

Universidad Nacional de Ingeniería

**PROGRAMA ACADÉMICO DE INGENIERÍA GEOLOGICA,
MINERA Y METALURGIA**



Estudio de Pre-Factibilidad para la Instalación de una Planta Piloto de Acido Sulfúrico a partir de las Espumas de Piritas y Pirrotitas en Marcona

T E S I S

PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE
INGENIERO DE MINAS

CESAR AUGUSTO RAGUZ POZO

PROMOCION **1963** : "LUIS BRICEÑO ARATA"

LIMA ★ PERU ★ 1976

DEDICATORIA

**A mi esposa Gladys, y mis
hijos Rosita, Augustito y
Paolita.**

I N D I C E

<u>CAPITULO I</u>	PAG.
a) Dedicatoria-Exposición de Motivos y Generalidades(Naturaleza del yacimiento-Procesos de Beneficio)	5
 <u>CAPITULO II : TECNOLOGIA DEL PROYECTO</u>	
a) Estudio de la Materia Prima:	6-7
(1) Concentrados de Piritas y Pirrotitas	8-9
(2) Otros insumos	10-13
b) Estudio Económico del Procedimiento Industrial de Fabricación de Acido Sulfúrico	13-28
(a) Flow-sheet descriptivo de toda la operación	29-30
(b) Tecnología de c/u. de los procesos y operaciones más importantes:	
(1) Tostación por Fluidización	31
(2) Síntesis del SO ₃ en los Convertidores	32-34
c) Especificaciones y calidad del producto a producir	35-38
 <u>CAPITULO III: INGENIERIA DEL PROYECTO</u>	
a) Cálculo del Flow-Sheet:	
(1) Cálculo del proceso de flotación;	39-70
(2) Balance de Materiales y Energía	71-79
(3) Balance Térmico y Proceso de Tostación de Piritas y Pirrotitas	79-87
(4) Estudio Industrial estequeométrico	88-100
(5) Estudio Termodinámico-Estudio de la Complejión	110-127
b) Proceso de Diseño de la Planta: Preambulo de los Factores de Diseño a base de la capacidad de la Planta diseñar las dimensiones básicas del horno y sus accesorios	127-148
Estudio Económico del Horno de Fluo-Sólidos	148-156

c)	Especificaciones del Equipo Principal y Auxiliar	150-160
d)	Especificaciones de los Edificios e Instalaciones	166-171
e)	Consumos Unitarios	172-173
f)	Presupuesto del Proyecto ó Edificio	174-188

CAPITULO IV: ECONOMIA DEL PROYECTO

A)	Estimación de Inversiones	189
B)	Estimación del Costo de Producción-Tabla Sumaria	190-203
C)	Balance Económico	203-206
D)	Evaluación del Proyecto-Indices (Análisis Económico.	206-208
	(1) Retorno de la Inversión	208
	(2) Tiempo de Pago	209-211
	(3) BEP - Cálculo del Punto de ganancia cero	211-212
	(4) Reparto de utilidades	213
F)	Preambulo del Estudio Geoeconómico y Mercadotecnica, de la influencia de la Planta de Marcona en referencia con Ica, -Lima y Arequipa Breve comentario de la forma de financiación del proyecto.	213-221
1)	Bibliografía por autores	222-224
2)	Conclusiones y Recomendaciones	225-226
3)	Apéndice de la Planta Acida	227-261
4)	Cuadros de Flotación	
5)	Cuadros de Consumo de Reactivos	
6)	Cuadros Comparativos de Molienda -Flotación y Pérdidas de Espuma.	
7)	Circuito de Ubicación Geográfica y Económica de la Planta Piloto.	

CAPITULO I

a.) EXPOSICION DE MOTIVOS

Tomando en cuenta que la eliminación del azufre en forma de sulfuros de fierro (Pirita y Pirrotita), se van como desechos al mar y existiendo en el país y dentro de la región una vasta zona de minerales oxidados del cobre y otros me propuse realizar el presente trabajo de Tesis, con el fin de dar una solución al vasto campo de la Hidrometalurgia aprovechando poder obtener ácido sulfúrico a partir de las colas o espumas.

b.) GENERALIDADES

Las exigencias del mercado internacional del mineral del fierro y sus productos, requieren de materiales de óptima calidad.

Para afrontar este desafío, tuvo que resolver un problema de trascendental importancia para el futuro de sus actividades: La eliminación del azufre pirrotítico de los minerales primarios de su yacimiento.

Los trabajos desarrollados en San Nicolás, consiguieron los objetivos buscados, con el aporte de los resultados obtenidos en centros de investigación particulares y universitarios de E.E.U.U.

La búsqueda de la solución de este problema aglutinó la inquietud y el esfuerzo de toda la organización cuyo personal de una u otra forma fue partícipe de esta etapa.

CAPITULO II

TECNOLOGIA DEL PROYECTO

a.) Estudio del Yacimiento Mineral de Marcona

Está situado en la Provincia de Nazca, Departamento de Ica y muy próximo a las Bahías de San Nicolás y San Juan, las cuales proporcionan fácil acceso al mar.

Geológicamente, es un yacimiento de reemplazamiento metasomático de Sedimentos Calcareos Metamorficos, constituido por mineralizaciones llamadas "Formaciones" de diferente valor económico, siendo la formación "Marcona" la más importante, pues encierra las mejores leyes y contiene principales minas a explotación.

Tipicamente, esta "formación" tiene una composición mineralógica variable con la profundidad, presentando una zonificación vertical de tres capas muy diferenciadas por el grado de erosión, lixiviación y oxidación, causados por el intemperismo. En orden descendente se observa:

La zona superficial o de Lixiviación y oxidación, que es la zona que produjo las hematitas de fundición directa o lo que se llamó mineral de "Embarque Directo". Esta capa cuya composición era mayormente magnetita y hematita con algo de limonita y magnetita se ha agotado casi totalmente hace ya varios años.

La segunda zona llamada de "Transición" o de "Sulfatos" tiene composición algo más compleja, además de la mezcla hematita-magnetita, contiene una gran variedad de sulfatos tales como Jarosita, Brochantita, Botryogen y otros.

La tercera zona del yacimiento, es la zona de sulfuros o

zona de Mineral "Primario", tiene una composición más definida: contiene mayormente magnetita, masiva y densa, en cristales de actinalita, a veces talco y clorit, algo de sericita y epidoto yeso, carbonatos, cuarzo, considerable pirita disseminada y pirrotita, etc.

Se extiende en profundidad en un espesor cuyos límites no han sido determinados, constituyendo la mayor reserva de Marcona.

Su característica química principal es el noble contenido de óxido ferroso y azufre al estado de sulfuros.

Tipos de Mineral.-

El yacimiento contiene básicamente dos tipos de mineral, de los cuales se derivan, por tratamiento o beneficio en las plantas de San Nicolás, todos los productos actualmente obtenidos. Estos minerales son:

Mineral de Transición ó T.O.- Procede de la 2ª. Zona del yacimiento. Su característica principal es su bajo contenido de magnetita y abundantes sulfatos, es semi-oxidado con predominio de hematita. Sus leyes típicas son:

$\frac{\text{Fe}}{52.0}$	$\frac{\text{S}}{1.8}$	$\frac{\text{FeO}}{8.0}$	$\frac{\text{Si}_2}{7.0}$
--------------------------	------------------------	--------------------------	---------------------------

Es beneficiado por una combinación de métodos de concentración gravimétrica y separación magnética, para producir concentrados de alta ley, del tipo "Sinter Feed" denominada SNG (San Nicolás Gravity). Los concentrados tienen leyes promedios de:

61 á 63½ de Fe
0.6 á 1.2% de S.

Mineral Primario: Procede de la 3ra. Zona del yacimiento, su característica principal es su alto contenido de magnetita y sulfuros tales como pirita, pirrotita y chalcopirita. Sus leyes promedio son:

Fe	:	50	á	58%
S	:	1	al	5 %
FeO	:	15	á	22%

En general es más rico en azufre que el mineral de transición y su tratamiento es necesario para producir concentrados de mayor contenido de fierro y el menor azufre posibles, requeridos por la mayoría de compradores.

1.- Concentrados de Pirritas y Pirrotitas (Productos obtenidos del Mineral Primo)

Cuando la mayor parte del mineral está constituido por magnetita, como es el caso del mineral primario de Marcona la separación magnética es el proceso indicado para un tratamiento de alta eficiencia. La separación magnética está basada en una propiedad intrínseca del mineral, por consiguiente, la reacción depende únicamente del contenido de magnetita, pudiéndose procesar a diferentes grados de molienda.

Los productos obtenidos actualmente por tratamiento del mineral primario son:

- a.) Concentrado magnético de gramo grueso, obtenido por molienda en molino de barras y separación magnética previa eliminación de ganga fina en ciclones. Este concentrado llamado también "Sinter feed", tiene gran demanda en el mercado mundial para producir aglomeradas en las plantas de sinte

rización.

Sus características químicas y físicas tienen especificaciones límites en contenido de Fe, S, Cu y contenido de finas de menos malla 100.

Leyes típicas de este producto son:

%	$\frac{\text{Fe}}{64.3}$	$\frac{\text{S}}{1.7}$	$\frac{\text{Cu}}{0.04}$	$\frac{\text{FeO}}{24.1}$	$\frac{\text{SiO}_2}{4.0}$	$\frac{-10M}{2.1}$	$\frac{-100M}{32.6}$
---	--------------------------	------------------------	--------------------------	---------------------------	----------------------------	--------------------	----------------------

- b.) Una variedad de este producto, con menor contenido de azufre y ley más alta de Fe, se obtiene mediante flotación de los sulfuros en el concentrado magnético grueso. Este concentrado o "Sinter feed" con menos de 1.0% de S, se produce para cumplir exigencias de los mercados compradores con problemas de contaminación ambiental. Sus leyes típicas son:

%	$\frac{\text{Fe}}{65.5}$	$\frac{\text{S}}{0.9}$	$\frac{\text{Cu}}{0.03}$	$\frac{\text{FeO}}{25.1}$	$\frac{\text{SiO}_2}{4.0}$	$\frac{-10M}{0.4}$	$\frac{-100M}{35.5}$
---	--------------------------	------------------------	--------------------------	---------------------------	----------------------------	--------------------	----------------------

- c.) Concentrado magnético de grano fino, obtenido por molienda del mineral primario, en molinos de bolas a grano fino, luego separación magnética "finisher" y por último flotación de los sulfuros.

Este concentrado sirve de carga para las plantas de peletización y es un material valioso de muy alta ley y requiere riguroso control de S, SiO₂ y humedad y estructura. Sus leyes típicas son:

%	$\frac{\text{Fe}}{68.8}$	$\frac{\text{S}}{0.3}$	$\frac{\text{Cu}}{0.01}$	$\frac{\text{FeO}}{27.3}$	$\frac{\text{SiO}_2}{1.7}$	$\frac{-100M}{3.0}$	$\frac{-325M}{67.4}$
---	--------------------------	------------------------	--------------------------	---------------------------	----------------------------	---------------------	----------------------

%	$\frac{\text{B.S.A. cm}^2/\text{gr.}}{1130}$
---	--

Se le conoce también como "pellet feed" o "filter cake".

- d.) Recientemente, se ha iniciado la producción de su per concentrado de alta ley en forma de lodo, el cual se manipula con el sistema "Marcona flow". Este concentrado, tiene especificaciones más estrictas en azufre, fierro y fracción menos 325 mallas, Su preparación requiere un mayor control en el tipo de mineral a procesar y en etapas de separación magnética y flotación de sulfuros.

Se le conoce también como "Slurry" o "High grade pellet feed", siendo sus leyes típicas:

	Fe	S	Cu	FeO	SiO ₂	-100M	-325M	B.S.A. cm ² /gr.
%	69.7	0.27	0.01	27.14	2.0	0.5	66.0	1500

2.- Otros Insumos.

La historia de su conocimiento de los minerales de "Embarque Directo" está relacionada con el desarrollo del mercado internacional del mineral de Fe.

Hará poco después de la II Guerra Mundial, el material para los hornos siderúrgicos consistía de minerales de "Embarque Directo" y algunos "Sinters" o concentrados aglomerados. Se aceptaban leyes de 50 á 55% de Fe y tamaño hasta de 1" pulgadas. La evolución tecnológica alcanzada por la industria siderúrgica, especialmente en la década del año 1950, tuvo gran impacto en las técnicas de beneficio del mineral, en la preparación de concentrados de alto grado de pureza y de aglomerados tales como sinters, pellets y briquets, de creciente aceptación en el mercado.

En la práctica los minerales crudos con menos de 60% de Fe ó más de 0.25% de S, virtualmente no tienen opción comercial y está situación obliga a la concentración como etapa indispensable para satisfacer un mercado cada vez más exigente.

La Compañía Marcona, atenta a la evolución del mercado mundial y con el objeto de afrontar exigencias, realizó oportunamente estudios geológicos y pruebas experimentales cuyos resultados, le permitieron determinar la naturaleza integral del yacimiento, el tipo de minerales que los constituían y las reservas, así como las técnicas metalúrgicas a seguir, para beneficiar oportunamente, los minerales oxidados de baja ley, semi-oxidados y las grandes reservas de mineral primario con elevado contenido de azufre que posee.

Estos estudios le sirvieron de base para la construcción de su complejo de beneficio, el cual ha sido construido por etapas de expansión siguiendo una planificación de acuerdo a las necesidades que se establecen en la explotación sistemática de la mina y las demandas del mercado mundial de minerales de Fe.

Así fue como en 1962, ingresó a la etapa de beneficio su gran escala al poner en marcha la producción de concentrados para altos hornos y de sinterización.

En 1963 y 1966 se pusieron en marcha las plantas de peletización No. 1 y No. 2 respectivamente, llegando a 1967, dedicada exclusivamente a la producción de concentrados y pellets.

En 1968 y 1969, ante la dificultad de obtener un concentrado para peletización con las rigurosas especifici

caciones establecidas por la experiencia en las plantas de pellets en lo referente al contenido de S, instaló las primeras plantas de flotación para eliminar sulfuros.

El precio de un mineral depende no sólo de su contenido de Fe, sino también de la presencia de varios elementos químicos. La presencia en proporciones variables de Fósforo, Sílice, Azufre y otros elementos, determina la calidad de los lingotes de Fe. Cada consumidor tiene sus preferencias por determinado tipo de mineral que se traducen en diferentes precios.

En los últimos años se han producido menos cambios en la demanda del mineral, que ahora depende cada vez más del tipo de industria en que se le utiliza. La tendencia actual es a considerar un mineral por sus características físicas y químicas conjuntamente y parece probable que esta tendencia se acentúe en el futuro con la mayor automatización de las acerías.

Actualmente, predomina cada vez más, el consumo de aglomerados sean pellets o sinterizados producidos cerca de las propias plantas de aceración, a partir de lodos de tamaño adecuado. Esto hace preveer un impulso al desarrollo del mercado de transportes de concentrados de alta ley en forma de lodos, bajo sistemas modernos como la "Marconaflo".

Por otra parte, el desarrollo que actualmente están alcanzando las técnicas de "pre-reducción", preusará de materias primas adecuadas, abriendo nuevos campos posibles de mercado para concentrados o pellets. Habrá especialmente un mercado creciente para los minerales de Fe de alta ley o pellets y para "superconcentrados" con muy bajo contenido de impurezas.

Finalmente, la contaminación ambiental está afectando cada vez más a la población mundial, creando problemas graves que los gobiernos de naciones industrializadas como E.E.U.U. y Japón, etc., estén tratando de resolver con medidas drásticas. Uno de los factores más importantes de contaminación ambiental es el nivel de azufre en el mineral usado en los altos hornos o plantas de aglomeración, lo que está adoptando especificaciones más rigurosas en cuanto al contenido de azufre de minerales importados y representan un desafío para la industria del beneficio del mineral de Fe.

b.) Estudio Económico del Proceso Industrial de Fabricación de H_2SO_4

Economía de la Fabricación de Acido Sulfúrico

El costo del capital de la Planta Piloto está dividida entre la producción del gas, purificación del gas y fabricación del ácido; datos seguidos por los propios operadores para hacer sus estimaciones propias o previas.

El cuadro anterior nos ilustra la variación del costo de Producción con el tamaño o capacidad de la Planta y el cuadro de Rupturas da el dato de Caída del Costo de Producción para 100 toneladas al día, incluyendo esto como base de referencia. Ver Cuadro Estimación Costo Producción;

Estos datos no están presentes como cualquier idea nueva ó efectos, excepto que ellas reflejan el costo más alto de azufre y se indica dos puntos claros:

- 1.) Con excepción de plantas muy pequeñas las cuales no son de mayor interés en Países industrializados, el costo de la materia prima, es una proporción abrumadora del Costo de Producción Total.

- 2.) Economías obtenibles de plantas más grandes, encima de las 1000 toneladas al día son muy pequeñas.

Diseño como Factor Económico

A lo explicado anteriormente sigue el efecto sobre los años, como la capacidad de la planta se había incrementado en un promedio o razón de 100 á 1000 Tons/día y sobre ello hay una tendencia general común a los fabricantes a incrementar las áreas de flujo en proporción directa al flujo e incrementar la caída de presión que es pequeña. Como resultado del diseño aproximado, muy pocos recipientes y torres son usados y los problemas de soportes internos habían reducido el costo de ventajas normales asociadas con el incremento del tamaño. En adición, aquellas unidades tales como ácidos enfriadores los cuales incrementan directamente en proporción a la capacidad, vienen en proporción creciente al Costo Total.

Todas las plantas de Contacto pueden ser convenientemente divididas en tres secciones:

- 1.) Fabricación de Acido de Conversión y Absorción
- 2.) Purificación del Gas
- 3.) Producción del Gas.

Los items 2, 3 son Flow-Sheets típicos para plantas que usan materia prima, el azufre y el gas de tostación como puntos principales y será útil una ilustración de estos puntos.

- 1.) Fabricación de Acido.- Este items es esencialmente común a todas las plantas e incluye al mismo soplador convertidor, secador y torre de absorción y su cambio

asociado al calor y el equipamiento del calor removido. Según esto habrá diferencias últimas dependientes sobre la fuente del gas, estos cambios tendrán un pequeño efecto sobre el costo total de la sección.

Esto puede ser recordado con suficiente exactitud para propósitos más económicos de valoración como una función de la Capacidad de la Planta y el desarrollo de la concentración del SO_2 solamente.

Como el costo de esta sección depende sobre el volumen del flujo del gas tan bien como la capacidad actual de producción, ello es conveniente plotear Costo vs. Capacidad de la Planta a una concentración nominal de SO_2 del 12%, la cual se ha plotado la figura.

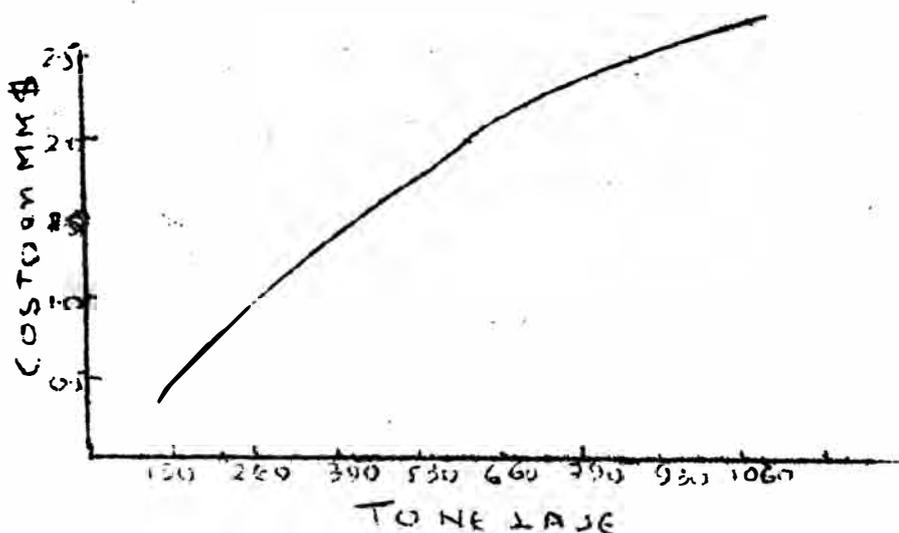


FIG. 4 : COSTO DE LA SECCION DE FABRICACION DE H_2SO_4
(Capacidad Equivalente al 12% SO_2)

- 2.) Purificación del Gas.- Esta sección contiene todo el equipamiento necesario para preparar el gas producido

en la sección 3, para fabricar el ácido. Esta sección está ausente de las plantas normales de Azufre quemado, donde el gas producido es limpio. Ello incluye e quipamiento para remover el polvo y el SO_3 brumoso y en muchos casos incluye solamente un frotador húmedo y precipitador de bruma y equipamiento asociado. El costo de la sección depende principalmente sobre el - volúmen del gas que está siendo tratada y en este caso se plotea el costo vs. la capacidad de la planta a una resistencia nominal de gas como es demostrado en la - FIG. 5.

