ba).
- 2) Sólidos PERMEABLES O POROSOS, dentro de los cuales se encuentra parte del líquido a evaporarse. Esta agua interior ocupa generalmente vasos capilares y se llama AGUA LIGADA

1.—SOLIDOS IMPERMEABLES. Experimentalmente se encuentra que en ellos se producen DOS ETAPAS en la Velocidad de Secado:

- a) El Período de RAZON CONSTANTE en donde la Razón de Difusión de la Humedad líquida a la superficie del sólido es igual a la razón de evaporación del agua de la superficie. En este período el sólido toma, en el Equilibrio, la temperatura del Bulbo Húmedo del aire. Gráficamente se representaría el Período de RAZON CONSTANTE por una recta horizontal comprendida entre la Humedad Inicial y la Humedad Crítica.
- b) El Período de RAZON DECRECIENTE en donde el plano de vaporización ya no está en la superficie del sólido, sino que debido a que la razón de Difusión acuosa es MENOR que la Razón de Evaporación, aquel ha penetrado en el interior del sólido. En este Período, la Razón de Secado DECRECE PROPORCIONALMENTE a la Humedad libre del sólido. Gráficamente se representaría por una RECTA que uniría la Humedad Crítica con el Origen.

2.—SOLIDOS PERMEABLES O POROSOS. En todos los sólidos de ésta clase se encuentran TRES PERIODOS en el proceso de Secado, los dos primeros semejantes a los anteriores, pero el TERCER PERIODO no continuaría por una recta hasta el origen, sino que se representaría por una Curvatura cóncava hacia arriba generalmente, aunque en algunos casos la Concavidad es hacia abajo.

Obteniendo por el uso de Ecuaciones apropiadas el Tiempo que dura cada Periodo y sumando los resultados se tendría **EL TIEMPO TOTAL DEL PROCESO DE SECADO.**

En nuestro caso, usamos un METODO INDIRECTO, calculando el área superficial de material expuesto a la acción del aire en cada una de DOS ZONAS IMAGINARIAS en las que se divide el Secador. Una vez obtenida el AREA TOTAL EXPUESTA fácilmente se calcula el TIEMPO TOTAL DE SECADO, sabiendo por experimentación la superficie que ofrece CADA LIBRA del material en cuestión por hora.

CALCULOS EN EL SECADOR.

Usaremos como más práctico un Secador Rotatorio calentado directamente por medio de aire caliente. El aire se suministra en contracorriente al material y se precaliente en un calentador de tubos de vapor.

7543.66

La Centrifuga entrega. $\frac{\quad}{72}$ = 104.8 lbs. de cristales húmedos carga

y tiene una capacidad de: 12 cargas/hr.

Así es que entrega teóricamente: $104.8 \times 12 = 1257.6$ lbs./hr. de cristales húmedos.

De esto se sigue que la velocidad adecuada de alimentación para el Secador sería de 21 lbs min. de cristales húmedos.

Antes de escoger la temperatura y humedad del aire circulante es necesario hacer un ligero estudio sobre el material en cuestión.

De la gráfica de solubilidad vemos que el $\text{Cr}_2\text{O}_3 \cdot \text{Na}_2 \cdot 2 \text{H}_2\text{O}$ presenta un punto de Transición a la temperatura de 183°F , o sea que a esa temperatura experimenta la pérdida de las 2 moléculas de agua de cristalización pasando a formar otro cuerpo distinto, a saber, el $\text{Cr}_2\text{O}_3 \cdot \text{Na}_2$ sólido. Es por esto necesario controlar la temperatura de tal modo que no se llegue en ningún punto en la Zona de Secado a una temperatura de 183°F , y escogemos para seguridad una temperatura máxima de 150°F . Además como la eflorescencia disminuye con la Humedad del aire, escogeremos un aire inicial de 40% de Humedad.

Aparte de lo dicho, como el cristal de $\text{Cr}_2\text{O}_3 \cdot \text{Na}_2 \cdot 2 \text{H}_2\text{O}$ es

muy delicuescente, fenómeno que consiste en la disolución del cristal para formar una solución saturada cuando un cristal se expone a un aire cuyo contenido de agua es mayor que el valor en Equilibrio, es necesario controlar la Humedad del aire usado para la Evaporación del agua.