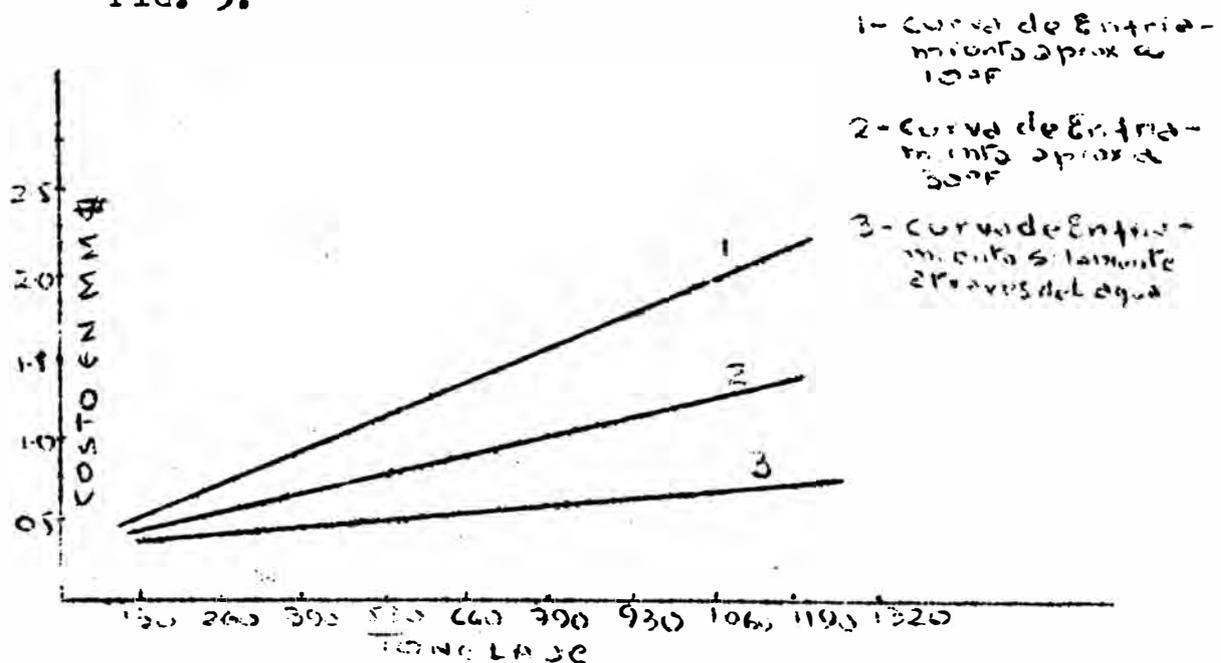


FIG. 5 : COSTO DE LA SECCION PURIFICACION DE GAS
(Capacidad Equivalente a 12% SO_2)

- 1- Curva de Enfriamiento aprox. a 10°F
- 2- Curva de Enfriamiento aprox. a 30°F
- 3- Curva de Enfriamiento solamente a través del agua.

Para simplicidad, el 12% del SO_2 es otra vez usado co mo una base de concentración, pero en este caso ello debe ser notado que la concentración en la sección de Purificación puede ser considerado considerablemente

alto que en la Sección de Fabricación porque el aire adicional requerido para que la razón de corrección del oxígeno en la sección de Contacto, así la FIG. 5 da una banda relativamente ancha para la sección de Costo de Purificación.

Este resultado da varios métodos alternados de remoción del calor, así el efecto del enfriamiento de las temperaturas del agua sobre el costo de la planta. Todo el agua en el gas saliente de la sección de Purificación está presente como vapor de agua de entrada o el ácido brumoso eventualmente estarán presentes en el producto ácido.

Usualmente ello es solamente vapor de agua que es de algún interés de esta conexión y el gas más adelante debe ser enfriado a una temperatura bastante baja para condensar el sobrante de agua de afuera y seguir con el mismo control de la resistencia del producto, esto puede presentar un problema considerable donde las bajas concentraciones del SO_2 son encontradas. La FIG. 6 plotea la temperatura a la cual el gas debe ser enfriado para producir 98% y 93% de ácido, variando la concentración del gas sobre la acepción que solamente el aire seco es añadido más luego, si el petróleo ó el aceite es producido, la temperatura debe ser baja y la curva para 20% de aceite es incluida.

Otro factor soportante sobre el costo de esta sección es la formación y deposición del ácido débil. En casi todos los casos, el SO_2 del gas soportante contendrá algo de SO_3 el cual formará ácidos sobre enfriamiento o contacto con agua. Si este ácido puede ser dispuesto de un baño, el Costo de la Planta será un mínimo. Pero esto requiere del uso de una larga cantidad en o

tro tiempo através del agua como es tan bien el ajuste del ácido débil aumentando quizás en un 3% del producto, el número de posiciones donde ello es aceptable para las plantas de capacidad substancialmente reducidas.

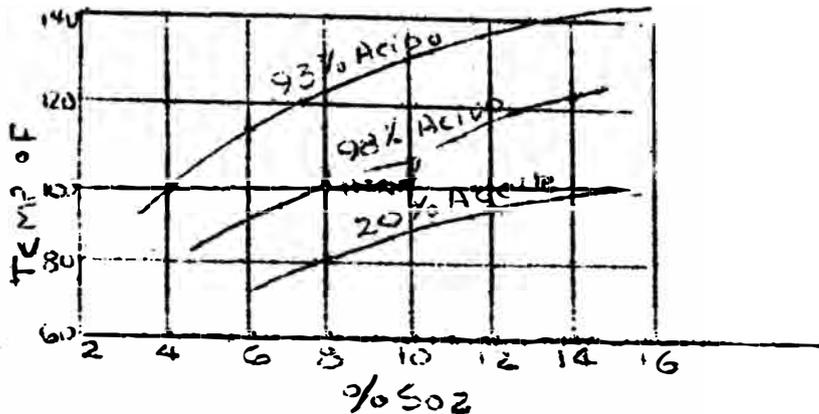


FIG. 6 : TEMPERATURA DEL GAS PARA VARIAS CONCENTRACIONES DEL ACIDO

Desde el enfriamiento através de otro tiempo en este tipo es inaceptable, la alternativa recircular el ácido débil através de la Torre de Lavado y seguir una concentración para incrementar a un punto donde ello puede ser consumido, usado o alimentado a la Torre de Secado de la Sección de Fabricación de Acido. Esta última alternativa es solamente posible sin los límites del Balance General del agua y donde las impurezas siempre están presentes en el ácido y son aceptables en el producto.

El calor del gas entrante debe ser entonces removido indirectamente en los cambiadores los cuales pueden usar ácido para enfriar la circulación del ácido débil o enfriar el gas saturado después de salir de la Torre de Lavado. De esta interposición, otra operación de

calor transferido y su diferencia de temperatura necesaria en una área donde se desarrolla diferencia de temperaturas pueden ser necesariamente pequeña y ello puede tener un efecto substancialmente sobre el Costo de Equipamiento del Calor Cambiable.

La línea baja de la banda en la FIG. 5 representa una planta donde el enfriamiento es posible. Donde el enfriamiento indirecto es requerido y el desarrollo de la diferencia de temperatura entre el agua enfriada y el gas enfriado es de 30°F como se indica en la FIG.6, el Costo de los Cambiadores debe ser debido a la resistencia a la corrosión y más usualmente son graficadas y puede incrementar el Costo Básico por 25%.

Con un gas débil requiere enfriamiento posterior, el incremento puede ser mayor. Este también es el caso donde el enfriamiento de la temperatura es alta.

Otra razón para incrementar el costo de esta sección puede ser la necesidad de recuperación del polvo de los gases entrantes. Esto puede ser realizado por varios caminos tales como precipitadores electrostáticos calientes, bolsas de filtros o un asentador, espesador o sistema de filtros como parte del sistema de enfriamiento del licor. En general excepto la extensión necesaria para guardar sólidos en el licor de enfriamiento a niveles razonables, la justificación para la instalación de tales equipos es el valor del polvo recuperado.

3.) Producción de Gas.- En esta sección donde las diferencias reales entre las plantas ácidas ocurren y están reflejadas en otras secciones. Ello es conveniente considerar dos clasificaciones marcadas:

- 3a.) Producción de gas primariamente para fabricar ácido.
- 3b.) SO_2 como un biproducto de otra separación, la primera clase incluye producción de gas del azufre, hidrógeno, sulfuros, piritas y otros sulfuros similares de menas importantes y de lodos ácidos. Algunos costos son dados para cada una. La segunda clase incluye gases de fundición de Pb y Cu y operaciones similares, donde la producción del gas de planta no es parte de la planta ácida. Ello puede ser considerado como parte del costo y puede afectar el costo de otras secciones. La preparación del gas es tomada incluyendo el Costo del equipamiento del calor de Recuperación donde necesariamente es deseable.
- 3c.) Piritas y Pirrotitas.- Son la misma materia prima para la fabricación de Acido Sulfúrico, después del azufre y fue usada en muchos países como Europa, Africa, etc. Para convertir ello a SO_2 se debe tostar o quemar en aire. Tradicionalmente, el equipamiento comunmente usado en las industrias metalúrgicas había sido adeptada para este propósito, pero las plantas más modernas han usado calcinador de camas fluidizadas desarrolladas en los 10 á 20 años.

El tamaño de los calcinadores dependerá considerablemente del tamaño de la partícula de la materia prima y ello puede ser grande cuando las piritas y pirrotitas son un biproducto de la flotación selectiva de menas de oro o magnetita y más adelante es finamente molida.

En algunos casos adicionales los Costos deben

ser debitados contra la planta ácida para el almacenamiento de materia prima y la preparación y disposición de las calcinas y ello puede ser fácilmente doblado el costo instalado de piritas y pirrotitas de la sección de calcinación. El tipo de equipamiento de los calderos usados varía considerablemente como estos calderos operan bajo condiciones muy difíciles de servicio.

3.2.) Desperdicios del Gas de SO₂. - Aquí la producción del gas de planta es edificado o existe alrededor para diferentes propósitos y solamente las cargas capitales las cuales pueden ser propiamente debitadas a la planta ácida, son los costos de conexión, según esto no puede ser usado un costo real vs. la planta ácida, como la conversión del SO₂ puede ser requisito real a la operación continuada de una fundición.

Dependiendo sobre las circunstancias sin embargo el Costo del Acido de planta propiamente puede ser afectado por las consideraciones que la capacidad o resistencia del gas.

3.2.a.) Conversión Parcial a Acido. - Relativamente en áreas no desarrollables, los gases desechables de fundición pueden ser salidas a la atmósfera, pero un requerimiento local para la salida de ácidos en la instalación de una planta.

Aquí los costos más bajos de plantas son consistentes con la resistencia del gas desarrollable que puede ser instalado. Donde las operaciones ciclicas de la fun

dición son las fuentes del gas, por ejemplo: Los convertidores de cobre facilitan la ventilación de gases seguidas de la selección de Capacidad de Planta para encontrar la razón promedio de la Producción de Gas, según la demanda para ácidos es alta y esto puede resultar en considerables economías de capital.

3.2.b.) Conversión Completamente substancial a Acido.- En este caso es diferente porque la demanda de ácido o condiciones locales totales en el SO_2 normalmente producido debe ser convertido a ácido, pero donde ello es posible en emergencias como salir el gas a la atmósfera. En este caso la planta ácida será ubicada para encontrar condiciones más altas de producción de gas y esto puede ser dejado a una planta más costosa. Una especificación recibida recientemente hubiera permitido mantener una instalación de planta con una capacidad de 900 Ton/día, según el azufre total desarrollable que es solamente equivalente a 500 Ton/día.

3.2.c.) Conversión Completa a Acido.- Si la planta se ubica en una zona densamente poblada, ello es esencial aceptar que la Planta Ácida todo el SO_2 producido se hace en la fundición. El operador de la fundición usualmente toma la posición que su operación no debe ser inhibida por cualquier cosa que suceda sobre la planta ácida y esto puede ser requerido la instalación de equipos más parejos que serían

usados de otra manera. Así tenemos un ejemplo: Un alambre precipitador de bruma quebrado, lo cual no es una ocurrencia, sería si la producción de ácido solamente es considerada y pudiera ser más serio si se pasa la fundición. Por esta razón, los operadores pueden requerir de arreglos paralelamente serios de los precipitadores de bruma, así que una planta puede continuar la operación con una unidad fuera de acción por un período limitado. En este caso el costo de la Planta Ácida será considerablemente incrementado. Una alternativa es probar alguna forma de absorción y torre de neutralización para tratar con el SO_2 salido, mientras la fundición está en operación de parada.

- 1.) Otras Fuentes Ácidas.- Tres fuentes potenciales de materia prima de azufre habían sido edificadas en Europa, pero ellos pueden ser hechos solamente para operar económicamente en condiciones favorables. Estos materiales habían sido usados como una fuente de los radicales sulfatos de amoníaco en el Doble Proceso de Descomposición sin la producción de ácidos.
- 2.) La Planta de Fuerza y otros flujos de Gases.- Muchos métodos de recuperación de azufre de la Planta de Fuerza están siendo conducidos y algunos están siendo tratadas sobre una balanza completa. Ello puede parecer desafortunado que esto puede ser una fuente económica de ácido, pero el reconocimiento del incremento del daño causado por tales acumulamientos en las áreas industriales y grandes cantidades de azufre hacen su

futura utilización probable.

- 3.) La Planta Acida acumula Gases.- Hay una considerable presión para reducir el azufre en el flujo de los acumulamientos de las mismas plantas de contacto por el uso de un sistema Dual de Absorción y de Catalisis activa. Aquí hay una mayor posibilidad de Recuperación Económica. Los gases del Sistema habían sido discutidos de cualquier manera sobre largos términos de Evaluación con la presencia de Costos Altos del Azufre, un caso económico puede estar fuera, pero la razón primaria para la absorción de un proceso de conversión alta es permanecer remanente en una razón social.

Para una planta de cualquier capacidad razonables de utilización de costos de Operación son substancialmente proporcionales a la salida de la Planta o el gas en todas partes y están enumeradas en la Tabla No. 2. Estas figuras están basadas sobre el uso del Potencial Eléctrico para la transmisión del mismo soplador y su vapor es usado en una corrección apropiada que debe ser hecha. La Tabla No. 3 da algunas figuras del calor desarrollable por generación de vapor.

Estos datos deben ser usados con cuidado para otras plantas en que el azufre es quemado. Usando estas figuras se plantean los siguientes puntos:

- 1.) Potencia usada en las secciones de Fabricación y Purificación de Acidos que son proporcionales al flujo de gas y a la corrección que debe ser hecha para la concentración del SO_2 .
- 2.) Calor desarrollable para generación de vapor y requerimientos de enfriamiento de agua decrecerán

ligeramente con el decrecimiento de la concentración del SO_2 . Estimaciones preliminares pueden ser tomadas como proporcionales a la producción de ácido solamente.

- 3.) La generación de vapor de varias piritas depende considerablemente sobre el contenido de azufre y el método de manipuleo (seco, humedo, o aguado) y el método de control de temperatura de calcinado. Ello no es usual para figuras altas que deben ser calcinadas.

Sistema de Potencia.-

Alrededor del 60% de la reacción total del calor del azufre usando una planta de contacto es recuperado en vapor en una unidad moderna. En el balance, más calor generado en las torres de ácido, a baja temperatura y pérdida en los procesos de enfriamiento. En el caso de otras materias primas la proporción del calor recuperable es baja - según la figura actual que puede ser alta.

Según el valor de la figura actual que puede ser alta.

Según el valor de la energía recuperada es pequeña comparada al costo del azufre, ello representa una entrada anual substancial en una planta grande como se demuestra en la Fig. 1.

En el tratamiento de la Energía Recuperada hay una divergencia notable entre E.E.U.U. y Europa, que en la práctica ha tomado lugar. En las plantas Europeas más recientes, todo el calor desarrollable es recuperado relativamente a alta presión del vapor supercalentado cuando es usado en las turbinas para producir energía y baja presión del pro

ceso del vapor si es requerida.

Todos los conductores son eléctricos y esto ha sido posible enviar el exceso de potencia a una Compañía local de Energía. En los Estados Unidos ello había sido práctica común transmitir o conducir el soplador con algo de vapor producido y exportar el bulk remanente como baja presión para el proceso en uso.

El mejor diseño aportará la energía desarrollable de la planta ácida al sistema de potencia de vapor del complejo en la cual la planta ha sido afectada. Donde el ácido sulfúrico es destinado a producir ácido fosfórico en el mismo trabajo será un requerimiento para mayores cantidades de baja presión con producción de vapor a una relativa baja presión que puede ser la mejor solución. Ello es notado que donde el soplador es ubicado después de la torre de secado, el calor equivalente de la potencia usada para la transmisión del soplador es virtualmente recobrada en los desechos del equipamiento del calor de recuperación. La potencia total usada y la eficiencia del soplador es consecuencia solamente del aislamiento lejos como el nivel termodinámico de la energía usada es degradada.

Ello no es posible colocar bajo cualquier firma para decir el mejor sistema de recuperación de potencia, porque en contraste de muchas otras plantas, la planta de ácido sulfúrico, es una energía neta producida y debe ser llevada a un sistema de energía existente. Sin embargo, las siguientes líneas de guía pueden ser usadas:

- 1.) Donde la energía recuperada es evaluada por el contenido calórico, el vapor sería generado a la presión más baja posible usando todo en una turbina de presión de retorno para conducir el soplador. Esto determinará el costo más bajo del equipamiento de calor recuperado

el valor del calentamiento del vapor de baja producido será tan alto como en cualquier sistema, Esta condición será aplicada generalmente donde los ácidos fosfóricos son solamente el producto pero puede ser aplicada en la producción del dióxido de titanio y en campo de la química en general.

- 2.) Donde la alta presión del vapor supercalentado es requerida, la producción de vapor sería a las condiciones espectantes y la transmisión del soplador por condensación, presión de retorno o turbina de extracción dependen de la magnitud de la planta mayor, de la demanda de vapor. Esta condición es generalmente en plantas mayores de fertilizantes complejos.
- 3.) Donde no hay los requerimientos de vapor para el uso o mercado por existencia de energía, entonces la planta es más provechosa incluyendo una turbina-generador usando todo el vapor posible o desarrollable a la más alta presión practicable y la temperatura para la producción de energía en turbinas condensadas. Esto está combinado con un transmisor eléctrico para el mismo soplador. En plantas muy grandes donde la transmisión es de suficiente potencia permite usar una turbina de alta eficiencia que puede ser preferida en la transmisión eléctrica sobre plantas de alrededor de 1000 Ton/año, el bajo costo del soplador con transmisión eléctrica combinada con una eficiencia mejorada de la generación de Plantas Unitarias Grandes será la mejor relación.

SUMARIO

El dato descrito permite a un operador evaluar el Costo relativo del ácido producido en las diferentes fuentes desarrollables usando sus propias figuras para materias primas

y utilizar costos y su propia meta de operación de costos capitales y de retorno. El resultado no será de una exactitud estimada para el costo de edificación de una planta, pero si ello no señala a una ventaja sobre todo de un proceso a otro, ello será dudoso si existe tal ventaja.

TABLA No. 2

REQUERIMIENTOS DE OPERACION

					Por tonelada 100% como 98%
1.) <u>Fabricación de Acido:</u>					
Potencia		KWH			40-50
Agua de Enfriamiento a 85oF		Tons.			30
Agua de Proceso		Tons.			0.2
2.) <u>Purificación:</u>					
Potencia		KWH			7-10
Agua de Enfriamiento (una sola vez)		Tons.			10-25
Agua recirculada		Tons.			15-40
3.) <u>Producción de Gas:</u>					
	<u>Azufre</u>	<u>H₂S</u>	<u>Logo</u>	<u>Pirita y Pirrotita</u>	
Potencia	0.5	0	3		40-50
Agua de Enfriamiento Tons.	0	0	0		0
Alimentación de agua al caldero Tons.	1.4	1.9	1.0-2.0		0.7-1.5
Agua de proceso Tons.	0	0	0		0.7