Empíricamente se ha comprobado que la Humedad del aire no debe pasar de 60%, asegurando con esta medida una buena velocidad de Secado y evitando al mismo tiempo el peligro de la delicuescencia de los cristales.

Temperatura del aire a la entrada al precalentador: 77°F
Porcentaje de Humedad: 40%. Punto de rocío: 52°F.

Mc Clean en su "The production of chromiun salts from chrome ore in the U. S. A." ha demostrado que la velocidad óptima del aire para secado en Secadores Rotatorios y en las mismas condiciones a las de nuestro caso es de 20 fts./sg.

Temperatura del aire al salir del precalentador: 150°F.

Asumiendo que el aire se enfría adiabáticamente hasta alcanzar 60% de Humedad, vemos en la carta de Humedad que saldrá con una temperatura de 94°F.

Así es que el proceso que experimenta el aire puede resumirse en TRES PARTES:

- 1) El aire entra al precalentador a 77 F y con un % de Humedad de 40% impulsado por un ventilador que le impone una velocidad de 20 fts seg.
- 2) En el precalentador el aire se calienta a Humedad Constante hasta una temperatura de 150°F.
- 3) El aire entra al Secador a 150°F y se ENFRÍA ADIABATICAMENTE hasta una temperatura de 94°F, que corresponde a un % de Humedad de 60%.

Mc Clean obtuvo los siguientes datos expresados en % base húmeda operando en condiciones semejantes a las de nuestro caso:

% de Humedad Crítica: 2.73 %

La Razón de Secado en este punto es de: 0.31 lbs (t' x hr.

% de Humedad en Equilibrio: 0.31 %.

En el material a consideración tenemos un % de Humedad Inicial (en base húmeda) de 4.6%. La temperatura de entrada del material es de 80°F y sale a 120°F.

Así es que resumiendo el proceso de Secado constará de DOS PARTES:

1a. **Secado en el Período de Razón Constante:** Comprendido en la Evaporación de agua desde su Contenido Inicial de Humedad hasta el Contenido Crítico, o sea al pasar de 4.6% de Humedad a 2.73%.

2a. **Secado en el Período de Razón Decreciente:** Comprendido en la Evaporación de agua desde su Contenido Crítico hasta el Contenido de Humedad en Equilibrio, o sea al pasar de 2.73% de Humedad a 0.31% de Humedad.

Sabemos por definición, que el **Contenido de Humedad en equilibrio** es aquella porción remanente de Humedad que no puede extraerse por exposición a un aire de Humedad y temperaturas definidas.

Luego no es posible entregar los cristales completamente secos, sino que llevarán una Humedad residual de 0.31% sobre base húmeda.

CALCULO DEL AGUA TOTAL EVAPORADA EN EL SECADOR DURANTE LOS DOS PERIODOS.

Reduciendo los Porcentajes en base húmeda a Porcentajes en base seca tenemos:

$$\text{Humedad Inicial: } \frac{4.6}{95.40} = 0.048 \text{ lbs. agua/lba. de material seco.}$$

$$\text{Humedad Crítica: } \frac{2.73}{97.27} = 0.028 \quad "$$

$$\text{Humedad en Equilibrio: } \frac{0.31}{99.69} = 0.0031 \quad "$$

I.—PERIODO DE RAZON CONSTANTE.

$$\text{Agua Evaporada: } 0.048 - 0.028 = 0.020 \text{ lbs. agua/lba. de material seco.}$$

II.—PERIODO DE RAZON DECRECIENTE.

$$\text{Agua Evaporada: } 0.028 - 0.0031 = 0.0249 \quad "$$

$$\text{AGUA TOTAL EVAPORADA: } 0.020 + 0.0249 = 0.0449 \quad "$$

CALCULO DE LAS LIBRAS DE MATERIAL SECO.

4.6

Contenido Inicial de agua en el material: $\frac{\quad}{100} \times 1257.6 = 57.85$
 lbs. H₂O/hr.

Material seco: $1257.60 - 57.85 = 1199.75$ lbs. material seco/hr.

Libras Totales de agua evaporadas por hora en el Secador:
 $1199.75 \times 0.0449 = 54.00$ lbs. agua hr.

CALCULO DEL AIRE NECESARIO PARA EVAPORAR EL AGUA.

Humedad Inicial del aire: 0.008 lbs. H₂O lba. aire seco.
 Humedad Final del aire: 0.021 lbs. ..

Así es que 1 lba. de aire evapora: $0.021 - 0.008 = 0.013$ lbs.
 agua/hr.

Para evaporar 54 libras de agua hr. se necesitan:
 $\frac{54}{0.013} = 4150$ lbs. aire hr.

Agua residual en los cristales que salen del Secador retenida como AGUA LIGADA:
 $0.0031 \times 1199.75 = 3.82$ lbs. agua hr.

CALCULO DE KG¹, EL COEFICIENTE DE PELICULA PARA EL EL PROCESO DE DIFUSION.

$$\frac{W}{A} = KG^1 (H_w - H_a)$$

Donde: $W/A =$ Razón de Secado en el Periodo de Razón Constante = Razón de Secado en el punto donde el Contenido de Humedad es Crítico: $0.31 \text{ lbs./ft}^2 \times \text{hr.}$

$H_w =$ Humedad del aire en la Interfase o sea la Humedad de saturación correspondiente a la temperatura del material.

Tomaremos la Humedad de saturación a la temperatura media del material: $\frac{120 + 80}{2} = 100$ F

De la carta de Humedad: $H_s = 0.043$ lbs. H₂O lba. aire seco.
 $H_a =$ Humedad de la masa de aire. Tomaremos la Humedad media entre la Humedad Inicial y la Final.
 $H_a = 0.0145$ lbs. H₂O/lba. de aire seco.

$$K_G' = \frac{0.3}{0.043 - 0.0145} = 10.5 \text{ lbs. H}_2\text{O} \times \text{hr. por diferencia unitaria de Humedad.}$$

Asumiremos que el Coeficiente de Difusión K_G' conserva un mismo valor en los DOS PERIODOS, aunque en la Práctica varía un poco, reduciendo su valor en el Periodo de Razón de Secado Decreciente.

CALCULO DE TIEMPO TOTAL DE SECADO OPERANDO BAJO CONDICIONES VARIABLES.

Para efectuar el cálculo dividiremos el Secador en DOS ZONAS IMAGINARIAS, una comprendida desde la entrada del material hasta que su Contenido de Humedad es Crítico (Periodo de Razón de Secado Constante) y la otra comprendida desde este punto hasta el Contenido de Humedad en Equilibrio (Periodo de Razón Decreciente).

En cada una de estas zonas calcularemos el área de Secado que debe exponerse al aire para efectuar la operación.

PRIMERA ZONA: Secado arriba del Contenido de Humedad Crítico.

Agua Evaporada en esta Zona: $(0.048 - 0.028) 1199.75 = 24 \text{ lbs. H}_2\text{O/hr.}$

Cálculo de la Humedad del aire que entra en la Primera Zona:

Haremos un BALANCE DE HUMEDAD: $W = G (H_2 - H_c)$

Donde: $W =$ agua evaporada por hora en la 1ra. zona $= 24 \text{ lbs.}$

$G =$ aire que sale de esta zona con Humedad final de H_2 en libras: 4150 lbs.

$H_2 =$ Humedad final del aire: 0.021 lbs. $\text{H}_2\text{O/lba.}$ aire.

$H_c =$ Humedad del aire que entra a esta zona.

Substituyendo: $24 = 4150 (0.021 - H_c)$

Efectuando: $H_c = 0.015 \text{ lbs. H}_2\text{O lba.}$ aire seco.

CALCULO DEL AREA DE CONTACTO EN LA PRIMERA ZONA.

$$\text{Ecuación: } W = K_G \cdot A_c (\Delta H)$$

$$\text{Donde } (\Delta H)_m = \frac{(H_s - H_c) - (H_s - H_2)}{2.303 \log \frac{H_s - H_c}{H_s - H_2}}$$

H_s = Humedad del aire saturado a la temperatura de entrada (que es de 80°F): 0.0221 lbs. H_2O lba. aire seco.

$$\text{Substituyendo y efectuando: } (\Delta H)_m = 0.0032$$

$$K_G = 10.5 \quad W = 24$$

$$\text{Luego: } A_c = \frac{W}{K_G \cdot (\Delta H)_m} = \frac{24}{10.5 \times 0.0032} = 714 \text{ fts}^2 \text{ por hr.}$$

SEGUNDA ZONA: Secado abajo del Contenido de Humedad Crítico.