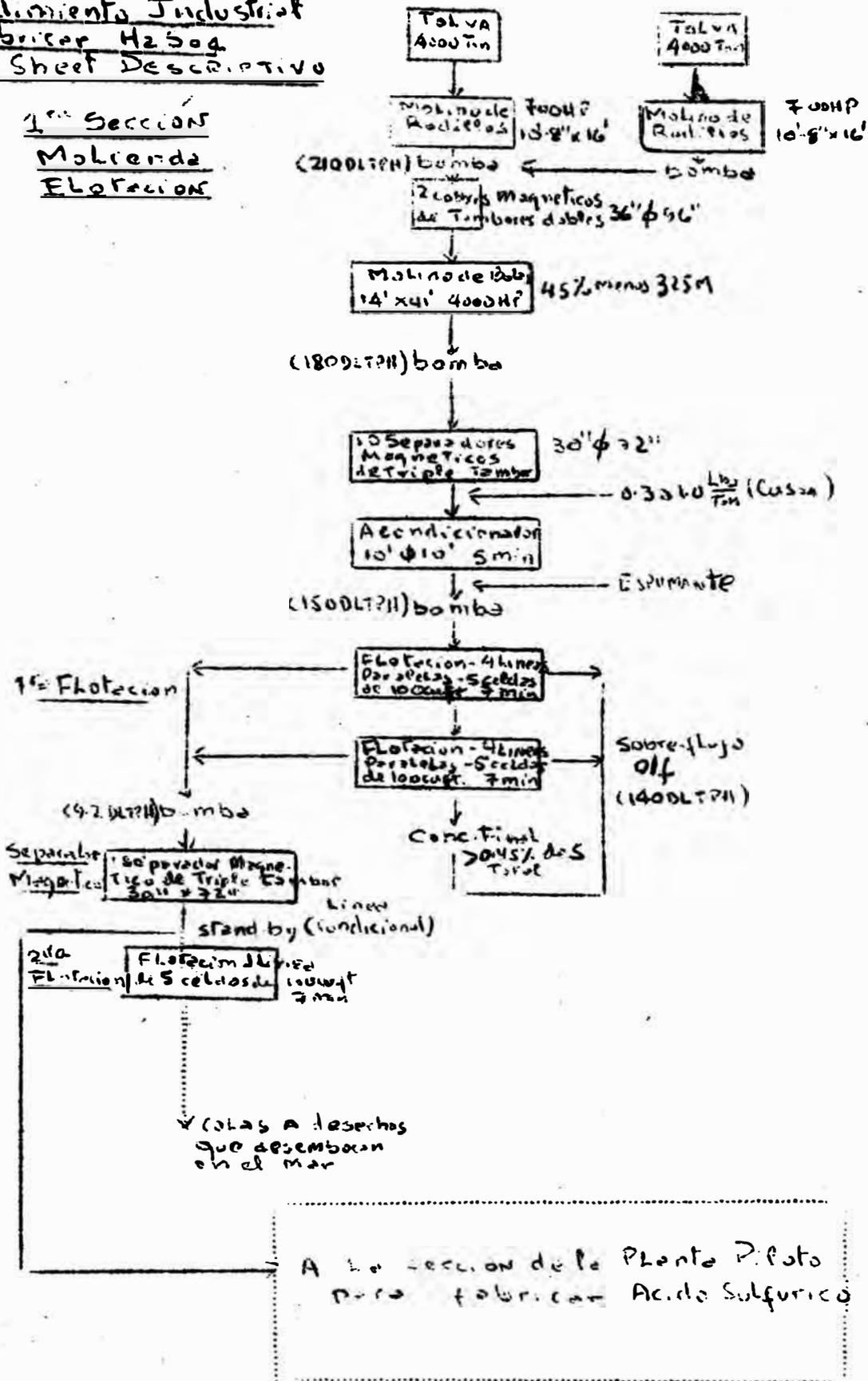
TABLA No. 3

CALOR DESARROLLABLE PARA PRODUCIR VAPOR

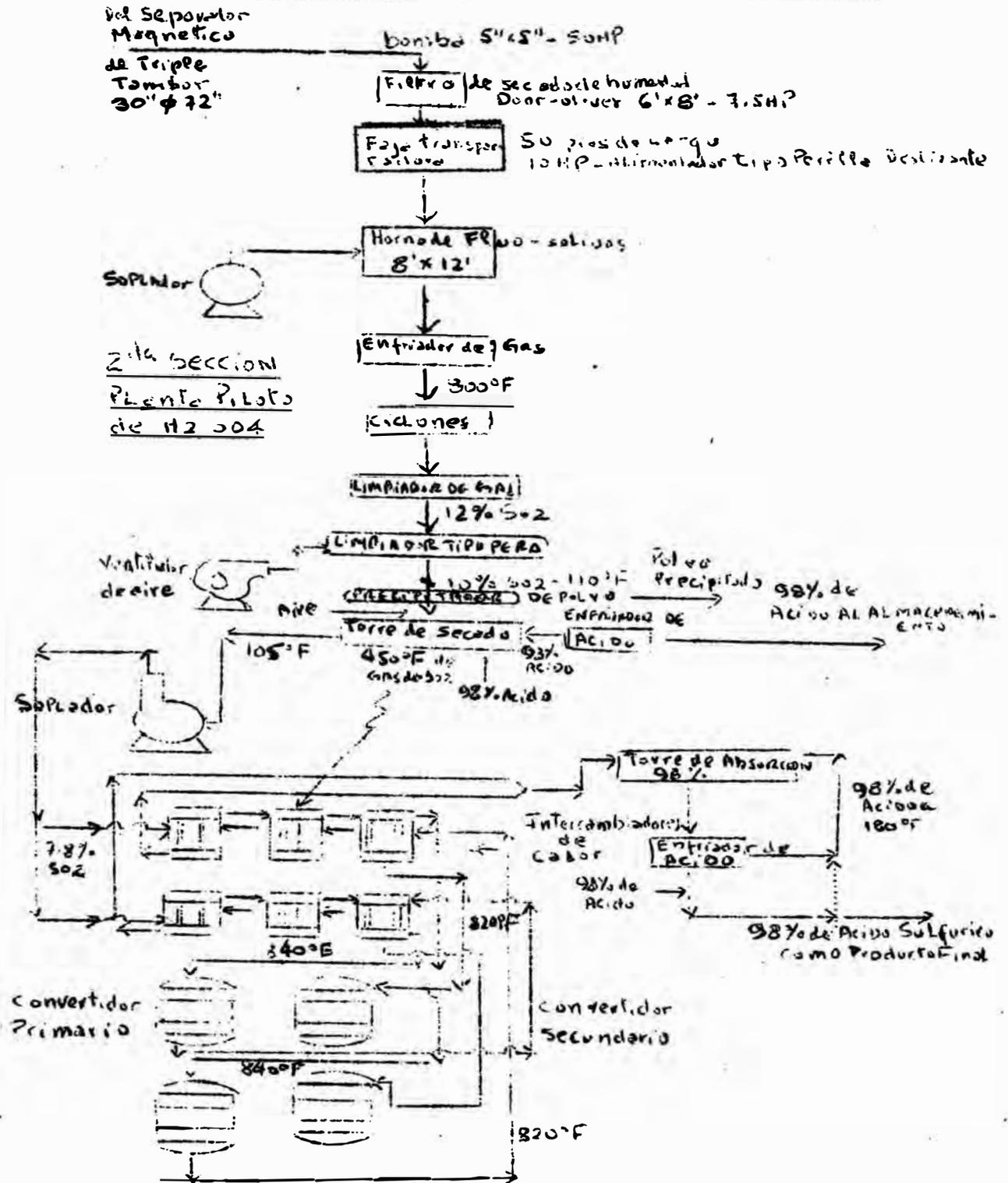
	Por tonelada corta de ácido
Azufre	3,15 MM BTU
H ₂ S	4,30 MM BTU
Logo	Aprox. 4,5 MM de BTU
Pirita y Pirrotita	Aprox. 3,2 MM de BTU

CAPITULO II - Para Tratamiento de Mineral Magnético con 2.5% de S
Procedimiento Industrial
Para Fabricar H₂SO₄
Flow-Sheet Descriptivo

1^{ra} Sección
Molienda
Elotación



CAPITULO II - Flow-Sheet para el tratamiento de 40.2% de S



2da SECCION
Planta Piloto
de H₂SO₄

Tecnología de cada uno de los Procesos más importantes

a.) Tostación por Fluidización.- El diagrama típico de flujo de la figura ilustrativa () del proceso patentado por Chemico para producir Acido Sulfúrico fuerte, por el tostado de piritas o pirrotitas, según el diagrama demostrado una cama fluida tipo quemador, otros tipos son denominado quemador "relampago" ó quemador de tierra múltiple pueden ser usados cuando una cama fluida de quemado es usada, la piritita o pirrotita es alimentada a los tostadores otras veces como pulpa ó como pequeñas partículas molidas. En otro caso la materia prima es alimentada al tostador a una razón cuidadosamente controlada. El aire para la fluidización de la cama es trazada de la atmósfera por el soplador y es distribuida uniformemente a través de un plato perforado ubicado debajo de la cama.

Las temperaturas de tostado son controladas por chisguetes de agua (quenching) o por tubos enfriadores ubicados en la cama fluidizada. El medio enfriamiento para los tubos es agua recirculada de los calderos de vapor.

Parte de la piritita tostada sobrefluja la cama fluida y sale del tostador, el remanente es llevado fuera de los tostadores con el gas del SO_2 fluyente, el cual es pasado através de los ciclones (y en algunos casos precipita polvo), donde más del polvo retenido es removido.

El contenido de gas es de 10 á 14% de SO_2 que entra al tubo de lavado con vapor del caldero, donde ello es enfriado alrededor de 1650° á 650°F, siendo antes liberada a la torre de lavado de gas. Las etapas de los procesos subsiguientes son substancialmente los -

misimos como aquellos de gas de la planta metalúrgica típica.

b.) Síntesis del SO₃ en los convertidores.-

Conversión de Contacto (Estudio Estequiométrico).— Si un convertidor de contacto para la oxidación del SO₂ a SO₃ tiene un adecuado aumento de actividad catalítica, ello sería llevado fuera de los gases de la concentración de equilibrio para la reacción. Mientras el equilibrio nunca es completamente alcanzado en la práctica industrial, ello es algunas veces suficientemente aproximado cerradamente, así que ello es en efecto un "cuello de botella" que limita las performances del equipo. Cálculos basados sobre la acepción que el equilibrio es alcanzado son una guía útil para el diseño y estándar convenientes contra la cual comparamos el performance de las otras plantas.

El dato de equilibrio clásico es la fórmula de Bodenstein y Pohl sobre la reacción:

$\text{SO}_2 + 1/2 \text{O}_2 = \text{SO}_3$ y son dadas por la siguiente ecuación:

$$\text{Log } 10^K = 5186.5/T + 0.611 \text{ Log } 10^T - 6.7497$$

Donde $K = p_{\text{SO}_3} / p_{\text{SO}_2} p_{\text{O}_2}^{1/2}$ con la presión parcial expresada en atmósferas, T en grados Kelvin. En el orden de evitar una solución de tanteo o errónea cuando la temperatura es desconocida, la ecuación es presentada gráficamente en la Figura ().

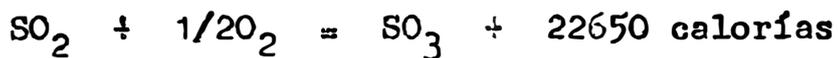
La limitación que equilibra que se impone sobre la combustión del SO₂ a SO₃ es análoga que la encontrada en

la conversión del CO a CO_2 y H_2 a H_2O en una flama a alta temperatura. En el caso de oxidación del SO_2 , los cálculos son simplificados por el efecto que uno tiene que considerar solamente una reacción simple in completa en lugar de 2 reacciones simultáneas ocurren tes.

Una diferencia práctica importante entre los problemas de control de temperatura de combustión ordinaria de las flamas sobre un lado y la conversión del SO_2 a SO_3 en el otro, es el efecto que las flamas tienen un rango de temperatura de 1000 grados centígrados, a través de la cual se equilibra la reacción del combustible siendo reacciones favorables y dan razones de reacciones altas no catalizadas, mientras que para la oxidación del SO_2 la extensión entre las bajas temperaturas en la cual la razón de la reacción alcanza valores prácticos, usando el mejor catalítico desarrollable y las temperaturas en las cuales el equilibrio comienza a bloquear la conversión seriamente, solamente alrededor de 1000C. Bajo condiciones ordinarias, la oxidación del SO_2 es también lenta para "encenderse" a temperaturas debajo de 400°C y ello es usualmente aconsejable tener los gases restantes alrededor de esta temperatura en el punto donde ellos entran a la cama. En tretanto a 500°C la mayor conversión de SO_2 a SO_3 es atendible con el aire a presiones normales del 96% según esto puede ser asegurado solamente con muy pocos gases diluidos; altas concentraciones del SO_2 inicial deprimen la conversión de equilibrio cercanamente al 90%. En reacciones químicas cortas debe ser iniciado alrededor de los 400°C y puede ser completado a un nivel bien debajo de 500°C. El control de temperatura es una materia crítica. Computar los efectos del calor en una conversión de operaciones requiere el conq

cimiento del calor de reacción y capacidades calóricas. Estas son funciones de la temperatura pero en un rango de temperatura relativamente estrecho en variaciones causadas por el cambio de temperatura no son mayores.

Para propósitos de orientación inicial en el estudio de este problema y de problemas similares ello es altamente deseable usar promedios de valores. Las siguientes reacciones corresponden a 450°C que serán usadas en las ilustraciones que vienen a continuación:



$$\text{Mcp del SO}_2 = 12.2; \text{ del SO}_3 = 18.1; \text{ del O}_2 = 7.9;$$

$$\text{del H}_2 = 7.4$$

c.) Especificaciones y Calidad del Producto a Producir:

a.) Propiedades Físicas del Acido.-

Nombre: Acido Sulfúrico

Fórmula: H_2SO_4 (Forma Comercial o usual)

Peso Fórmula: 98.08

Gravedad específica: $1.834 \frac{180}{4}$ Baume

Calor: Incoloro o blanco

Forma cristalina: Líquido

Punto de Fusión: $10.490^{\circ}F$

Punto de Ebullición: Se descompone a $311.00^{\circ}F$

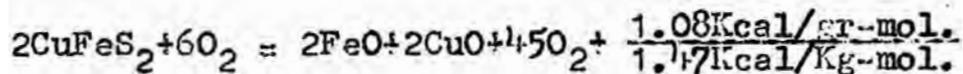
Solubilidad en 100 partes

- Aguafría:
- Agua caliente:
- Otros Reactivos: Se descompone con 95% de alcohol etílico.

b.) Colores de Reacción.-

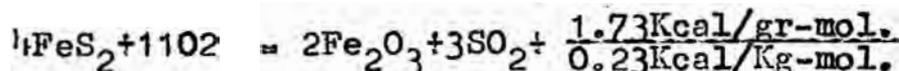
En Sulfuros

Oxidación de la Chalcopirita:



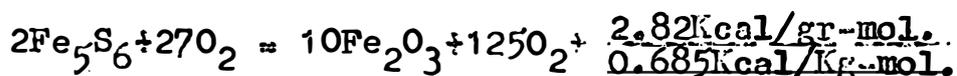
$$H = -325,000cal/fórmula \text{ ó } \frac{-395Kcal/fórmula}{-395Kcal/peso}$$

Oxidación de la Pirita:



$$H = -822,520 cal/fórmula \text{ ó } -822.52Kcal/fórmula.$$

Oxidación de la Pirrotita:



$$H = 2,704,140\text{cal/fórmula} \text{ ó } -2,704,140\text{Kcal/fórmula.}$$

En Gases.-

$$\text{N}_2 + \text{Aire: } 2'680,000\text{cal} \text{ ó } 2680\text{Kcal/Vol.} \text{ ó } 0.116\text{Kcal/M}^3$$

$$\text{SO}_2 : 732,000\text{cal} \text{ ó } 732\text{Kcal/Vol.} \text{ ó } 0.265\text{Kcal/M}^3$$

$$\text{H}_2\text{O} : 525,000\text{cal} \text{ ó } 525\text{Kcal/Vol.} \text{ ó } 0.264\text{Kcal/M}^3$$

$$\text{C.L.V.} : 863,400\text{cal} \text{ ó } 863.4\text{Kcal/Vol.} \text{ ó } 0.539\text{Kcal/M}^3$$

En C. l. cina.-

$$\text{SiO}_2 : 234,000\text{cal} \text{ ó } 234\text{Kcal/peso} \text{ ó } 0.47 \text{ Kcal/Kg-mol}$$

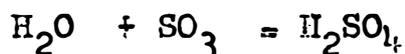
$$\text{Fe}_2\text{O}_3 : 827,000\text{cal} \text{ ó } 827\text{Kcal/peso} \text{ ó } 0.833\text{Kcal/Kg-mol}$$

$$\text{CuO} : 3,250\text{cal} \text{ ó } 3.25\text{Kcal/peso} \text{ ó } 0.067\text{Kcal/Kg-mol}$$

$$\text{FeO} : 2,600\text{cal} \text{ ó } 2.60\text{Kcal/peso} \text{ ó } 0.79\text{Kcal/Kg-mol}$$

$$\text{CuFeS}_2 : 8,300\text{cal} \text{ ó } 8.3 \text{ Kcal/peso} \text{ ó } 0.047\text{Kcal/Kg-mol}$$

Calor específico del Acido Sulfúrico (a partir de sus elementos):



$$Cp_{\text{H}_2\text{O}} = 0.373 + 0.000,050t \quad t = 82 \text{ C} \text{ ó } 355^\circ\text{K}$$

$$Cp_{SO_3} = 0.1406 + 0.000,040t$$

$$Cp_{H_2SO_4} = 0.779 + 0.000,140t \quad 0.779 + 0.000140(82)$$

$$Cp_{H_2SO_4} = 0.890 \text{Kcal/M}^3$$

Temperatura de los Puntos Críticos.-

- | | | |
|---|--|-----------------|
| | Temperatura de la | : 1200°F(648°C) |
| (1) | Temperatura en el Gas Enfriador:
800°F (392°C y ciclones) | |
| Horno
Lavador
y
Precipitadores | Temperatura del Lavador de Gas:
100°F (38°C) | |
| | Temperatura en el desmenuzador:
140°F (43°C) | |
| | Temperatura en la Torre de Secado:
105°F (40°C) | |
| (2) | Temperatura del Gas de SO ₂ en el mismo soplador: 45°F (23°C) | |
| Sistema de Inter
cambio de calor | | |
| (3) | La Temperatura es elevada antes de ingresar a los Convertidores Primarios: 840°F (449°C) | |
| Sistema de
Convertidores | La Temperatura es elevada antes de ingresar a los Convertidores secundarios: 820°F (438°C) | |
| (4) | Temperatura del ácido:
180°F (82°C) | |
| Sistema de
Absorción | | |
| | Temperatura medio ambiente = 25°C | |
| | Temperatura del agua = 20°C | |

Condiciones de Presión.- Casi todas las condiciones son atmosféricas para el equipamiento del proceso con excepción del secado en vacío el cual opera cerca de

20" de vacío de mercurio (Hg).

Desarrollo del Sistema de Presión de las líneas de Vapor.-

De vacío (121°C), el calor latente: 945 BTU/lb.

De vacío (160°C), el calor latente: 895 BTU/lb.

Dato de Vapor - Presión.-

H₂SO₄ al 98% de pureza, 100% de resistencia

Temp. °C	212°C	125°C	113°C	38°C
Presión mm Hg	760	75	50	45

CAPITULO III

INGENIERIA DEL PROYECTO

a.) Cálculo del Flow - Sheet

1.) Cálculo aproximado del Proceso de Flotación.-

Las instalaciones de Flotación FG y CG tienen una capacidad de 100 T.M.S.D. ó 101.6 LTPD, tomando los cuadros de composición mineralógica y teniendo en cuenta que se trata de un Bulk (Piritas, Pirrotitas, Chalcopiritas, incluyendo las Magnetita, el resto se supone que es sílice, actinolita y otros no metálicos como ganga).

Los datos proporcionados por el laboratorio dan que la relación de líquidos a sólidos (L/S) es de 50%/50% en el Under Flow y en las espumas es de 80%/20%. Los tiempos de contacto en las celdas son de 32.05 minutos en Flotación Total.

a.) Primeramente calcularemos la densidad del conjunto de los sólidos, teniendo en cuenta las densidades de los minerales:

FeS_2	=	5.0 gr/cc	(312 lbs/cuft.)
Fe_5S_6	=	4.6 gr/cc	(287 lbs/cuft.)
CuFeS_2	=	4.2 gr/ss	(262 lbs/cuft.)
SiO_2	=	2.6 gr/cc	(162 lbs/cuft.)
Fe_3O_4	=	5.2 gr/cc	(324 lbs/cuft.)

Calculamos para la alimentación.-

Primera Etapa de la Flotación.-

Cálculo de la Cabeza o alimentación

$\frac{\text{FeS}_2}{0.22}$	$\frac{\text{Fe}_5\text{S}_6}{0.90}$	$\frac{\text{CuFeS}_2}{0.031}$	$\frac{\text{SiO}_2}{24.79}$	$\frac{\text{Fe}_3\text{O}_4}{74.06}$
-----------------------------	--------------------------------------	--------------------------------	------------------------------	---------------------------------------

$$\frac{0.22}{5.0} = 0.044 \quad \frac{0.22}{312} = 0.0007$$

$$\frac{0.90}{4.6} = 0.195 \quad \frac{0.90}{287} = 0.0031$$

$$\frac{0.031}{4.2} = 0.007 \quad \frac{0.031}{262} = 0.0001$$

$$\frac{24.789}{5.2} = 9.534 \quad \frac{24.789}{324} = 0.1530$$

$$100 = 24.022 \quad 100 = 0.3854$$

a = Densidad Media = 259.8971 lbs/cuft.

$$= \frac{100}{24.022} = 4.163 \text{ gr/cc.}$$

$$= \frac{100}{0.3854} = 259.47 \text{ Lbs/cuft.}$$

Siendo 1 gr/cc = 62.43 Lbs/cuft.

Cáculamos el U/F.

$\frac{\text{FeS}_2}{0.92}$	$\frac{\text{Fe}_5\text{S}_6}{0.19}$	$\frac{\text{CuFeS}_2}{0.024}$	$\frac{\text{SiO}_2}{16.44}$	$\frac{\text{Fe}_3\text{O}_4}{82.43}$
-----------------------------	--------------------------------------	--------------------------------	------------------------------	---------------------------------------

$$\frac{0.92}{5.0} = 0.184 \quad \frac{0.92}{312} = 0.0029$$

$$\frac{0.19}{4.6} = 0.041 \quad \frac{0.19}{287} = 0.0006$$

$$\frac{0.024}{4.2} = 0.006 \quad \frac{0.024}{262} = 0.0001$$

$$\frac{16.436}{2.6} = 6.321 \quad \frac{16.436}{162} = 0.1145$$

$$\frac{82.43}{5.2} = 15.863 \quad \frac{82.43}{324} = 0.2544$$

$$100 = 22.415 \quad 100 = 0.3725$$

$$\frac{100}{22.415} = 4.461 \text{ gr/cc.} \quad \frac{100}{0.3725} = 268.45 \text{ Lbs/cuft.}$$

b = Densidad Media = 278.503 Lbs/cuft.

Calculamos las Espumas o colas.-

$\frac{\text{FeS}_2}{18.0}$	$\frac{\text{Fe}_5\text{S}_6}{24.0}$	$\frac{\text{FeCuS}_2}{1.06}$	$\frac{\text{SiO}_2}{20.88}$	$\frac{\text{Fe}_3\text{O}_4}{36.06}$
-----------------------------	--------------------------------------	-------------------------------	------------------------------	---------------------------------------

$$\frac{18.0}{5.0} = 3.600 \quad \frac{18.0}{312} = 0.0576$$

$$\frac{24.0}{4.6} = 5.217 \quad \frac{24.0}{287} = 0.0836$$

$$\frac{1.06}{4.2} = 0.250 \quad \frac{1.06}{262} = 0.0040$$

$$\frac{20.88}{2.6} = 8.030 \quad \frac{10.88}{162} = 0.1288$$

$$\frac{36.06}{5.2} = 6.989 \quad \frac{36.06}{324} = 0.1112$$

$$100 = 24.086 \quad 100 = 0.3852$$

$$\frac{100}{24.086} = 4.151 \text{ gr/cc.}$$

$$\frac{100}{0.3852} = 251.66 \text{ Lbs/cuft.}$$

c = Densidad Media = 259.348 Lbs/cuft.

Segunda Etapa de la Flotación.-

Cálculo de la cabeza ó alimentación

$\frac{\text{FeS}_2}{9.0}$	$\frac{\text{Fe}_5\text{S}_6}{16.0}$	$\frac{\text{FeCuS}_2}{1.09}$	$\frac{\text{Fe}_3\text{O}_4}{73.0}$	$\frac{\text{SiO}_2}{0.91}$
----------------------------	--------------------------------------	-------------------------------	--------------------------------------	-----------------------------

$$\frac{9.0}{312} = 0.0288$$

$$\frac{16.0}{287} = 0.0557$$

$$\frac{1.09}{262} = 0.0042$$

$$\frac{73.0}{327} = 0.2253$$

$$\frac{0.91}{162} = 0.0056$$

$$100 = 0.3196$$

$$\text{ax} = \text{Densidad Media } \frac{100}{0.3196} = 312.26 \text{ Lbs/cuft.}$$

Cálculo del Concentrado

$\frac{\text{FeS}_2}{0.36}$	$\frac{\text{Fe}_5\text{S}_6}{0.94}$	$\frac{\text{FeCuS}_2}{1.205}$	$\frac{\text{Fe}_3\text{O}_4}{96.5}$	$\frac{\text{SiO}_2}{0.995}$
-----------------------------	--------------------------------------	--------------------------------	--------------------------------------	------------------------------

$$\frac{0.36}{312} = 0.0011$$

$$\frac{0.94}{287} = 0.0033$$

$$\frac{1.205}{262} = 0.0046$$

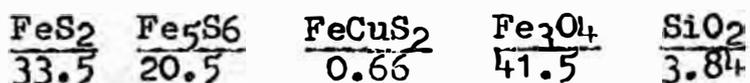
$$\frac{96.5}{324} = 0.2978$$

$$\frac{0.995}{162} = 0.0062$$

$$100 = 0.3130$$

$$d = \frac{100}{0.3130} = 319.48 \text{ Lbs/cuft.}$$

Cálculo de las Colas o Espumas



$$\frac{33.5}{312} = 0.1077$$

$$\frac{20.5}{287} = 0.0716$$

$$\frac{41.5}{262} = 0.1280$$

$$\frac{3.84}{162} = 0.0237$$

$$100 = 0.3335$$

$$e = \text{Densidad Media } \frac{100}{0.3335} = 299.81 \text{ Lbs/cuft.}$$

b.) Cálculo de los Pesos de Productos mediante el balance de materiales.-

Tomamos como base = 100 Lbs de material

Cabeza = O/f + U/F = a = espumas + concs.

Consideramos el O/F o espumas de retorno finales

conteniendo alto valor en azufre Pirrotico y Piri tico para una planta experimental y en el futuro la planta a nivel industrial.

$$a = b + e$$

$$\text{alimentación} = \text{conc.} + \text{colas finales}$$

$$b = 100 - e$$

$$\text{Conc.} = 100 \text{ Lbs} - \text{colas finales}$$

$$\therefore a = (100 - e) + e$$

Se hace el balance global por minerales o elementos:

Balance Global de la Pirita en la Flotación Prima
ria

Caso de la Pirita.- Balance de la Flotación Prima
ria.

$$\% \text{ Ley de alimentación} \times 100\% = \% \text{ Ley de Conc} (100-e) + \% \text{ Ley de colas finales}$$

$$0.022 \times 100 = 0.092 (100 - e) + 0.335e$$

$$2.2 = 9.2 - 0.092e + 0.335e$$

$$7.0 = 0.243e, \text{ donde } e = 7.0/0.243 = 28.81 \text{ Lbs.}$$

$$b = 71.21 \text{ Lbs.}$$

$$c = d + e = d + 28.8 \text{ Lbs; pureza de la Espuma} = 18\% \text{ (Colas de Flotación)}$$

$$\text{Rendimiento} = \frac{0.092 \times 71.2 (0.99)}{0.022 \times 100} = \frac{6.4848}{2.2} = 2.95 \approx 3.0\%$$

Balance de la Pirita en el Recuperador o Flotación de Limpieza.-

$$c = d + e$$

$$0.21(d + 28.8) = 0.036d + 0.335 \times 71.2$$

$$0.21d + 6.912 = 0.036d + 23.852$$

$$0.204d = 16.94$$

$$d = 16.94 / 0.204 = 83.03 \text{ lbs.}$$

$$c = 111.83 \text{ Lbs.}$$

Caso de la Pirrotita: Balance en la Flotación Primaria.-

$$0.090 \times 100 = 0.019(100 - e) + 0.205e$$

$$9.0 = 1.9 - 0.019e + 0.205e$$

$$7.1 = 0.186e$$

$$e = 7.1 / 0.186 = 38.17 \text{ Lbs.}$$

$$b = 61.83 \text{ Lbs.}$$

$$c = d + e = 83.06 \text{ Pureza de la Espuma} = 24.0\% \\ \text{(Colas de Flotación)}$$

Balance de la Pirrotita en el Recuperador o Flotación de Limpieza.-

$$c = d + e$$

$$0.18(d+38.17) = 0.09^1 d + 61.9^1 \times 0.205$$

$$0.18 + 6.8508 = 0.09^1 d + 12.6977$$

$$0.086d = 5.8469$$

$$d = 5.8^1 69 / 0.086 = 67.99 \text{ Lbs}$$

$$\bar{d} = 106.05 \text{ Lbs.}$$

$$\text{Rendimiento} = \frac{0.019 \times 106.05 (99)}{0.090 \times 100} = 22.16\%$$

c.) Cálculo del volumen de las celdas de Flotación-Caso de la Pirrotita- Flotación Primaria.-

Cada depósito desvastador contiene sólidos a y d:

$$a = 100 \text{ Lbs.} \quad \bar{d} = 100 \text{ Lbs} / 259.897 \text{ Lbs/cuft} = 0.38^1 \text{ cuft.}$$

$$d = 67.99 \text{ Lbs.} \quad 67.99 / 319.48 \quad " \quad = 0.210 \text{ cuft.}$$

$$\frac{167.99 \text{ Lbs.}}{0.596 \text{ cuft.}} = 284.01 \text{ Lbs/cuft.}$$

La densidad media a \bar{d} para la mezcla de a y \bar{d} = 284.01 Lbs/cuft. con L/S = 50/50 (1.1), 167.99 Lbs. de sólidos alimentados requieren 167.99 Lbs. de agua salada. La fracción ó volumen ocupado por los sólidos será:

$$\frac{0.596 \text{ cuft.}}{0.596 + 2.681} = \frac{0.596}{3.277} = 0.18$$

La capacidad por cada pie cúbico de celda limpiado ra será:

$$\frac{1 \text{ cuft} \times 0.18 \times 284.01 \text{ Lbs/cuft} \times 60 \text{ min} \times 2^1 \text{ horas}}{100 \times 2^1} = 30.67 \text{ L.T.P.D. de sólidos tratados}$$

La base para todos los cálculos es una alimentación neta de 100 Lbs., si la alimentación neta es de 12000 LTPD, el depósito de Flotación Primaria debe tratar:

$$167.99/100 \times 12000 = 20,158.8 \text{ LTPD}$$

Capacidad necesaria para un banco de Celdas Primarias:

$20,158.8/30.67 = 657.28$ cuft de volumen de depósito, siendo la capacidad real y efectiva por celda de 100 cuft., por ello necesitamos 7 celdas por banco.

Caso de la Pirrotita- Flotación de Limpieza.-

$C = 106.05 \text{ Lbs.} \div 319.48 = 0.33$ cuft. de sólidos para $L/S = 4$, agua salada será $4 \times 24.2 = 96.8$ Lbs. ó 6.78 cuft. de agua salada, siendo $1 \text{ lb de agua} = 0.01602$ cuft.

La fracción de volumen ocupado por los sólidos será:

$$\frac{0.33}{0.33 + 6.78} = 0.33/7.11 = 0.046$$

La capacidad para un pie cúbico de celda limpiadora será:

$$\frac{1.0 \times 0.046 \times 319.48 \times 60 \times 24}{100 \times 24} = 8.8176 \text{ LTPD}$$

La capacidad requerida = $106.05 \times 12,000/100$
= 12,726 LTPD

El volumen de los depósitos necesarios para las celdas de limpieza es:

$$12,726/8.8176 = 144.2 \text{ cuft } \text{ ó sea que es necesario de 14 celdas de 100 cuft de capacidad cada una.}$$

Caso de la Pirita - Flotación Primaria.-

Cada depósito desbastador ó flotación Primaria contiene sólidos a y d

$$a = 100 \text{ lbs. } \text{ ó } 100 \text{ Lbs}/259.897 = 0.384 \text{ cuft.}$$
$$d = \frac{83.03 \text{ lbs.}}{183.03 \text{ lbs.}} \quad 83.03/319.000 = \frac{0.259 \text{ cuft.}}{0.643 \text{ cuft. de sólido.}}$$

La densidad media ad para la mezcla de a y d es 284.01 Lbs/ cuft, con L.S = 1/1 (50/50), 183.03 Lbs. de sólidos alimentados requieren 183.0 Lbs. de agua de mar ó 3.43 cuft del mismo.

La fracción del volumen ocupado por los sólidos en la pulpa será:

$$\frac{0.643}{0.643 + 3.43} = 0.643/4.073 = 0.155$$

La capacidad por cada pie cúbico de celda, de flotación primaria será:

$$\frac{1 \text{ cuft} \times 0.15 \times 284.01 \times 1440}{100 \times 18} = 31.08 \text{ LTPD de sólidos tratados}$$

La base para todos los cálculos es una alimentación neta de 100 Lbs., si la alimentación neta es de 12,000 LTPD, el depósito de flotación primaria debe tratar:

$$\frac{183.03}{100.00} \times 12,000 = 21,964 \text{ LTPD}$$

Capacidad necesaria para un banco de celdas primarias:

$21,964 / 340.081 = 644$ cuft de volúmen total de depósito, lo cual nos indica que son 6 celdas de 100 cuft.

Caso de la Pirita-Flotación de limpieza

$$c = 111.83 \text{ Lbs } \text{ ó } 111.83 \text{ Lbs} / 319.48 = 0.35 \text{ cuft de sólidos}$$

Para $L/S = 4$, el agua salada será = 147.32 Lbs. ó 7.15 cuft, la fracción de volúmen ocupado por los sólidos será:

$$\frac{0.35}{0.35 + 7.15} = 0.35 / 7.5 = 0.046$$

La capacidad para 1 cuft de celda limpiadora será:

$$\frac{1.0 \times 0.046 \times 319.48 \times 60 \times 24}{100 \times 18} = 8.28 \text{ LTPD de sólidos tratados}$$

$$\text{La capacidad requerida} = \frac{111.83 \times 12,000}{100} = 13,419.6 \text{ LTPD}$$

El volúmen de los depósitos necesarios para las celdas limpiadoras será:

$13,419.6 / 8.28 = 1620$ cuft, ó sea que son 16 celdas de 100 cuft cada una.

a.) Cálculo del No. de Celdas

Revisando los catálogos, vemos que las máquinas - Denver No. 30, son las que mejor se ajustan a la realidad, teniendo una capacidad real de 100 cuft de volúmen y consumen 25HP, para el caso de celda unitaria y en el caso de dos celdas, 12.5HP. Para limpieza se puede usar celdas super-extra Denver No. 200, con 50 HP por cada dos celdas. Así tenemos el número real de celdas, de acuerdo a los volúmenes hallados:

Caso de la Pirrotita:

Flotación Primaria.-

Volúmen = 657 cuft = $657/100 = 6.6$ celdas ó sea 7 celdas, pero para un mejor cálculo industrial se utilizan 10 celdas, con 125HP totales.

Flotación de Limpieza.-

Volúmen = 1443.7 cuft = $1443.7/200 = 7$ celdas, que en realidad son 10 celdas de 250 HP totales.

Caso de la Pirita:

Flotación Primaria.-

Volúmen = 644 cuft = $644/100 = 6$ celdas, siendo en realidad 10 celdas, con 125HP totales.

Flotación de Limpieza.-

Volúmen = 1620 cuft = $1620/200 = 8$ celdas, que en

realidad son 250HP totales.

Las celdas de flotación construidas por la firma Denver poseen una sección transversal de 48"x56" /1440sqin = 18.6sqft(pies cuadrados) y por esta causa requieren trabajo suave, con un 50% más de contacto adicional:

$$\text{Para Flotación Primaria} = \frac{(657+644/2) \times 1.5}{18.6} =$$

$$= 650 \times 1.5 / 18.6 = 52.4 \text{ pies de longitud}$$

$$\text{Para flotación de Limpieza} = \frac{(1443+1620/2) \times 1.0}{35.7} =$$

$$= 1531.5 / 35.7 = 42.89 \text{ pies de longitud.}$$

Comparando con el catálogo:

Flotación Primaria = 52 pies de longitud

Flotación Limpieza = 45 pies de longitud

La cantidad de aire puede fijarse en un flujo de 1 á 2 CFM, siendo 1.5CFMxpie en la Flotación Primaria y 2CFMxpie en flotación de limpieza, y variando la sobre-presión de 30 á 100 PSI.

Aire para la Flotación Primaria = $1.5 \times 52.4 = 78.6 \text{ cuft/min.}$

" Limpieza = $2 \times 42.89 = \frac{85.96 \text{ cuft/min.}}{164.56 \text{ cuft/min.}}$

La Potencia es de 15HP, se usan soplantes "SPENCER" de 3500 RPM y 660 voltios.

Realizamos el cálculo del balance del azufre:

Azufre total = ST

Azufre (Pirita) = S1

Azufre (Pirrotita) = S2

Azufre (Chalcopyrita) = S3

ST = S1 + S2 + S3

ECUACION BASE = S1 + S2 = ST - S3

Establecemos algebraicamente las proporciones, así:

Sea 0.534×1 , la cantidad de azufre en Pirita

Sea 0.406×2 , la cantidad de azufre en Pirrotita

Para el presente caso, tenemos el caso de Ecuaciones Indeterminadas de 1er. grado que damos la solución siguiente.

Performance en la 1ra. Flotación de Sulfuros

Ecuaciones bases para el cálculo de los % de piritas y pirrotitas:

$$1) 0.534x1 + 0.406x2 = 0.597 - 0.011 = 0.586$$

$$2) 0.534x1 + 0.406x2 = 0.224 - 0.009 = 0.215$$

$$3) 0.534x1 + 0.406x2 = 19.275 - 0.370 = 18.905$$

Multiplicando ambos miembros por 1000 para hacer positiva las ecuaciones, se obtiene:

$$1) 534x1 + 406x2 = 586$$

$$2) 534x1 + 406x2 = 215 \quad \text{Ecuación (A)}$$

$$3) 534x1 + 406x2 = 18905$$

Resolviendo el primer grupo, tenemos, despejando x_2

$$x_2 = 586 - 534x_1/406$$

$$x_2 = 215 - 534x_1/406$$

$$x_2 = 18905 - 534x_1/406$$

Desdoblado estos valores, obtenemos:

$$x_2 = 1 - x_1 + \frac{180 - 128x_1}{406}$$

$$x_2 = 0.5 - x_1 + \frac{12 - 128x_1}{406}$$

$$x_2 = 46 - x_1 + \frac{229 - 128x_1}{406}$$

Para que x_2 sea un número entero es preciso que la expresión $\frac{180 - 128x_1}{406}$ lo sea y por ello sustituimos dicha expresión por el valor desconocido Z y se tiene:

$$\frac{180 - 128x_1}{406} = Z$$

$$\frac{12 - 128x_1}{406} = Z$$

$$\frac{229 - 128x_1}{406} = A$$

Despejando el valor de x_1 se tiene:

$$x_1 = \frac{180 - 406z}{128}$$

$$x_1 = \frac{12 - 406z}{128}$$

$$x_1 = \frac{229 - 406z}{128}$$

La expresión anterior se puede desdoblar de la ma

ra siguiente:

$$x_1 = -3z + \frac{180 - 22z}{128}$$

$$x_1 = -3z + \frac{12 - 22z}{128} \quad \text{Ecuación (V)}$$

$$x_1 = -3z + \frac{229 - 22z}{128}$$

Para que x_1 , resulte entero se necesita elegir el valor de z , de modo que:

$$\frac{180 - 22z}{128}$$

Sea igual a un número entero t ; se tiene pues:

$$\frac{180 - 22z}{128} = t$$

$$\frac{12 - 22z}{128} = t$$

$$\frac{229 - 22z}{128} = t$$

Despejando z , tenemos:

$$z = \frac{180 - 128t}{22}$$

$$z = \frac{12 - 128t}{22}$$

$$z = \frac{229 - 128t}{22}$$

Ecuaciones que satisfacen por un valor cualquiera de t , reemplazando en el valor de x_1 , en la expresión (V), obtenemos:

$$x_1 = -3 \frac{(180 - 128t)}{22} + \frac{180 - 22 \left(\frac{180 - 128t}{22} \right)}{128}$$

$$x_1 = -3 \frac{(12 - 128t)}{22} + \frac{12 - 22 \left(\frac{12 - 128t}{22} \right)}{128}$$

$$x_1 = -3 \frac{(229 - 128t)}{22} + \frac{229 - 22 \left(\frac{229 - 128t}{22} \right)}{128}$$

$$= -3 \times 128 (180 - 128t) + 22 (180 - 22 \left(\frac{180 - 128t}{22} \right))$$

$$= -3 \times 128 (12 - 128t) + 22 (12 - 22 \left(\frac{12 - 128t}{22} \right))$$

$$= -3 \times 128 (229 - 128t) + 22 (229 - 22 \left(\frac{229 - 128t}{22} \right))$$

$$= -3 \times 128 \times 180 + 3 \times 128^2 t + 22 \times 128 t$$

$$= -3 \times 128 \times 12 + 3 \times 128^2 t + 22 \times 128 t$$

$$= -3 \times 128 \times 229 + 3 \times 128^2 t + 22 \times 128 t$$

El M.C.D. = 128

$$= -3 \times 180 + 3 \times 128 t + 22 t / 3 \quad -540 + 384 t + 22 t = 406 t - 540 = x_1$$

$$= -3 \times 12 + 3 \times 128 t + 22 t / 3 \quad -36 + 384 t + 22 t = 406 t - 36 = x_1$$

$$= -3 \times 229 + 3 \times 128 t + 22 t / 3 \quad -687 + 384 t + 22 t = 406 t - 687 = x_1$$

Si dividimos entre 3 obtenemos:

$$x_1 = 135t - 180$$

$$x_1 = 135t - 12$$

$$x_1 = 135t - 229$$

Reemplazando en la expresión, de la Ecuación (A), obtenemos:

$$534(135t-180) + 406x_2 = 586$$

$$534(135t-12) + 406x_2 = 215$$

$$534(135t-229) + 406x_2 = 18905$$

$$x_2 = \frac{586 - 534(135t-180)}{406} = \frac{586 - 72090t + 9612}{406}$$

$$x_2 = \frac{215 - 534(135t-12)}{406} = \frac{215 - 72090t + 6408}{406}$$

$$x_2 = \frac{18905 - 534(135t-229)}{406} = \frac{18905 - 72090t + 122286}{406}$$

$$x_2 = 25 - 177t$$

$$x_2 = 16 - 177t$$

$$x_2 = 348 - 177t$$

Para tener soluciones enteras y positivas de x_1 y x_2 , debemos elegir t , de modo que satisfagan simultáneamente las desigualdades:

$$406t \geq 540 ; 406t \leq 36 ; 486t \leq 687$$

$$25 - 177t \geq 0 ; 16 - 177t \geq 0 ; 348 - 177t \geq 0$$

Para tener soluciones enteras y positivas de x_1 y x_2 , debemos elegir t , de modo que satisfagan simultáneamente las desigualdades:

$$\text{Cabeza } 540/406 \geq t \geq 25/177 \quad 1.34 \geq t \geq 0.14$$

$$\text{Conc. } 36/406 \leq t \leq 16/177 \quad 0.088 \leq t \leq 0.0903$$

$$\text{Colas } 687/406 \leq t \leq 348/177 \quad 1.7 \leq t \leq 1.96$$

Cuando $t = 1.34/0.14$

$$x = 135t - 180 = 135(1.34) - 180 = 180.9 - 180 = 0.90\% \text{ Pirrotita}$$

$$y = 25 - 177t = 25 - 177(0.14) = 25 - 24.78 = 0.22\% \text{ Pirita}$$

El azufre en ambos será: 0.36% , S en Pirrotita
 0.12% , S en Pirita

Cuando $t = 0.0903/0.088$

$$x = 135t - 12 = 135(0.0903) - 12 = 12.19 - 12 = 0.19\% \text{ Pirrotita}$$

$$y = 16 - 177t = 16 - 177(0.088) = 16.00 - 15.58 = 0.42\% \text{ Pirita}$$

El azufre en ambos será: 0.06% , S en Pirrotita
 0.22% , S en Pirita

Cuando $t = 1.83$

$$x = 135t - 229 = 135(1.8) - 229 = 247 - 229 = 18.0\% \text{ Pirrotita}$$

$$y = 348 - 177t = 348 - (1.83) = 348 - 324 = 24.0\% \text{ Pirita}$$

El azufre en ambos será: 17.3% de S en Pirrotita
 12.8% de S en Pirita.