Cálculo del área de Contacto en la 2a. zona:

$$\text{Ecuación: } A_c = \frac{F_c}{K_G \left(\frac{H_s - H_c}{D} + \frac{F_c}{G} \right)} \cdot 2.303 \log \frac{F_c(H_s - H_2)}{F_c(H_s - H_c)}$$

Donde:

- F_c = 0.028 lbs. H_2O lba. de material seco.
- F_s = 0.0031. "
- G = 4150 lbs. de aire/hora.
- D = 1199.75 lbs. de material seco/hora.
- H_s = (a la temperatura de salida: 120°F) = 0.081.
- H_2 = 0.008 lbs. H_2O lba. de material seco.
- H_c = 0.015. "
- K_G = 10.5 lbs fts² x hora.

$$\text{Substituyendo y efectuando: } A_c = 100 \text{ fts}^2 \text{ hora.}$$

Ahora, experimentalmente se ha encontrado que el material presenta una superficie para Secado de:

0.17 fts² por cada libra de material seco.

Superficie Total de Secado hr. = $1199.75 \times 0.17 = 204 \text{ fts}^2$

TIEMPO DE SECADO EN LA PRIMERA ZONA: $\frac{714}{204} = 3.5 \text{ horas.}$

TIEMPO DE SECADO EN LA SEGUNDA ZONA: $\frac{100}{204} = 0.5 \text{ horas}$

TIEMPO TOTAL DE SECADO $\underline{\hspace{1.5cm}} = 4.0 \text{ horas.}$

CALCULO DE LAS PERDIDAS POR RADIACION, CALCULADAS POR MEDIO DE UN BALANCE DE CALOR

Calor Total cedido por el aire húmedo = Calor Total recibido por el agua y sólido + Pérdidas

BASE: Operación de UNA HORA.
Temperatura de referencia: 80°F

I.—CALOR TOTAL CEDIDO POR EL AIRE HUMEDO al enfriarse desde 150°F hasta 94°F.

- 1) Calor cedido por el aire seco al pasar de 150°F a 94°F (Calor específico del aire a 94°F: 0.25 BTU/lba. x °F).

$$4150 \times 0.25 [(150 - 94) + (94 - 80)] = 72.625 \text{ BTU}$$

- 2) Calor cedido por el agua que acompaña al aire al pasar de 150°F a 94°F. (Calor específico del agua a 94°F = 0.45

BTU/lba. x °F)

El aire Inicial tiene un Humedad de:
0.008 lbs. H₂O/lba. aire.

Humedad Total: $4150 \times 0.008 = 33.20 \text{ lbs.}$
do agua.

$$33.20 \times 0.45 [(150 - 94) + (94 - 80)] = 1.046 \text{ BTU.}$$

TOTAL $\underline{\hspace{1.5cm}} = 73.671 \text{ BTU.}$

II.—CALOR TOTAL RECIBIDO POR EL AGUA PARA EVAPORARSE Y PARA CALENTAR EL VAPOR DE AGUA HASTA LA TEMPERATURA DE SALIDA DEL AIRE.

1) Calor necesario para evaporar el agua a la temperatura de 80 F.
 Calor Latente de Vaporización a 80 F = 992 B.T.U./lba.
 54 x 992 = 53,568 BTU.

2) Calor necesario para calentar el vapor de agua hasta la temperatura de salida del aire (94°F).
 (Calor específico del vapor de agua a 80 F : 0.48 BTU lba. x °F).
 54 x 0.48 (94 — 80) = 364 BTU.

3) Calor necesario para calentar el sólido húmedo de 80 F a 120 F.
 Agua remanente: 3.82 lbs. H₂O hr.
 Sólido seco: 1199.75 lbs hr.
 Calor específico del Cr₂O₃.Na₂.2 H₂O a 80 F = 41.5 + 0.041 T cal/mol °C
 T = Temperatura en grados KELVIN

$$C_p = \frac{(41.5 + 0.041 \times 353) \cdot 1.8}{298} =$$

0.33 BTU por lba.

$$(1199.75 - 3.82) (120 - 80) 0.33 = 15,887 \text{ BTU.}$$

TOTAL 69,819 BTU.