Performance en el Separador Magnético de 3 tambores

De acuerdo a la Ecuación base, determinamos las Ecuaciones Lineales para la Cabeza, Concentrado y Solas del Separador Magnético de 3 tambores de finos:

$$0.534x_1 + 0.406x_2 = 24.60$$

$$0.534x_1 + 0.406x_2 = 12.39$$

$$0.534x_1 + 0.406x_2 = 40.20$$

Determinamos el azufre que hay en la chalcopirita:

$$x = 184x.48/64 = 1.385x56/184 = 0.42$$

$$184x.27/64 = 0.775x0.305 = 0.236$$

$$184x84/64 = 2.42x0.305 = 0.7375$$

Restando estos valores al 2do. miembro de las tres primeras ecuaciones, obtenemos:

$$0.534x_1 + 0.406x_2 = 24.18$$

$$0.534x_1 + 0.406x_2 = 12.15$$

$$0.534x_1 + 0.406x_2 = 39.46$$

Realizando que ambos miembros sean cantidades enteras, multiplicamos por 1000 y tenemos:

$$534x_1 + 406x_2 = 24180$$

$$534x_1 + 406x_2 = 12150 \quad \text{Ecuación (A)}$$

$$534x_1 + 406x_2 = 39460$$

Resolviendo el 1er. término y despejando x_2 obtenemos:

$$24180 - 534/406x_1 = x_2() \quad x_1 = 24180 - 406x_2/534$$

$$12150 - 534/406x_1 = x_2() \quad x_1 = 12150 - 406x_2/534$$

$$39460 - 534/406x_1 = x_2() \quad x_1 = 39460 - 406x_2/534$$

Desoblando estos valores obtenemos:

$$x_2 = 59 - x_1 + 226 - 128x_1/406$$

$$x_2 = 29 - x_1 + 376 - 128x_1/406$$

$$x_2 = 97 - x_1 + 78 - 128x_1/406$$

Para x sea un número entero es preciso que la expresión $226 - 128x_1/406$ lo sea y por ello sustituimos dicha expresión por el valor entero desconociendo z y se tiene:

$$z_1 = 226 - 128x_1/406$$

$$z_1 = 376 - 128x_1/406$$

$$z_1 = 78 - 128x_1/406$$

Despejando el valor de x_1 , se tiene:

$$x_1 = 226 - 406z_1/128$$

$$x_1 = 376 - 406z_1/128$$

$$x_1 = 78 - 406z_1/128$$

Esta expresión se puede desdoblar, de la manera siguiente:

$$x_1 = -3z + 226 - 22z/128$$

$$x_1 = -3z + 376 - 22z/128 \quad \text{Ecuación (II)}$$

$$x_1 = -3z + 78 - 22z/128$$

Para que x_1 , resulte entero se necesita elegir el valor de z , de modo que: $226 - 22z/128$

Sea igual a un número entero t , y se tiene:

$$z = 226 - 128t/22$$

$$z = 376 - 128t/22$$

$$z = 78 - 128t/22$$

Ecuaciones que satisfacen por un valor cualquiera de t ; reemplazando el valor de x_1 en la expresión de la Ecuación (I), tenemos

$$x_1 = -3(226 - 128t/22) + \frac{226 - 22 \frac{(226-128t)}{22}}{128}$$

$$x_1 = -3(376 - 128t/22) + \frac{376 - 22 \frac{(376-128t)}{22}}{128}$$

$$x_1 = -3(78 - 128t/22) + \frac{78 - 22 \frac{(78-128t)}{22}}{128}$$

$$x_1 = -3 \times 128(226-128t) + 22(226-(226-128t))$$

$$x_1 = -3 \times 128(376-128t) + 22(376-(376-128t))$$

$$x_1 = -3 \times 128(78-128t) + 22(78-(78-128t))$$

Realizando operaciones y simplificando, obtenemos:

$$\begin{aligned} x_1 &= -384 \times 226 + 3 \times 128^2 t + 22 \times 128t \quad \text{MCD} = 128 \\ &= -3 \times 226 + 3 \times 128t + 22t \\ 406t - 678 &= 0 \end{aligned}$$

$$x_1 = 105t - 226 = 0$$

$$\begin{aligned} x_1 &= -384 \times 376 + 3 \times 128^2 t + 22 \times 128t \quad \text{MCD} = 128 \\ &= -3 \times 376 + 3 \times 128t + 22t \\ 406t - 1128 &= 0 \end{aligned}$$

$$x_1 = 105t - 376 = 0$$

$$x_1 = 105t - 78 = 0$$

Reemplazando en la expresión (A), tenemos:

$$534 (105t - 226) \div 406x_2 = 24180$$

$$534 (105t - 376) \div 406x_2 = 12150$$

$$534 (105t - 78) \div 406x_2 = 39460$$

$$x_2 = \frac{24180 - 534 \times 105t + 534 \times 226}{406} = 356 - 138t$$

$$x_2 = \frac{12150 - 534 \times 105t + 534 \times 376}{406} = 524 - 138t$$

$$x_2 = \frac{39460 - 534 \times 105t + 534 \times 78}{406} = 199 - 138t$$

Para tener soluciones enteras y positivas de (x) e (y), debemos elegir t de modo que satisfagan simultáneamente las desigualdades:

$$105t - 226 \geq 0 \quad 105t - 376 \geq 0 \quad 105t - 78 \geq 0$$

$$356 - 138t \geq 0 \quad 524 - 138t \geq 0 \quad 199 - 138t \geq 0$$

$$226/105 \leq t \leq 356/138 \quad \therefore t = 2.15 \leq t \leq 2.57$$

$$376/105 \leq t \leq 524/138 \quad 3.58 \leq t \leq 3.79$$

$$76/105 \leq t \leq 199/138 \quad 0.7 \leq t \leq 1.4$$

1.) $x = 105t - 226$

$$y = 356 - 138t$$

$$t = 2.15 \text{ a } 2.57 = 2.36$$

Reemplazando este valor se obtiene:

$$x = 105(2.36) - 226 = 247.8 - 226 = 21.8\% \text{ Pirrotita}$$

$$y = 356 - 138(2.36) = 356 - 325.68 = 30.32\% \text{ Pirrita}$$

$$2.) \quad x = 105t - 376$$

$$y = 524 - 138t$$

$$t = 3.58 \text{ á } 3.79 = 3.68$$

Reemplazando este valor se obtiene:

$$x = 105(3.68) - 376 = 386.4 - 376 = 10.4\% \text{ Pirrotita}$$

$$y = 524 - 138(3.68) = 524 - 508 = 16.0\% \text{ Pirita}$$

$$3.) \quad x = 105t - 78$$

$$y = 199 - 138t$$

$$t = 0.7/1.4 = 1.05$$

Reemplazando este valor se obtiene:

$$x = 105(1.05) - 78 = 110.25 - 78 = 32.25\% \text{ Pirrotita}$$

$$y = 199 - 138(1.05) = 199 - 145 = 54.00\% \text{ Pirita}$$

Performance en la 2da. Flotación de Sulfuros

Ecuaciones para el cálculo:

$$1) \quad 0.534x_1 + 0.406x_2 = 12.39 - 0.38 = 12.31$$

$$2) \quad 0.534x_1 + 0.406x_2 = 1.28 - 0.421 = 0.86 \quad \text{ECUACIÓN (A)}$$

$$3) \quad 0.531x_1 + 0.406x_2 = 24.82 - 0.235 = 24.59$$

Para hacer positivas las ecuaciones, multiplicamos ambos miembros por 1000:

$$534x_1 + 406x_2 = 12310$$

$$534x_1 + 406x_2 = 860$$

$$531x_1 + 406x_2 = 24590$$

Despejando x_2 , obtenemos:

$$x_2 = 30 - x_1 + \frac{130 - 128x_1}{406}$$

$$x_2 = 2 - x_1 + \frac{48 - 128x_1}{406}$$

$$x_2 = 6 - x_1 + \frac{230 - 128x_1}{406}$$

Para que x_2 , sea un número entero y positivo es preciso que la expresión $\frac{130 - 128x_1}{406}$ lo sea y por ello sustituimos dicha expresión por un valor entero desconocido z , sea que:

$$z = \frac{130 - 128x_1}{406}$$

$$z = \frac{48 - 128x_1}{406}$$

Despejando el valor de x_1 , se obtiene:

$$x_1 = \frac{130 - 406z}{128}$$

$$x_1 = \frac{48 - 406z}{128} \quad \text{Ecuación (V)}$$

$$x_1 = \frac{230 - 406z}{128}$$

Para que x_1 , resulte entero, se debe elegir el valor de z , de modo que sea igual a un número entero en t y se tiene:

$$t = \frac{130 - 22z}{128}$$

$$t = \frac{48 - 22z}{128}$$

$$t = \frac{230 - 22z}{128}$$

Despejando, z se obtiene:

$$\frac{130 - 128t}{22}$$

$$\frac{48 - 128t}{22}$$

$$\frac{230 - 128t}{22}$$

Ecuaciones que satisfacen por un valor cualquiera de t , reemplazando el valor de x_1 , en la expresión (W), se obtiene:

$$x_1 = -3\left(\frac{130 - 128t}{22}\right) + \frac{130 - 22\left(\frac{130 - 128t}{22}\right)}{128}$$

$$x_1 = -3\left(\frac{48 - 128t}{22}\right) + \frac{48 - 22\left(\frac{48 - 128t}{22}\right)}{128}$$

$$x_1 = -3\left(\frac{230 - 128t}{22}\right) + \frac{230 - 22\left(\frac{230 - 128t}{22}\right)}{128}$$

Efectuando operaciones:

$$x_1 = -3 \times 128(130 - 128t) + 22(130 - (130 - 128t))$$

$$x_1 = -3 \times 128(48 - 128t) + 22(48 - (48 - 128t))$$

$$x_1 = -3 \times 126(230 - 128t) + 22(230 - (230 - 128t))$$

$$= -3 \times 128 \times 130 - 128^2 t + 22 \times 128t \quad \text{MCD} = 128$$

$$= -3 \times 130 + 3 \times 128t + 22t = 0 \quad 406t - 390 = x_1$$

$$= -3 \times 48 + 3 \times 128t + 22t = 0 \quad 406t - 144 = x_1$$

$$= -3 \times 230 + 3 \times 128t + 22t = 0 \quad 406t - 690 = x_1$$

Reemplazando en la ecuación (A):

$$0.534(406t - 390) + 0.406x_2 = 12.31$$

$$0.534(406t - 144) \div 0.406x_2 = 0.86$$

$$0.534(406t - 690) \div 0.406x_2 = 24.59$$

Multiplicando por 1000 ambos miembros y despejando x_2 , obtenemos:

$$x_2 = \frac{12130 - 534(406t - 390)}{406} = \frac{12130 - 216804t + 208260}{406}$$

$$x_2 = \frac{860 - 534(406t - 144)}{406} = \frac{860 - 216804t + 76896}{406}$$

$$x_2 = \frac{24590 - 534(406t - 690)}{406} = \frac{24590 - 216804t + 368460}{406}$$

Realizando operaciones determinamos el valor de x_2 :

$$x_2 = 543 - 534t$$

$$x_2 = 191 - 534t$$

$$x_2 = 968 - 534t$$

Por lo cual determinamos los siguientes valores de t :

$$406t \geq 390; \quad 406t - 144 \geq 0; \quad 406t - 690 \geq 0$$

$$543 - 534t \geq 0; \quad 191 - 534t \geq 0; \quad 968 - 534t \geq 0$$

Para tener soluciones enteras y positivas de x_1 y x_2 deben elegir t , de modo que satisfagan simultáneamente las desigualdades:

$$\text{Cabeza} \quad 390/406 < t < 543/534 = 0.96 < t < 1.019$$

$$\text{Conc.} \quad 144/406 < t < 191/534 = 0.354 < t < 0.357$$

$$\text{Colas} \quad 690/406 < t < 968/534 = 1.69 < t < 1.81$$

Cuando $t = 1.0$

$$x = 406t - 390 = 406(1) - 390 = 16.0\% \text{ Pirrotita} \quad (\text{Cabeza})$$

$$y = 543 - 534t = 543 - 534(1) = 9.0\% \text{ Pirita}$$

Determinando el azufre en ambos: 6.5% de S en Pirrotita
4.8% de S en Pirita

Cuando $t = 0.357$

$$x = 406t - 144 = 406(0.357) - 144 = 144.94 - 144 = 0.94\% \text{ de Pirrotita} \quad (\text{Canc})$$

$$y = 191 - 534t = 191 - 534(0.357) = 191 - 190.64 = 0.36\% \text{ de Pirita}$$

Determinando el azufre en ambos: 0.38% de S en Pirrotita
0.19% de S en Pirita

Cuando $t = 1.75$

$$x = 406t - 690 = 406(1.75) - 690 = 710.5 - 690 = 20.5\% \text{ de Pirrotita}$$

$$y = 968 - 534t = 968 - 534(1.75) = 968 - 934.5 = 33.5\% \text{ de Pirita} \quad (\text{Colas})$$

Determinando el azufre en ambos: 8.33% de S en Pirrotita
18.40% de S en Pirita

ANTES DE LA SEPARACION MAGNETICA

Performance en la 1ra. Etapa de Flotación

F I E R R O							% DISTRIBUCION		
	Fe tot.	Fe(Cal)	FeO	Fe/Fe ₅ S ₆	Fe/FeS ₂	Fe/FeCuS ₂	Fe/Fe ₅ S ₆	Fe/FeS ₂	Fe/FeCu
Cabeza	69.0	66.7	23.0	40.9	19.0	6.9	61.0%	28.5%	10.5%
Conc.	69.6	67.5	25.6	41.3	19.3	5.9	61.4%	28.6%	10.0%
Colas	48.0	45.8	11.2	28.5	13.3	4.0	62.0%	29.0%	9.0%

Performance en el Separador Magnético de 3 tambores

F I E R R O							% DISTRIBUCION		
	Fe Tot.	Fe(Cal)	FeO	Fe/Fe ₅ S ₆	Fe/FeS ₂	Fe/FeCuS ₂	Fe/Fe ₅ S ₆	Fe/FeS ₂	Fe/FeCu
Cabeza	53.3	51.0	12.6	31.7	14.8	4.5	62.0%	29.0%	9.0%
Conc.	61.15	81.1	21.3	38.0	17.7	5.4	62.2%	28.8%	9.0%
Colas	39.55	37.8	1.8	23.4	10.9	3.5	61.9%	28.9%	9.2%

Performance en la 2da. Etapa de la Flotación

F I E R R O							% DISTRIBUCION		
	Fe Tot.	Fe(Cal)	FeO	Fe/Fe ₅ S ₆	Fe/FeS ₂	Fe/FeCuS ₂	Fe/Fe ₅ S ₆	Fe/FeS ₂	Fe/FeCu
Cabeza	65.65	62.5	22.7	38.9	18.1	5.5	62.3	29.0	8.7
Conc.	70.30	67.0	30.3	41.7	19.4	5.9	62.3	28.9	8.8
Colas	56.50	53.8	12.9	33.5	15.6	4.7	62.4	29.0	8.6

DISTRIBUCION DEL PROCESO DE FLOTACION POR ANALISIS QUIMICO POR ELEMENTOS ANTES Y DESPUES DEL PROCESO DE SEPARACION MAGNETICA (3 TAMBORES)

Antes de la Separación

Performance en la 1ra. Flotación de Sulfuros

F I E R R O						% DISTRIBUCION		
	S/tot.	S/tot.cal.	S/Fe ₅ S ₆	S/FeS ₂	S/FeCuS ₂	S/Fe ₅ S ₆	S/FeS ₂	S/FeCuS ₂
Cabeza	0.597	0.491	0.360	0.120	0.011	73%	24%	3%
Espumas	19.275	20.470	7.30	12.80	0.37	36%	63%	1%
U/F	0.294	0.289	0.06	0.22	0.009	20%	77%	3%

Performance en el Separador Magnético de 3 tambores

F I E R R O						% DISTRIBUCION		
	S/tot.	S/Tot.cal.	S/Fe ₅ S ₆	S/FeS ₂	S/FeCuS ₂	S/Fe ₅ S ₆	S/FeS ₂	S/FeCuS ₂
Cabeza	24.00	25.96	9.32	16.18	0.46	36%	62.5%	1.5%
Conc.	12.39	13.00	4.23	8.53	0.24	32.6%	65.5%	1.9%
Colas	40.20	41.97	12.23	28.80	0.74	29.2%	28.8%	2.0%

Performance en la 2da. Flotación de Sulfuros

F I E R R O						% DISTRIBUCION		
	S/tot.	S/tot.cal.	S/Fe ₅ S ₆	S/FeS ₂	S/FeCuS ₂	S/Fe ₅ S ₆	S/FeS ₂	S/FeCuS ₂
Cabeza	12.39	11.68	6.500	4.80	0.380	55.7%	40.7%	3.6%
Conc.	1.28	0.994	0.382	0.192	0.420	38.4%	19.6%	42.0%
Colas	24.82	26.960	8.330	18.400	0.230	31.0%	68.5%	0.5%

POR DISTRIBUCION MINERALOGICA

Performance en la 1ra. Flotación de Sulfuros y Oxidos de Fe

	Fe_5S_6	FeS_2	$FeCuS_2$	Fe_3O_4	SO_4^{---}/Fe_2O_3
Cabeza	0.90	0.22	0.031	74.06	24.789
Conc.	0.19	0.92	0.024	82.43	16.436
Colas	18.00	24.00	1.06	36.06	20.880

Performance en el Separador Magnético de 3 Tambores

	Fe_5S_6	FeS_2	$FeCuS_2$	Fe_3O_4	SO_4^{---}/Fe_2O_3
Cabeza	21.80	30.32	1.22	40.5	6.06
Conc.	10.40	16.00	0.69	68.5	4.41
Colas	32.25	54.00	2.125	5.8	5.825

Performance en la 2da. Flotación de Sulfuros

	Fe_5S_6	FeS_2	$FeCuS_2$	Fe_3O_4	SO_4^{---}/Fe_2O_3
Cabeza	16.00	9.00	1.09	73.0	0.91
Conc.	0.94	0.36	1.205	96.5	0.995
Colas	20.50	33.50	0.660	41.5	3.84

BALANCE DE MATERIAL DEL CIRCUITO TIPICO-FLOTACION FG

Concentrado de Separadores
 12,000 TLSS 100.0%
 500LTPH a 50% sólidos

%Fe = 67.4
 %S = 0.728
 %Cu = 0.032
 Superficie Especifica
 1450cm²/grano

Colector Z-5sol.5%
 300Lbs/día
 0.025 Lbs/TLSS

Acondicionador
 2 minutos

Aerofloat 25
 48 Lbs/día
 0.004 Lbs/TLSS

Flotación Primaria
 2 minutos

Descarga

Espumas

Al Espesador
 11,900 TLSS-99.17%
 490 LTPH

Flotación Limpiadora
 sin reactivos
 2 minutos

% Fe = 67.7
 % S = 0.3
 % Cu = trazas
 Superf. Especifica
 1400

Descarga

Espumas
 100TLSS-0.83%
 4.24LTPH

%Fe = 53.0
 %S = 26.5
 %FeO = 11.7

Superficie
 Especifica
 2260

Planta de Filtración

Al separador
 Magnético de
 3 tambores

2.) Balace de materiales y Energía

Esquema del Desarrollo del Proceso de Diseño

Un análisis del mercado por el Comité Técnico Gerencial recomendaría que la mejor solución al problema del azufre en los Productos de Flotación Fg y CG, es tomar en cuenta el performance del separador Magnético de 3 tambores que se instala para tomar las espumas o colas de la flotación (FG), dándonos en las espumas de las colas 40.2% de S, en promedio con una producción anual de 77,000,000 de libras de este elemento, es fácil ver la cantidad perdida que se puede recuperar. La gerencia de Hierro Perú debería comparar la economía de producir Acido Sulfúrico barato como sub-producto.

Esto requiere el estudio del proceso de diseño, seguido por un costo estimado de pre construcción y factibilidad.

La operación programada propuesta:

El proceso planeado debe ser esencialmente continuo y se trata de optimizar para operar con pocas paradas y buen entendimiento de las Relaciones Laborales.

Por ello es altamente preferible operar la planta piloto o industrial durante 3 turnos de 24 horas y 7 días semanales. Los empleados deben laborar 8 horas de 6 días y los obreros 7 días en servicio continuado.

Se extiende por un período vacacional de 30 días incluyendo las fiestas principales de Navidad, Año Nuevo y el día del Trabajo.

Las reparaciones mayores deben ser planeadas de tal mane-

ra de dar vacaciones masivas y llevars el mantenimiento programado en un lapso no mayor de 30 días.

Sobre esta base de decisiones tomadas, se programa un sumario de operaciones y producción que se presenta. El tiempo de arranque y parada son despreciables en los cálculos.

Producción Anual : 77,000,000 Lbs/año (35,000 TMS/año)

Operaciones : 3 guardias (8hrs.c/u.), 56 hrs/semanales
15 días de vacaciones alternas.

Días de operación al año: 350 días (3 días por Fiestas Patrias, Navidad, Año Nuevo.
7 días por Mtc. especial
5 días por paradas de rigor o especiales)

Producción diaria diseñada: 100 T.M./día ó 219,984lbs/24 hrs.

Producción horaria diseñada: 4.16 TM./día ó 9,166lbs/hora.

La base para el cálculo de la Cámara Acida=1000Kgs/día ó 1TM/día

Una base de tiempo conveniente para el flujo de materiales es 1 hora, al menos que la cantidad de flujo prevee poco aumento o un balance exacto sobre impurezas que son llevadas afuera.