PERDIDAS POR RADIACION: 3.852 BTU/hr.

CALCULO DEL CONSUMO DE VAPOR EN EL PRECALENTADOR POR HORA.

Temperatura de entrada del aire: 77°F.
 Temperatura de salida del aire: 150°F.

Humedad Inicial del aire: 0.008 lbs. H₂O lba. aire seco.
 o sea que lleva: 4150 x 0.008 = 33.2 lbs. H₂O.

Supóngase que se calienta con vapor a 5 lbs. gage de presión y que el vapor sale condensado a 140°F.

Temperatura de entrada del vapor: 228°F.

Calor Latente de condensación a 228°F: 959 BTU/lba.

BALANCE DE CALOR.

Calor Cedido por el Vapor = Calor que necesita el aire.

Base: Operación de UNA HCRA. Temperatura DATO: 77°F.

I.—CALOR TOTAL QUE NECESITA EL AIRE HUMEDO PARA ELEVAR SU TEMPERATURA DE 77°F HASTA 150°F.

1) Calor que necesita el aire seco para pasar de 77°F a 150°F
(Calor específico del aire: 0.23 BTU/lba. x °F).
 $4150 \times 0.23 (150 - 77) = 69,554 \text{ BTU.}$

2) Calor que necesita el agua que acompaña al
aire para pasar de 77°F a 150°F.
 $33.2 \times 0.45 (150 - 77) = 1,091 \text{ BTU.}$

TOTAL 70,645 BTU.

II.—CALOR TOTAL CEDIDO POR EL VAPOR SATURADO a 5 lbs. gage.

1) Calor que entra en el Vapor:
 $W [959 + (228 - 77)] = 1,110 \text{ W}$

2) Calor que sale en el Condensado:
 $- W (140 - 77) = - 63 \text{ W}$

TOTAL 1,047 W

BALANCE: 70,645 = 1047 W

Luogo: W = 67 lbs./hr.

Asumiendo que el Secador tenga una Eficiencia de 70% se necesitarán:

96 lbs. de vapor/hr.

BALANCE DE MATERIALES.

Base: Operación de 6 horas.

Entrada		Salida	
Como masa cristalina:		Como cristales:	
$\text{Cr}_2\text{O}_3 \cdot \text{Na}_2 \cdot 2 \text{H}_2\text{O}$	6938.27 lbs.	$\text{Cr}_2\text{O}_3 \cdot \text{Na}_2 \cdot 2 \text{H}_2\text{O}$	7196 lbs
Como líquido ocluido:	258.46 lbs.	Agua remanente	
$\text{Cr}_2\text{O}_3 \cdot \text{Na}_2 \cdot 2 \text{H}_2\text{O}$	346.93 ..	en Equilibrio:	22.92 lbs
Agua para Evaporarse	<u> </u>	Agua Evap.	<u>324.01 lbs</u>
TOTAL	7543.66 lbs.	TOTAL	7543.66 lbs

Hernando M. Real Verdugo.

Este estudio tiene la aprobación del
Sr. Ing. D. Alberto Lancaster Jones,
 Director de la Facultad Autónoma de
 Ciencias Químicas. :: :: ::

BIBLIOGRAFIA.

LIBROS

Chemical Engineers Handbook	John H. Perry.
Elements Chemical Engineering	Badger and McCabe.
Principles of Chemical Engineering	Walker, Lewis and McAdams.
Handbook of Chemistry	Lange.
Industrial Chemical Calculations	Hougen and Watson.
Industrial Stoichiometry	Lewis and Radasch.
Chemical Engineering Plant Design	Vilbrandt.
Thermodynamics for Chemical Engineers	Weber.
Outlines of Physical Chemistry	Gotman and Daniels.
Thermodynamics	Lewis and Randall.
Analytical Chemistry Volumen II	Treadwell - Hall.
Heat Engines	Allen and Bursley.
Enciclopedia de Quimica Industrial Tomos II, III, VII y XIV	Ullmann.
Enciclopedia de Quimica Industrial Tomo II.	Thorpe.
Quimica General aplicada a la Industria	Calvet.

FOLLETO.

The production of Chromium Salts from Chrome ore in the U. S. A.	McClellan.
---	------------