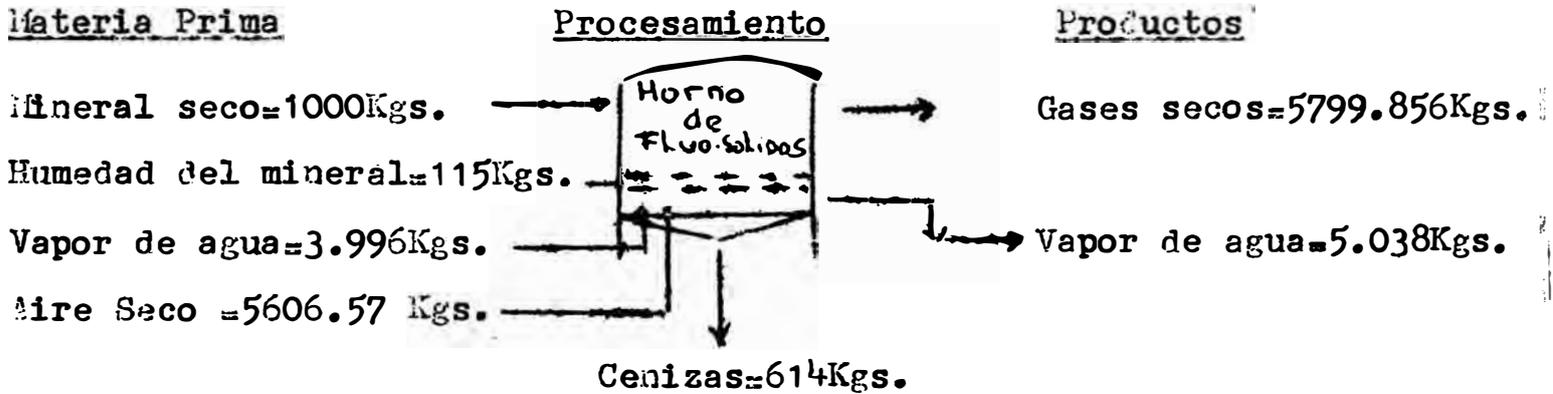
Para obtener una organización sistemática del balance de materiales para un proceso complejo de este tipo, se hace en flow-sheet tentativo del cual detallamos en las siguientes páginas:

Flow-Sheet del Balance de Materiales de la Planta Piloto de Acido Sulfúrico:

Cálculo para la Planta de cámara ácida.-

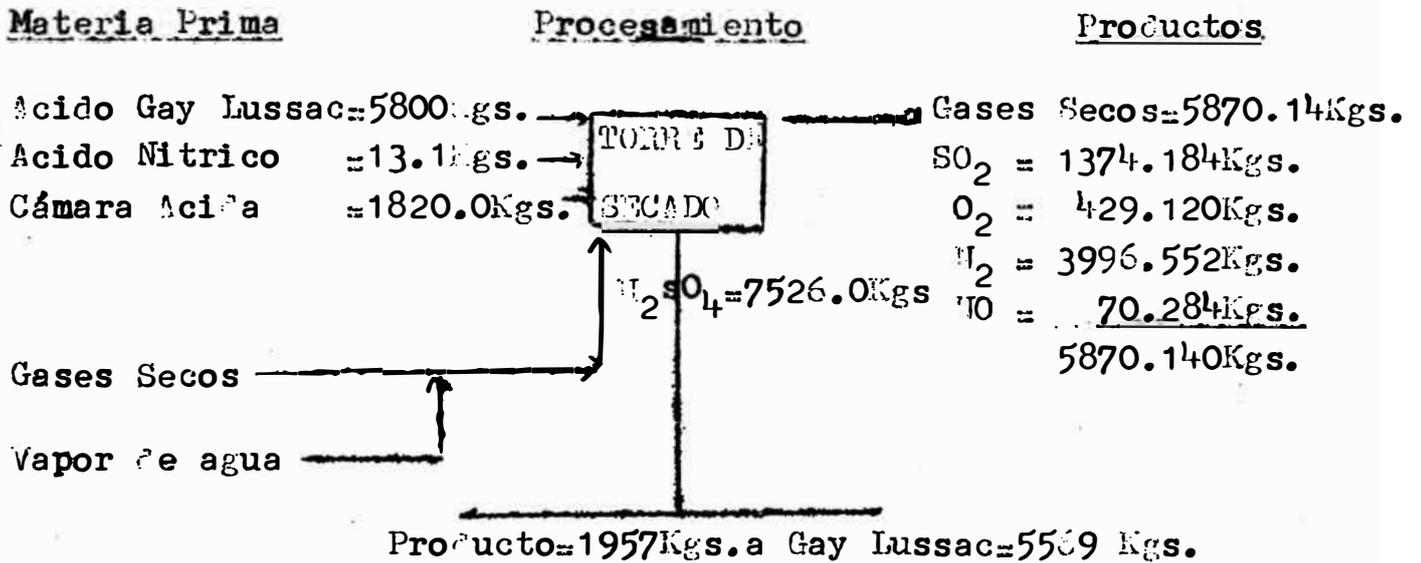
Base para el cálculo: 1000 Kgs. ó 1 T.M.

Balance de Materiales en el Horno de Fluo-sólidos.-



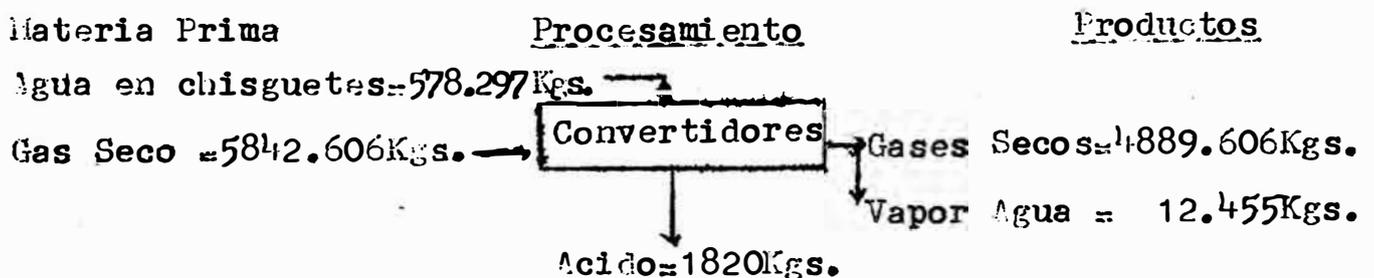
<u>Entrada</u>	<u>Salida</u>
FeS ₂ = 534 Kgs.	SO ₂ = 1374.184Kgs.
<u>Mineral Seco</u>	<u>Gases Secos</u>
Fe ₅ S ₆ = 406 Kgs.	O ₂ = 429.120Kgs.
SiO ₂ = 60 Kgs.	N ₂ = 3996.552Kgs.
<u>Humedad Mineral</u>	CO = 70.284Kgs.
115 Kgs.	5799.856Kgs.
<u>Aire Seco</u>	<u>Vapor Agua</u>
5606.57 Kgs.	5.038 Kgs.
<u>Humedad Aire</u>	<u>Ceniza</u>
3.996 Kgs.	614.000 Kgs.
<u>T O T A L</u>	<u>Pérdidas por Reacción</u>
6725.566 Kgs.	306.672 Kgs.
	<u>T O T A L</u>
	6725.566Kgs.

Balance de Materiales de la Torre de Glover = Torre de Secado



<u>Entrada</u>	<u>Salida</u>
Acido Gay Lussac = 5800 Kgs.	Gases Secos = 5870.14 Kgs.
Cámara Acida = 1820 Kgs.	H ₂ SO ₄ = 7526.00 Kgs.
Acido Nitrico = 13.1 Kgs.	Vapor aguas = 303.158 Kgs.
Gases Secos = 5799.856 Kgs.	T O T A L = 13699.298 Kgs.
Vapor de Agua = 5.038 Kgs.	
T O T A L = 13437.994 Kgs.	

Balance de Materiales en las Cámaras (Convertidores)



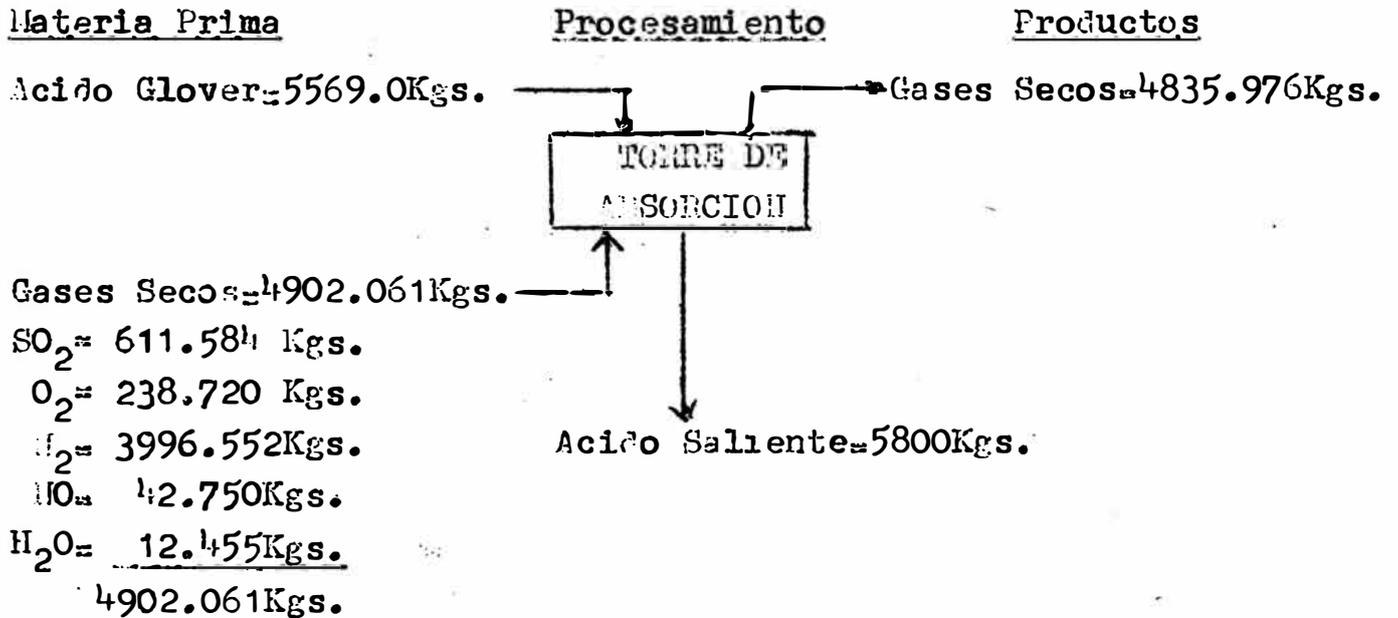
<u>Entrada</u>	<u>Salida</u>
SO ₂ = 1374.184 Kgs.	SO ₂ = 611.584 Kgs.
O ₂ = 429.120 Kgs.	O ₂ = 238.720 Kgs.

H₂ = 3996.552 Kgs.
H₂O = 303.158 Kgs.
NO = 578.297 Kgs.
TOTAL = 6724.061 Kgs.

H₂ = 3996.552 Kgs.
H₂O = 12.455 Kgs.
NO = 42.750 Kgs.
Acido = 1820.000 Kgs.
TOTAL = 6507.061 Kgs.

Pérdidas por calor
disipado = 217.000 Kgs.
TOTAL = 6724.061 Kgs.

Balance de Materiales de la Torre de Gay Lussac = Torre de Absorción



Entrada

Acido de Glover = 5569.000Kgs.
SO₂ = 611.584Kgs.
O₂ = 3996.552Kgs.
NO = 42.750Kgs.
H₂O = 12.455Kgs.
TOTAL = 10471.061Kgs.

Salida

SO₂ = 611.584 Kgs.
O₂ = 227.840 Kgs.
H₂ = 3996.552 Kgs.
Acido Saliente = 5800.000 Kgs.
NO = 2.000 Kgs.
TOTAL = 10637.978 Kgs.

Resumen del Balance de Energía del Horno de Fluosólitos

<u>Entrada</u>	<u>Kcal</u>	<u>%</u>
1) Calor envolvente de la combustión de Piritas y Pirrotitas	2,662,663	99.5
2) Entalpía del vapor de agua en aire	1,850	0.5
<u>Salida</u>		
1) Entalpía de las Cenizas	41,752	1.6
2) Entalpía de los Gases secos del horno	575,713	26.7
3) Entalpía del vapor de agua en gases	4,090	0.2
4) Pérdidas Calóricas (Por diferencia)	2,042,958	71.5
	<u>2,664,503</u>	<u>100.0</u>

Resumen del Balance de Energía de la Torre de Glover (Torre de Secado)

<u>Entrada</u>	<u>Kcal</u>	<u>%</u>
1) Entalpía de los Gases secos del horno	575,713	81.70
2) Entalpía del vapor del agua del horno	3,952	0.55
3) Entalpía de la cámara ácida	0	00
4) Entalpía del ácido de Gay Lussac	0	00
5) Entalpía del ácido nítrico	0	00
6) Calor envolvente en la formación del ácido sulfúrico	125,856	17.55
	<u>705,521</u>	<u>100.00</u>

Salida

1) Entalpía de los gases secos	86,489	12.20
2) Entalpía del vapor del agua de los gases	185,574	26.30
3) Entalpía del ácido saliente del enfriador	0	00
4) Calor absorbido en la Conc. Ácida	42,000	5.95

5) Calor absorbido de la Descomposición del ácido nítrico	2,680	0.38
6) Calor absorbido en la liberación y descomposición del H_2O_3 del ácido Gay Lussac	35,300	4.95
7) Calor absorbido por expansión del ácido enfriado	331,144	47.00
8) Pérdidas de calor (por diferencia)	<u>22,331</u>	<u>3.22</u>
	705.521	100.00

Resumen del Balance de Energía de las Cámaras = Convertidores

<u>Entrada</u>	<u>Kcal</u>	<u>%</u>
1) Entalpía de los Gases secos de la torre Glover	86,489	8.05
2) Entalpía del vapor de agua en los gases entrantes	185,574	17.40
3) Entalpía de los chisquetes de agua	0	00
4) Calor envolvente en la formación de H_2SO_4	650,100	60.50
5) Calor envolvente de la disolución de H_2SO_4	<u>140,400</u>	<u>14.05</u>
	1,062,563	100.00

Salida

1) Entalpía de los gases salientes secos	17,214	1.60
2) Entalpía del vapor de agua en los gases	16,314	1.52
3) Entalpía del ácido saliente del enfriador	0	00
4) Calor absorbido por enfriamiento	39,130	3.70
5) Pérdidas de Calor en las cámaras (Por diferencia)	<u>989,905</u>	<u>93.18</u>
	1,062,563	100.00

Resumen del Balance de Energía de la Torre de Gay Lussac (Torre de Secado)

<u>Entrada</u>	<u>Kcal</u>	<u>%</u>
1) Entalpía de los Gases entrantes	37,330	40.5
2) Entalpía del vapor de agua entrante	16,314	17.8
3) Entalpía del ácido del Glover entrante	0	00
4) Calor envolvente de la formación del N_2O_3	15,700	17.1
5) Calor envolvente de la disolución del N_2O_3	19,600	21.3
6) Calor envolvente de la disolución del H_2O	520	3.3
	<u>89,454</u>	<u>100.00</u>

Salida

1) Entalpía de los Gases Salientes	5,677	8.3
2) Pérdidas de Calor de las líneas de tuberías	5,220	5.7
3) Entalpía del ácido a la torre de Glover	0	00
4) Pérdida de calor	<u>78,567</u>	<u>86.0</u>
	<u>89,454</u>	<u>100.0</u>

Balance General de Energía de Toda la Planta

Este balance se obtiene de todas las Entradas y Salidas Netas del Balance de Energía tomadas de todos los balances parciales por secciones:

<u>Entrada</u>	<u>Kcal</u>	<u>%</u>
1) Calor envolvente Piritas Pirrotitas	2,662,663	74.5
2) Entalpía del vapor de agua en aire	3,952	0.1
3) Calor envolvente en la formación del H_2SO_4 en la torre de Glover	125,856	3.4

4) Entalpía sensible del ácido <u>nítrico</u>	0	00
5) Entalpía de los Chisguetes de agua	0	00
6) Calor envolvente en la formación de H_2SO_4	650,100	18.0
7) Calor envolvente en la solución del H_2SO_4 en cámaras	140,400	4.0
8) Calor envolvente en la solución del H_2O en la torre Gay Lussac	520	00
	<u>3,583,491</u>	<u>100.05</u>

Salida

1) Entalpía de Cenizas	41,752	1.2
2) Calor neto absorbido en la Conc. del ácido en la Torre de Glover	42,000	1.2
3) Concentración y descomposición del ácido nítrico	2,680	0.1
4) Pérdidas por Radiación del Horno	2,042,958	56.80
Pérdidas por radiación de la Torre de Glover	22,334	0.60
Pérdidas por radiación de las cámaras	989,905	27.40
Pérdidas por radiación de la Torre Gay Lussac	78,567	2.20
5) Enfriamiento del ácido de Glover	331,144	9.20
Enfriamiento del ácido Gay Lussac en línea de Tuberías	5,220	0.10
Enfriamiento de la Cámara ácida	39,130	1.10
6) Entalpía del producto ácido	0	00
7) Entalpía de los gases salientes gastados de la Torre Gay Lussac	5,667	0.1
	<u>3,602,357</u>	<u>100.0</u>
Pérdidas por Ignición	<u>38,856</u>	
	3,583,491	

3.) Cálculo del Balance Térmico y Proceso de Tostación de Piri

Los datos obtenidos experimentalmente por separación magnética en el análisis de las colas o espumas da el siguiente

te resultado:

Fe = 39.55%
 S = 40.20%
 Cu = 0.844%

Peso de la humedad o contenido de agua = 13% del peso total de pulpa

Temperatura de salida de los gases = 1200°F (649°C)

Temperatura de salida de la calcina = 800°F (426°C)

% de Composición del gas = 12% SO₂

Volúmen del gas producido por minuto = 26513 ó 9358CFM

Poder calorífico del gas o vapor = 1200 BTU/Lb ó 8900cal/M³

Eficiencia Térmica = 50%

Tiempo de carguío = 58 minutos

Con estos datos calculamos:

- a) Tonelaje de Pulpa o Slurry tostada producida en 24 horas
- b) Libras a T.M. de ácido sulfúrico fabricadas asumiendo - 100% de conversión en 24 horas
- c) El exceso de aire expresado en % teórico necesario
- d) Balance térmico del horno

a.) Procedemos a calcular la Calcina:

Base : 100TTPD ó 101.6LTPD; 4.236LTPH ó 4166 Kgs/hora

Mineral seco 4166 Kgs/113 = 3686 Kgs.

Balance del azufre

$$S(\text{Pulpa}) = S(\text{Calcina}) + S(\text{Gases})$$

$$\text{Cu}(\text{mineral}) = 3686 \times 0.00844 = 31.1 \text{ Kgs.}$$

$$S(\text{Chalcopyrita}) = 64/64 \times 31.1 = 31.1 \text{ Kgs.}$$

$$S(\text{Mineral}) = 3686 \times 0.402 = 1480.0 \text{ Kgs.}$$

$$S_{\text{FeS}_2} = 1480 \times 0.534 = 790.3 \text{ Kgs.}$$

$$S_{\text{Fe}_5\text{S}_6} = 1480 \times 0.406 = 600.9 \text{ Kgs.}$$

$$S_{\text{ganga}} = 1480 \times 0.06 = 88.8 \text{ Kgs.}$$

$$\text{FeS}_2 = 790.3 \times 120/64 = 1482 \text{ Kgs.}$$

$$\text{Fe}_5\text{S}_6 = 600.9 \times 472/192 = 1477 \text{ Kgs.}$$

$$\text{Ganga} = 88.8 \times 0.005 = 4.4 \text{ Kgs.}$$

Cálculo de la Calcina

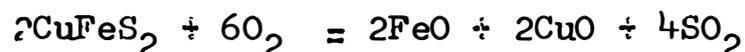
Sean X los Kgs. de calcina

$$S(\text{calcina}) = 0.005X$$

$$\text{CuFeS}_2 \text{ en calcina} = 0.005X \times 184/64 = 0.01437X$$

$$\text{CuFeS}_2 \text{ en mineral} = 31.1 \times 184/64 = 89.4 \text{ Kgs.}$$

$$\text{CuFeS}_2(\text{descompuesto}) = 89.4 - 0.01437X$$

Ecuación de Descomposición de la Chalcopyrita

$$\text{FeO formado} = 72/184(89.4 - 0.01437X) = 35 - 0.0056X$$

$$\text{CuO formado} = 80/184(89.4 - 0.01437X) = 39 - 0.0062X$$

$$\text{SO}_2 \text{ formado} = 4 \times 22.4/184(89.4 - 0.01437X) = 43.6 - 0.0070X$$

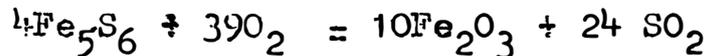
$$\text{O}_2 \text{ necesario} = 2/3 \text{ SO}_2$$

Ecuación de descomposición de la Pirita

$$\text{Fe}_2\text{O}_3 (\text{formado}) = 2 \times 160 \times 1482 / 4 \times 120 = 989.0 \text{ Kgs.}$$

$$\text{SO}_2 (\text{formado}) = 8 \times 22.4 \times 1482 / 4 \times 120 = 555.3 \text{ M}^3$$

$$\text{O}_2 \text{ necesario} = 4/5,5 \text{ SO}_2$$

Ecuación de Descomposición de la Pirrotita

$$\text{Fe}_2\text{O}_3 (\text{formado}) = 10 \times 160 \times 1477 / 2 \times 472 = 2503 \text{ Kgs.}$$

$$\text{SO}_2 (\text{formado}) = 24 \times 22.4 \times 1477 / 2 \times 472 = 841 \text{ M}^3$$

$$\text{O}_2 \text{ necesario} = 24/39 \text{ SO}_2$$

$$\text{SiO}_2 \text{ y otros} = 3683 - 1482 + 1477 + 89.4 = 634.6 \text{ Kgs.}$$

$$\therefore \text{ calcina} = \text{FeO} + \text{CuO} + \text{Fe}_2\text{O}_3 + \text{CuFeS}_2 + \text{SiO}_2 (\text{ganga})$$

$$X = 35 - 0.0056 + 39 - 0.0062 + 3492 + 89.4 - 0.01437 + 634.6$$

$$X = 4290 - 0.02617 = 4290 / 1.02617 = 4180 \text{ Kgs.}$$

$$\text{Producción Diaria} = 4180 \text{ Kgs.} \times 60 \text{ min.} \times 24 \text{ horas} / 58 \text{ min.} =$$

$$= 103,745 \text{ Kgs.} \quad \text{ó} \quad 103.745 \text{ T.M}$$

b.) Cálculo de la Producción de Acido Sulfúrico

Aplicamos el balance siguiente:

$$S(\text{gases}) = S(\text{mineral}) - S(\text{Calcina})$$

$$S(\text{calcina}) = 0.005x \quad \text{siendo } x = 4180 \text{ Kgs.}$$

$$S(\text{mineral}) = 1480 \text{ Kgs.}$$

$$S(\text{calcina}) = 20.9 \text{ Kgs.}$$

$$S(\text{gases}) = 1459.1 \text{ Kgs.}$$

$$\text{Acido sulfúrico recuperable} = 1459.1 \text{ Kgs.} \times 98/32 = 4468.6 \text{ Kgs.}$$

$$\text{Acido sulfúrico producido} = \frac{4468.6 \times 24 \text{ horas} \times 60 \text{ min.}}{58 \text{ min.}} =$$

$$= 110,944 \text{ Kgs.} \quad \text{ó} \quad 110.94 \text{ T.M.D.}$$

$$\quad \text{ó} \quad 112.7 \text{ LTPD.}$$

$$\text{Producción Diseñada} = 100 \text{ T.H.D.}$$

c.) Cálculo del % del exceso de aire

$$\text{Gases} = \text{SO}_2 + \text{H}_2\text{O} + \text{N}_2 + \text{Aire en exceso}$$

$$\text{SO}_2 = 1459.1 \text{ Kgs.} \times 22.4 \text{ m}^3/32 \text{ Kgs.} = 1021.37 \text{ m}^3$$

$$\text{Gases en total} = 1021.37/0.12 = 8511 \text{ m}^3$$

$$\text{Gas total producido} = 8511/1440 = 5.91 \text{ m}^3/\text{min.}$$

$$\text{Agua en gases} = (4236 - 3683) \times 22.4/18 = 553 \times 22.4/18 = 688.2 \text{ m}^3$$

$$\text{O}_2 \text{ necesario (CuFeS}_2) = \frac{(89.4 - 0.01437X) \times 22.4 \times 2/3}{184} =$$

$$= \frac{89.4 - 60.1 \times 44.8}{552} = 2.37 \text{ m}^3$$

$$\text{Siendo } x = 4180 \text{ Kgs.}$$

$$\text{O}_2 \text{ necesario (FeS}_2) = \frac{1482 \times 22.4 \times 4/5.5}{120} = \frac{1482 \times 89.6}{660} = 201.2 \text{ m}^3$$

$$\text{O}_2 \text{ necesario (Fe}_5\text{S}_6) = \frac{1477 \times 22.4 \times 24/39}{472} = \frac{1477 \times 22.4 \times 24}{472 \times 39} = 43.00 \text{ m}^3$$

$$\text{O}_2 \text{ total necesario} = 246.57 \text{ m}^3$$

$$\text{Aire necesario} = 246.57/0.21 = 1175 \text{ m}^3$$

$$N_2 \text{ necesario} = 1175 \times 0.79 = 930 \text{ M}^3$$

$$\text{gases} = SO_2 + H_2O + N_2 = 1021.37 + 688.1 + 930 = 2639$$

$$\text{Exceso de aire} = 8511 - 2639 = 5872 \text{ M}^3$$

$$\% \text{ Exceso} = 5872 \times 100 / 8511 = 69.0\%$$

d.) Balance Térmico del Horno de Fluo-sólidos

Calor suministrado por el Gas combustible o vapor:

$$5.91 \text{ M}^3 \times 8900 \text{ cal/M}^3 \times 58 \text{ min} = 3,050,742 \text{ cal ó } 758,787 \text{ BTU}$$

$$\text{Calor suministrado por T.M.} = 1200 \text{ BTU/Lb} \times 2205 \text{ Lbs/T.M.} =$$

$$= 2,646,000 \text{ BTU/T.M.}$$

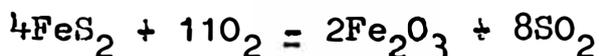
Oxidación de la Chalcopirita



$$-2 \times 47,500 + 0 = -2 \times 64,620 - 2 \times 38,500 - 4 \times 70,940$$

$$H = -129,240 - 77,000 - 283,760 + 950,400 = 394,600 \text{ cal/fórmula}$$

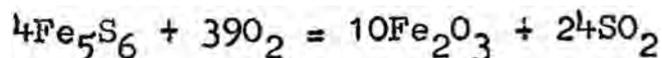
Oxidación de la Pirita



$$-4 \times 35,500 + 0 = -2 \times 198,500 - 8 \times 70,940$$

$$H = -397,000 - 567,520 + 142,000 = -822,520 \text{ cal/fórmula}$$

Oxidación de la Pirrotita



$$-4 \times 127,900 + 0 = -10 \times 198,500 - 24 \times 70,940 = -3,175,960 \text{ cal/fórmula}$$

Calores Desarrollables

$$\text{Chalcopyrita descompuesta} = \text{CuFeS}_2 \text{ descomp.} = 89.4 - 0.01437(4180)$$

$$89.4 - 60.1 = 29.3 \text{ Kgs.}$$

$$Q, \text{ desarrollable en la chalcopyrita} = 29.3 \times 349,600 / 368 = 27,835 \text{ cal}$$

$$Q, \text{ desarrollable en la Pirita} = 1482 \times 822,520 / 480 = 2,539,530 \text{ cal}$$

$$Q, \text{ desarrollable en la Pirrotita} = 1477 \times 3175,960 \times 956 = 4,906,792 \text{ cal}$$

Calor Desarrollable en Gases

<u>Q, Gases</u>	<u>H₂O₃</u>	<u>SO₂</u>	<u>N₂</u>	<u>Exceso de aire</u>
649°C	68813	1021.3713	93013	587213

$$N_2 = 930.013 \times 649^\circ\text{C} (0.310 + 0.000015 \times 649 - 0.000,000,0019 \times 649^2)$$

$$\text{Aire} = 5872.013 \times 649^\circ\text{C} (0.310 + 0.000015 \times 649 - 0.000,000,0019 \times 649^2)$$

$$= 6802.0 \times 649^\circ\text{C} (0.310 + 0.000015 \times 649 - 0.000,000,0019 \times 649^2)$$

$$= 6802.0 \times 649 \times 0.308935 = 1,368,494 \text{ Cal}$$

$$SO_2 = 1021.37 \times 649^\circ\text{C} (0.406 + 1.08 \times 10^{-4} \times 3.4 \times 10^{-2} - 1.2 \times 3.4^2 \times 10^{-8} \times 10^4)$$

$$(0.406 + 0.003672 - 0.0013872)$$

$$= 1021.37 \times 649 \times 0.408 = 270,451 \text{ Cal}$$

$$= 688.213 \times 649^\circ\text{C} (0.373 + 2 \times 10^{-5} \times 649 + 2 \times 4.3^2 \times 10^{-8} \times 10^4)$$

$$(0.373 + 0.01298 + 0.003698)$$

$$= 688.2 \times 649 \times 0.389678 = 174,046 \text{ Cal}$$

C.L.V. (Calor Latente de Vaporización del agua)

(Mineral Húmedo - Mineral Seco)xC.L.V., siendo el calor latente de vaporización de 539 Cal/Kg, cuando el agua está en su punto de vaporización.

$$(4236-3683) \times 539 \text{ Cal/Kg} = 298,067 \text{ Cal.}$$

Calor desarrollado en Calcina

Q, en calcina, cuando T = 426°C

SiO ₂	FeO	CuO	Fe ₂ O ₃	CuFeS ₂
34.6	12.0	13.0	34.92	29.3

$$\begin{aligned} \text{Fe}_2\text{O}_3 &= 3492 \times 426 (0.1548 + 0.0000502 \times 699 + 2651/699^2) \\ &= 3492 \times 426 (0.1548 + 0.03508 + 0.00545) \\ &= 3492 \times 426 \times 0.1953 = 290,526 \text{ Cal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{CuO} &= 13 \times 426 (0.1368 + 0.01573 + 0.003937) \\ &= 13 \times 426 \times 0.1564 = 866 \text{ Cal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{FeO} &= 12 \times 426 (0.1757 + 0.00727 + 0.00220) \\ &= 12 \times 426 \times 0.18517 = 946 \text{ Cal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{CuFeS}_2 &= 29.3 \times 426 (0.1078 + 0.0000261 \times 426 - 10^{-8} \times 3.14 \times 1.6 \times 10^4) \\ &= 29.3 \times 426 (0.1078 + 0.00112 - 0.005024) = 29.3 \times 426 \times 0.1129 = 1397 \text{ cal} \end{aligned}$$

$$\text{SiO}_2 = 634.6 \times 426^\circ \text{C} \times 0.228 = 61,637 \text{ Cal}$$

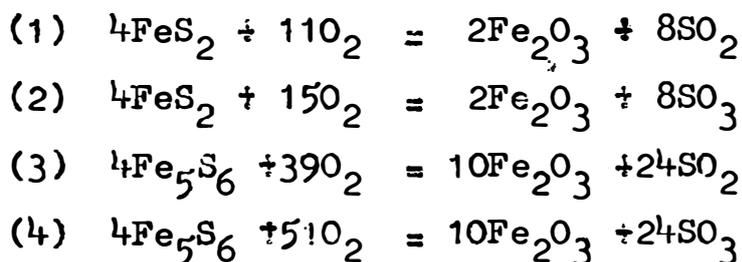
CUADRO RESUMEN DEL BALANCE TERMICO

Elementos Entrantes	Elementos Salientes
	<u>Calor en Gases</u>
Calor en Mineral..... 0	N ₂ + Exceso de aire = 1,368,494 Cal
Calor en aire 0	SO ₂ = 270,451 Cal
Calor en combustible... 3,050,742Cal	H ₂ O = 174,046 Cal
Oxidación de CuFeS ₂ 27,835Cal	<u>Calor en Calcina</u>
Oxidación de FeS ₂ 2,539,530Cal	CuFeS ₂ = 1,397 Cal
Oxidación de Fe ₅ S ₆ 4,906,792Cal	SiO ₂ = 61,637 Cal
Calor Entrante.....10,524,899Cal	Fe ₂ O ₃ = 290,067 Cal
	CuO = 866 Cal
	FeO = 946 Cal
	Calor que sale = 2,167,904 Cal
	Pérdidas = 8,356,995 Cal
	Calor saliente = 10,524,899 Cal

4.) Estudio Industrial Estequeométrico

Cálculos Estequeométricos de Combustión de Piritas y Pirrotitas

Cuando los gases producidos de la combustión de Piritas y Pirrotitas son analizados, ello es descubierto que hay "un oxígeno desaparecido" debido no solamente a cualquier SO_3 que puede ser formado, pero también al oxígeno consumido en la formación del Fe_2O_3 , el cual es un producto de la combustión así tan lejos como la escoria o ceniza es completamente tostada a Fierro Divalente, este puede ser alcanzado cuantitativamente por las relaciones mutuas implicadas en las reacciones:



El sulfuro no quemado y los óxidos inferiores del Fierro pueden ser determinados por el análisis de una manera representativa de la ceniza o escoria, y admitida para ello. De un horno que está bien diseñado y bien operado, sin embargo ellos tendrían un pequeño aumento.

Descontados para los sulfuros de otros metales puede ser basado sobre el análisis de piritas. Mientras la ceniza usualmente contiene relativamente cantidades mayores de azufre y ello sería absorbido en forma de SO_3 (Ejemplo: Del sulfato bórico).

Desde que esto es estequeométricamente iquivalente a una adición directa de SO_3 a la ceniza, ello no ayuda el aná-

lisis de un gas o sus interrelaciones cuantitativas, excepto así como el SO_3 no sale del horno en el gas y aquí computar el SO_3 en el gas quemado, este SO_3 absorbido en la ceniza debe ser sustraído del total formado en el horno - como es indicado en los análisis del gas quemado.

Nuestros datos para los cálculos son los siguientes:

La planta de Fluosólidos que quema slurry de Piritas y Pirrotitas, es de 99.4% de pureza y a razón de 8116 lbs/hora de azufre seco, las piritas finas se mezclan con un % de Pirrotitas que son quemadas en el horno. El azufre total da 0.402%. El análisis del gas quemado demuestra que hay 12% SO_2 , 7.5% O_2 . Las cenizas llevan 0.5%S. El promedio de del aire es 60°F. Los gases emergen del horno a 1200°F (649°C). Los gases pasan el enfriador, el cual reduce su temperatura a 100°F por medio del agua el cual se eleva - de 58°F á 90°F.

- 1.) Debemos determinar que % de S quemado sale del quemador como SO_3 en el gas del quemador.
- 2.) Las lbs/hora de SO_2 que sale del quemador
- 3.) Consumo de aire en pies cúbicos por minuto
- 4.) Los pies cúbicos/min del gas saliente del quemador y los pies cúbicos/min. saliente del enfriador
- 5.) El calor discipado del quemador en BTU/hora.
- 6.) El agua usada en el enfriador en Galones/hora.

R E S O L U C I O N

Base: 100 moles de gas quemado.

GAS	MOLES	MOLES DE O ₂
SO ₂	12.0	12.0
O ₂	7.5	7.5
N ₂	80.5	19.5

O₂ á Fe en cenizas Formando = (9/16) x 12 = $\frac{6.75}{26.25}$ de O₂ acumul.
SO₂

6 átomos de oxígeno 16+48 átomos
del fierro + 30 átomos dan de S del SO₂ de la Ec.
en la Ec. (1) (1) y (2)
x átomos de O₂ darán 12.0 moles de SO₂

$$x = 12 \times \frac{36}{64} = 12 \times \frac{9}{16} = 6.75$$

$$80.5 \times \frac{21}{79} = \frac{21.40}{4.85} \text{ O}_2 \text{ del aire eliminado}$$

SO₃ formado (16/33) x 4.85 = 2.35 moles de SO₃ de mezcla.

15 moles de O₂ dan 8 moles de SO₃ + 24 moles
-51 moles de O₂ de los
Ec. (2) y (4)

4.85 moles de O₂ dan x moles de
eliminado SO₃ de mezcla

$$x = \frac{32 \times 4.85}{66} = \frac{-16}{33} \times 4.85 = 2.35$$

Esto da como % del azufre total oxidado á SO_3 :

$$\frac{2.35 \text{ moles de } \text{SO}_3 \times 100}{12 \text{ moles de } \text{SO}_2 + 2.35 \text{ moles}} = \frac{235}{14.35} = 16.4\% \text{ de } \text{SO}_3 \text{ de mezcla}$$

Saliendo $100.0 - 16.4 = 83.6\%$ como SO_2

Algo de SO_3 remanente en la ceniza es absorbido como SO_3 remanente y este remanente sale en el gas quemado. El análisis demuestra que el % de azufre en la ceniza y esto puede ser convertido al % equivalente de SO_3 . Primero, sin embargo, al paso del SO_3 libre de cenizas es comparado. Esto es analizado así:

El azufre quemado es 40.2 libras y el remanente es - 59.8 libras que es *ganga* y Fe juntos.

Posteriormente todo es oxidado a Fe_2O_3 y la ganga es que permanece constante en peso. Indiferente de sí, el azufre es oxidado en SO_2 ó SO_3 , las acuaciones de piritas y pirrotitas demuestran que para cada 40 átomos de mezcla de azufre quemado, 24 moles de O_2 se combinan con el fierro. Más adelante el incremento en peso de la ganga y del Fe, como ellos aparecen en la ceniza es:

Lbs. de S	Atomos de S	Moles de O_2	Peso mol. de O_2
40.2	32.1	24	32
		40	= 24 lbs de O_2

Aquí el peso del SO_3 libre de ceniza es:

$59.8 + 24 = 83.8$ libras. El azufre absorbido en la ceniza como SO_3 es 0.5% del peso de la ceniza. Si x es el No. de libras del azufre en la escoria, entonces $(80/32) x$ es el peso correspondiente del SO_3 en ello.

De la condición que el % de azufre es 0.5%, es obtenida de la Ecuación siguiente:

$$\frac{100x}{83.8 \text{ Lbs.} + (80.32)x} = 0.5\% \quad 100x = 41.9 + 0.5 (80/32)x$$

peso del SO_3 libre de ceniza peso del SO_3 en la escoria 1.25 x

$$x = \frac{41.9}{98.75} = 0.424 \text{ libras}$$

- (1) el % de S quemado que sale del quemador como SO_3 en el gas quemado es:

$$\frac{0.424 \times 100}{40.2} = \frac{42.4}{40.2} = 1.06 \%$$

Esto nos indica que $x=0.424$ libras del azufre permanece en la ceniza como SO_3 . Esto es 1.06 % de 40.2 libras de azufre quemado.

Desde que 16.4% de azufre quemado fue oxidado a SO_3 $16.40 - 1.06 = 15.34\%$ deja de quemarse como SO_3 .

- (2) Las lbs/hr. de SO_2 que sale del quemador:

Base: 1 hr. de operación.

Lbs. de S quemado	Lbs. de S puro	Atomos de S	Moles de SO_2	Peso mol del SO_2	
8116	0.994		0.836	64.1	-13.460
		32.1			Lbs de SO_2 /hr.

- (3) Aire consumido en pies cúbicos/min.:

Base: 1 min, asumir aire seco y barómetro normal.

Lbs. de SO ₂	Moles de O ₂	Moles de N ₂	Moles de aire 100	Pies cub. a cond. STP	
13460		80.5			
60 min.	64.1	12.0	79	359	
					$\frac{520}{492} = 11260$
					en lt/min.
					(318 m ³ /min.)

(4) Gases salientes del quemador y salientes del enfriador.

Base: 1 minuto:

Lbs. de SO ₂ seco	Moles de SO ₂	Moles de Gas incluyendo SO ₃	Pies cub. a condición STP	
13460		102.35	359	
60 min.	64.1	12.0		
				922°F = 36,000 cuft/min.
				273°F

El volúmen del gas saliente del enfriador es encontrado por corrección que el saliente del quemador para una caída de temperatura desde 649°C (822°K) a 1000°F (560°R):

Pies cúbicos a 649°C	a 320°F	a 273°K	a 560°R	
36020				
				= 12180 cuft/min.
				(340 m ³ /min.)

(5) Calor disipado del quemador en BTU/hr.

Base: 100 moles de gas como es analizado = 102.35 moles totales del gas (incluyendo SO₃)

El calor envolvente por formación del SO₂ y SO₃ en el quemador es:

$$12.0 (70,920) \times 1.8 + 2.35 (93,900) (1.8) =$$

$$= 1'106,352 + 397,197 = 1'503,549 \text{ BTU}$$

El calor llevado fuera del quemador por cada gas es su número de moles veces que da la diferencia entre 1200°F (649°C) y 60°F ó 1140°F veces el promedio de calor específico entre 1200°F y 77°F.

CONTENIDO CALORICO DEL SALIENTE DEL QUEMADOR

GAS	Moles	Hcp., av. 60 al 2000°F	Moles (Hcp, av.) 1140 BTU
SO ₂	12.0	11.4	156,000
SO ₃	2.35	16.4	42,796
O ₂	7.50	7.7	54,350
N ₂	80.50	7.3	670,000
Total	102.35		923,146 BTU

Calor sensible remanente en gases 923,146 BTU.

El calor discipado en los quemadores que es envolvente (1'503,549 BTU), menos el elevado afuera por los gases 923,146 = 680,403 BTU por 100 moles de gas como es analizado o por 12.0 ÷ 2.35 = 14.35 átomos de S quemado.

Desde que el azufre quemado por hora es:

$$\frac{8103 \times 0.994}{32.1} = 250 \text{ átomos, el calor discipado por}$$

hora es:

$$680,403 \times \frac{250}{14.35} = 11'950,000 \text{ BTU/hr.}$$

(6) Agua usada en el enfriador en Galones/hora:

Base: 100 moles de gas como es analizado:

CONTENIDO CALORICO DEL GAS A 100°F

GAS	MOLES	Mcp., Av. 60 á 100°F	Moles (Mcp., Av.) 40 BTU
SO ₂	12.00	9.7	4650
SO ₃	2.35	12.0	1128
O ₂	7.50	7.1	2030
N ₂	80.50	7.0	22600
Tbtal	102.35		30408

Calor sensible en gases: 30,408.

El calor dado por los gases que pasan através del enfriador:

$$923,146 - 30,408 = 892,738 \text{ BTU.}$$

Sobre la base de 14.35 átomos de S quemado con -
virtiendo a una base horaria el cual corresponde
a 250 átomos de S, tenemos:

$$892,738 \times \frac{250}{14.35} = 15,530,000 \text{ BTU}$$

Como el calor es removido de los gases o absorvida
por el agua.

Desde que el enfriamiento del agua alcanza 32°F,
el requerimiento horario es = $15,530,000/32 =$
= 485,000 lbs.

485,000 x 0.1198 = 58,100 galones sobre la acep-

ción que todo el calor perdido por los gases es -
removido por el agua de enfriamiento.

APLICACION DE LA ECUACION DE BODENSTEIN AND POHL EN
LA CONVERSION DE CONTACTO

Fórmula de Bodenstein:

$$\log_{10} K = \frac{5186.5}{T} = 0.511 \log_{10} T - 6.749$$

$$\text{Donde } K = \frac{P_{SO_3}}{P_{SO_2} P_{O_2}^{1/2}}$$

La aplicación es para una planta de contacto de ácido sulfúrico que es operada en una lavadora-enfriadora y el gas filtrante contiene 12% de SO₂, 7.5 % de O₂ y 80.5% de N₂.

Cada convertidor es un simple reductor adiabático, provisto con un adecuado catálisis suplementario para llevar los gases salientes para convertirlos substancialmente al equilibrio de su temperatura de salida. Si el primer reductor convierte 60% de SO₂ de gas entrante a SO₃.

-Con qué temperatura debe entrar el gas que debe ser precalentado y a que temperatura salen los gases del convertidor?

SOLUCION

El efecto que la composición del gas entrante es conocida y una conversión dada es discutida sobre fijar - la composición de la salida del gas, el cual en su turno establece la temperatura de salida como el resulta

do de la relación entre la composición y la temperatura bajo condiciones de equilibrio existentes en la salida. En la luz de un análisis dado el gas entrante y la composición fijada del gas saliente, fija el aumento de la reacción química y aquí la reacción del calor liberada por unidad del gas total por entre todo. En una reacción adiabática, este valor va solamente para elevar la temperatura de los gases. Desde que la temperatura es conocida, la temperatura correspondiente de entrada es fácilmente determinada por un balance de energía:

Base: 100 gramos de gas entrante:

<u>Salida de Gas</u>	<u>Moles</u>
$SO_3 = 12 \times 0.6$	7.20
$SO_2 = 12 - 7.20$	4.80
$O_2 = 7.5 - 1/2 (7.5)$	<u>80.50</u>
$N_2 =$	96.40

Si uno asume que la presión total es substancialmente atmosférica, las fracciones molares son únicamente iguales a la presión parcial en atmósferas:

$$K = \frac{\frac{7.20}{96.40}}{\frac{4.80}{96.40} \sqrt{\frac{3.90}{96.40}}} =$$

$$K = \frac{7.20}{4.80 \sqrt{0.04}} = \frac{7.20}{4.80 \times 0.2} = \frac{7.20}{0.96} = 7.5$$

En el Gráfico de la Fig. 6.5 (Ecuación de Bodestein) la temperatura de salida es 617.5°C.

El balance de Energía puede ser escrito como sigue, tomando t de entrada que es desconocida:

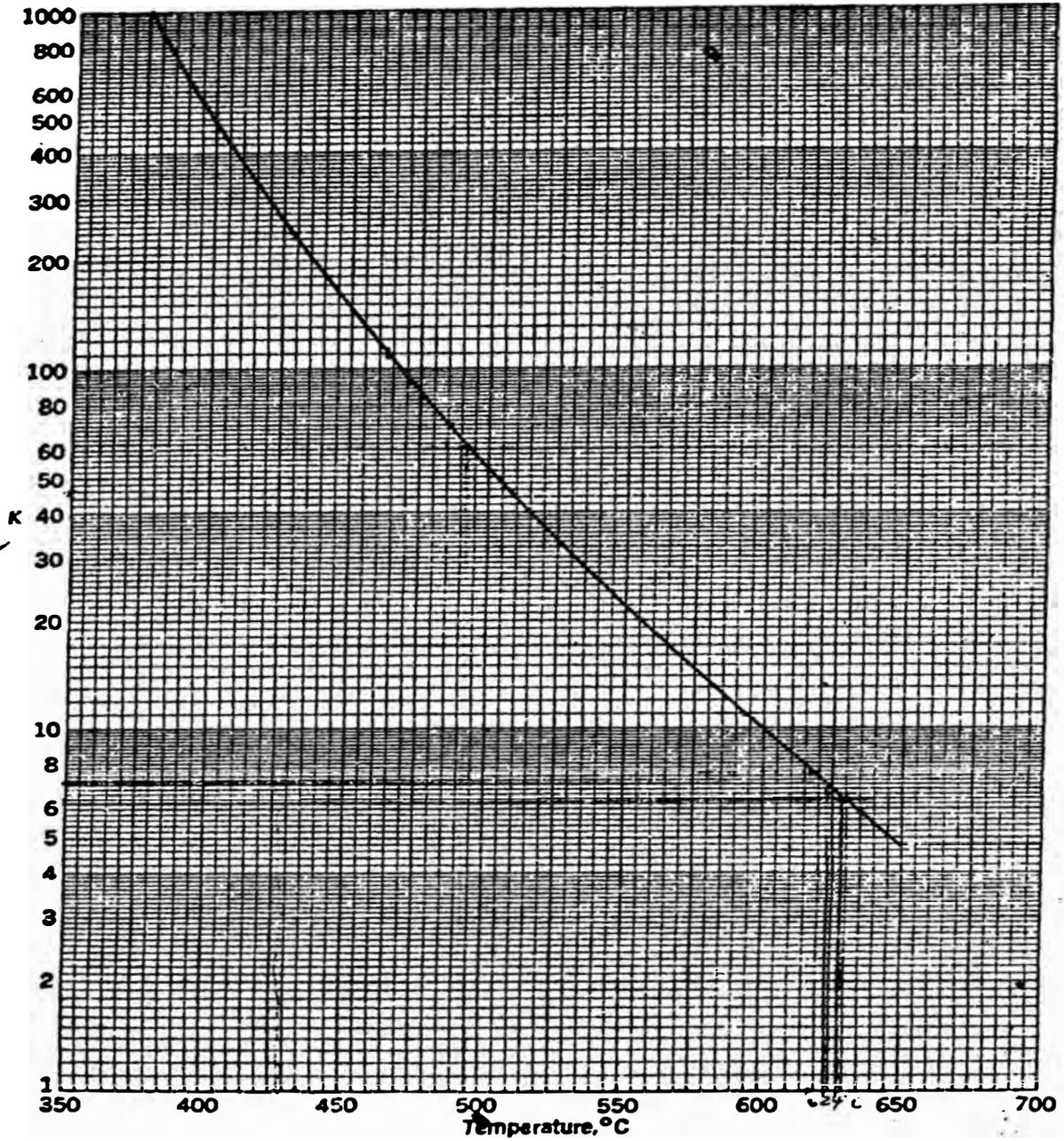


FIG. 6-5. Equilibrium constant for the reaction $\text{SO}_2 + \frac{1}{2}\text{O}_2 = \text{SO}_3$.
 $K = p_{\text{SO}_3} / p_{\text{SO}_2} p_{\text{O}_2}^{1/2}$. Partial pressures in atmospheres.

$$22650 \times 7.20 = [7.20 \times 18.1 + 4.8 \times 12.2 + 3.90 \times 7.9 + 80.5 \times 7.4] (617.5 - t)$$

$$163,080 = 79,641.57 + 36,160.80 + 19,025.17 + 367,644.75 - 130.32t$$

$$-58.56t - 30.81t - 595.7t$$

$$338,392.29 = 815.39t$$

$$t = \frac{338,392.29}{815.39} = 415^{\circ}\text{C}$$

La catalisis usada en el convertidor es suficientemente activa para encender la reacción a 400°C , se propone reducir la temperatura de 415°C a 400°C , así se realiza y la reacción va a equilibrio -¿qué % de conversión de SO_2 a SO_3 será posible obtener en el Reactor?

La solución sería, que desde que la conversión es desconocida, el balance de material sobre la operación no es todavía fija y ello es difícil evitar métodos de juicio errados. Una posibilidad es asumir una conversión, calcular la temperatura de salida por medio de un Balance de Energía y entonces chequear para ver si la lectura de la constante de equilibrio del abaco de la Fig. 6.5 accede con la computada en la conversión asumida. El proceso puede acceder hasta dos valores de K. Otra posibilidad es asumir una temperatura de salida leída en el abaco de la Fig. 6.5, calcular la conversión correspondiente, entonces chequear si el balance de Energía es satisfactorio. Otro método más trabajable es relacionar la ecuación reducida a la conversión y la constante K, es más fácil calcular la constante de la conversión, que la misma conversión de K.

Por esta razón, el primero de los dos métodos descri-

tos es simplificar fuera de trabajo que será adaptado. Para un primer juicio ubicar una conversión de 65% (Una figura más alta que el 60% propuesto, por la condición de temperatura más favorable y regular el balance de material sobre el convertidor).

Base: 100 gramos - mol de gas entrante:

<u>Gas de salida</u>	<u>Moles</u>
SO ₃ = 12 x 0.65 =	7.80
SO ₂ = 12 - 7.8 =	4.20
O ₂ = 7.5 - 0.5(7.8) =	3.60
N ₂ =	<u>80.50</u>
T O T A L =	96.10

Tomamos t = temperatura de salida en °C. Para un Balance de Energía:

$$7.80 \times 22650 = (t - 400) 7.80(18.1) + 4.20(12.2) + 3.6(7.9) + 805(7.4)$$

$$= 816(t - 400)$$

$$176,450 = 141.18 + 51.24t + 28.44t + 595.70t + 56,472 - 20,496 - 11376 - 238,280 = 816t - 326,400$$

$$816.56t - 326,624 = 816.56t - 513,74$$

$$816.56t = 326,624 + 176,450$$

$$t = \frac{513,074}{816.56} = 628.2^\circ\text{C}$$

A 628°C el valor de K en el abaco es 6.2 mientras que el valor calculado o asumido en la conversión es:

$$K = \frac{p_{\text{SO}_3}}{p_{\text{SO}_2} p_{\text{O}_2}^{1/2}}$$

$$K = \frac{7.80}{4.20 \sqrt{\frac{3.6}{96.1}}} = \frac{7.8}{4.20 \sqrt{0.0373}} = \frac{7.8}{4.20 \times 0.195} = \frac{7.8}{0.82} = 9.5$$

Evidentemente la aceptación del 65% de conversión es también alta y la respuesta debe estar entre 60% y 65%.

Juicios sucesivos dejan un chequeo substancial en una temperatura del 612°C y una conversión de 63.6%. Estos juicios requieren de nuevos cálculos de capacidad calórica de los productos de reacción desde que un pequeño error es introducido asumiendo que la capacidad calórica de los productos gaseosos son substancialmente iguales al valor de 816Cal/OC, como es computado arriba. El único cambio es la capacidad calórica debido a la reacción $SO_2 + 1/2 O_2 = SO_3$, este tiene un efecto despreciable sobre la capacidad calórica de la mezcla, porque la capacidad calórica de SO_3 no es muy diferente que $SO_2 + 1/2 O_2$ y en cualquier caso los moles agestados, por la reacción son pequeños comparados al No. total de moles de la mezcla.

Si la planta tiene dos convertidores simples adiabáticos conectados en serie. En orden para la reacción - propiamente los gases deben entrar al convertidor a - no menos de 400°C. Las líneas de los gases de cada - convertidor son equipados con intercambiadores de calor adecuados para llevar los gases a una temperatura deseada, por calentamiento o enfriamiento como la situación puede requerir. La cantidad de catalizador - es suficiente para llevar el gas pasante a través de cada convertidor, substancialmente a un equilibrio químico por la resistencia al flujo de los gases tal que no esté sobre los 200 libras-mol de gas por hora que puede ponerse a través de otro convertidor. Además - las condiciones de la planta en otra parte requieren que los gases originales vayan al sistema de converti

dores, conteniendo 12%SO₂, 7.5%O₂ y 80.5%N₂. -Bajo estas condiciones qué % de conversión puede ser realizado?

En el orden de incrementar la conversión a 97% ello - había sido propuesto repasar parte de los gases de salida de la segunda conversión que regresan a la entrada de este convertidor, de otra manera guardando todas las condiciones incambiables como son descritas arriba. Con esta disposición, -Cuál sería la capacidad máxima de la conversión del sistema, en términos de libra-moles de SO₃ producido por SO₂?

La respuesta: Esta planta es típica de muchas instalaciones en la industria química, en lo que ello es suficientemente flexible para permitir un número de diferentes series de condiciones de operación. Ello es la responsabilidad de la ingeniería encargada de recomendar las condiciones de operación particularmente más deseables desde un punto de vista económico, ello es obvio que entre otras cosas, siendo iguales, la temperatura de entrada sería ajustada de tal manera - como causar la máxima posible conversión de SO₂ á SO₃. En este caso la temperatura más baja específicamente computable a 400°C.

Otro camino es declarar la situación, es decir que la conversión obtenible en el sistema de convertidor depende sobre el aumento de calor que puede ser removido entre el punto donde los gases entran al sistema del convertidor y el punto donde ellos salen.

La máxima remoción de calor es obtenida cuando el intercambiador procedente de cada convertidor enfría la entrada del flujo de gas a la temperatura más baja posible, la cual es 400°C. Con una temperatura de entra

da de 400°C, el primero de los dos convertidores es idéntico con el reactor de nuestro problema anterior, más adelante, los gases de salida del primer convertidor salen a 412°C y sobre una base de 100 gr-mol, de gas entrante contiene 7.63% moles de SO₃, 4.37% moles de SO₂ y 3.31 moles de O₂ y 80.5 moles de N₂ ó un total de 95.81% moles. Estos gases entran al segundo convertidor a 415°C y la composición y temperatura de los gases salientes del segundo convertidor puede ser calculado por una solución de juicio y error exactamente del mismo tipo como es demostrado en problema anterior.

Se asume una sobre conversión total de SO₂ en el sistema del convertidor del 90%.

Bases: 100 gr-mol de gas entrante al primer convertidor:

<u>Salida de Gases del Segundo Convertidor</u>	<u>Moles</u>
SO ₃ = 12 (0.9)	10.80
SO ₂ = 12 - 10.8	1.20
O ₂ = 7.5 - 0.5 (10.8)	2.10
N ₂ =	<u>80.50</u>
T O T A L	94.60

Tomamos t = temperatura de salida del segundo convertidor:

Entonces:

$$(10.80 - 7.63) (22,650) = [t - 420] [10.8 \times 18.1 + 1.20 \times 12.2 + 2.1 \times 7.9 + 80.5 \times 7.4] = 823 (t - 420)$$

$$71400.5 = 195.48t + 14.4t + 16.59t + 195.70 - 82101.6 - 6048.0$$

$$-7067.8 - 250194.0 = 823t - 345,660$$

$$71400.5 = 822.17t - 345,411.4 = 823t - 345,650$$

$$822.17t - 416,811.9 = 0$$

$$823.00t - 417,060.5 = 0$$

$$t = 416,811.9 / 822.17 = 506.80^\circ\text{C}$$

$$t = 417,060.5 / 823.00 = 506.70^\circ\text{C}$$

Asumiendo del cálculo de conversión:

$$K = \frac{p_{\text{SO}_3}}{p_{\text{SO}_2} p_{\text{O}_2}^{1/2}} = \frac{10.8}{1.2 \sqrt{\frac{21}{94.6}}} = \frac{10.8}{1.2 \sqrt{0.022}} = \frac{10.8}{1.2 \times 0.15}$$

$$K = \frac{10.8}{0.18} = 60$$

Calculando la relación $K = \frac{p_{\text{SO}_3}}{p_{\text{SO}_2} p_{\text{O}_2}^{1/2}}$ del abaco se

obtiene $K = 46$.

El primer juicio es más adelante también alto. Funciones necesarias dejan a un chequeo sobre toda la dimensión de conversión del 91% y la temperatura de salida de 510°C. El análisis correspondiente de los gases de salida del segundo convertidor es:

11.58%SO₃, 1.4%SO₂, 2.68%O₂ y 84.60%N₂

Los resultados de estos cálculos demuestran que el uso de dos convertidores simples adaptados en series incrementa sobre toda la conversión de SO₂ á SO₃ en la sec

ción de conversión de 64% á 91%. Sin embargo, el 91% es también bajo una forma de ser considerada en una operación práctica. Más que el SO_2 es inconvertido en los gases calientes del sistema del convertidor que pasa a través de las torres de absorción, siendo absorbidas y son perdidas en los gases desechables de los absorvedores. Si el SO_2 perdido de esta manera aumenta al 9% de la entrada al sistema de conversión, ello no solamente es un desecho económico de mayor proporción, pero también una molestia que no sería tolerada por muchas autoridades políticas. Ello es imperativo incrementar la conversión por algunas circunstancias como ejemplo: La instalación de un convertidor adiabático adicional en series. La substitución de convertidores con carbones de enfriamiento interno para un tipo adiabático presente o proveer alguna clase de distribución por repetición, a lo largo de las líneas de uno que habría sido propuesto.

Por el mismo razonamiento empleado en la discusión de poner dos reactores simples adiabáticos en series, ello rige que el mejor camino es operar el sistema con repetición sobre el segundo convertidor es fijar la temperatura de entrada a cada convertidor a 400°C , si esto es hecho, el primero de los dos convertidores es igual o idéntico con el convertidor de nuestro problema anterior y más adelante, sobre la base de cualquier aumento de gas de entrada, el aumento y la composición de los gases salientes al primer convertidor son conocidas. Como para el segundo convertidor, la composición de los gases de salida es fijada por el efecto de la repetición y los productos gaseosos deben tener la misma composición sin involucrar el sistema de los convertidores, junto con el conocimiento del último análisis correspondiente al 97% de conversión de SO_2 á SO_3 :

Bases: 100 gr-mol de gas entrante al primer convertidor:

<u>Producto del sistema convertido</u>	<u>Moles</u>
3% de (100-97)	
SO ₂ = 12 (0.03)	0.36
SO ₃ = 12 - 0.36	11.64
O ₂ = 7.5 - 0.5(11.64)	1.68
N ₂ =	<u>80.50</u>
T O T A L =	94.18

La temperatura de salida del segundo convertidor corresponde a la conversión de equilibrio a 97%:

$$K = \frac{p_{SO_3}}{p_{SO_2} p_{O_2}^{1/2}} = \frac{11.64}{0.36 \sqrt{\frac{1.68}{94.18}}} \cdot \frac{11.64}{0.3 \times \sqrt{0.0178}} \cdot \frac{11.64}{0.36 \times 0.134} =$$

$$\frac{11.64}{0.04824} : K = 241$$

Del abaco de la Fig. 5.6, calculemos la temperatura t , que es 427.50C el aumento por repetición puede ser determinado por medio de un balance de energía sobre el segundo reactor. Sobre las mismas bases como arriba, tomemos X = No. de mol-gramos ó gramo-mol, de repetición.

La capacidad calórica del flujo del producto es:

$$(0.36 \times 12.2) + (11.64 \times 18.1) + (1.68 \times 7.9) + 80.5 \times 7.4 =$$

$$= \frac{824 \text{ cal/OC}}{825.148 \text{ cal/OC}} \quad \frac{\text{Teórico}}{\text{Cálculado}}$$

y la repetición es $\frac{824x}{94.18} = 8.74x$ son las mismas unidades. El SO₃ formado en el segundo reductor es:

11.64 - 7.63 moles = 4.01 moles.

El balance de energía es como sigue:

$$4.01 \times 22650 = (427.5 - 400) (824 + 8.7X)$$

$$90,826.5 = 23660 + 240.35X$$

$$67,166.5 = 240.35X$$

$$X = \frac{67,166.5}{240.35} = 279.4 \approx 279 \text{ moles}$$

Y la alimentación total al segundo convertidor es:

279 + 96 = 375 moles. El balance de material del proceso es así completo sobre la base de 100 gr-mol de gas entrante al sistema de conversión.

De acuerdo a lo establecido de la situación en la planta, el máximo flujo de gas en cualquier punto es limitado a 200 Lbs-mol/hora.

Claramente el "cuello de botella" está tan lejos como el flujo de gases. Conciérne a la salida en el segundo convertidor y ello es el punto que limita las aplicaciones.

Más adelante, la producción de SO_3 en Lbs-mol por hora es 200 como 11.64 (su producción sobre una base de 100 gr-mol de gas de entrada en el sistema del convertidor es 375 moles. Usando esta producción encontramos que la capacidad máxima de la distribución por repetición es 6.3 lbs.-mol de SO_3 por hora.

Ello será notado que la producción con dos convertidores adiabáticos en serie y no repetida es:

$$200 \times 0.12 \times 0.91 = 21.8 \text{ lbs-mol de } \text{SO}_3/\text{hora. En } \underline{\underline{0}}$$

tras palabras, repetido sobre el segundo reductor alcanza la conversión deseada a expensas de una reducción muy grande en la capacidad de la planta, sería bueno revisar la posibilidad de otras etapas, quizás otros métodos de repetición y lo cual podría dejar un incremento deseado en la conversión sin una reducción tan drástica de la capacidad.

Una alternativa de frecuencia empleada en la práctica es diluir el gas de entrada con aire. La capacidad calórica del aire adicional tiende a rebajar la temperatura alcanzada acompañada de una conversión dada. Así en el caso de tener que manipular el aire adicional, la conversión atendible en cada reductor, puede ser incrementada.

Absorción del SO_3

En el proceso de contacto, el sistema para recuperar SO_3 de los gases de conversión por absorción no es solamente de fabricar ácido sulfúrico fuerte pero que puede ser adaptado si se desea para producir aceite (ácido sulfúrico humeante) en aumento y resistencia que puede ser variado por convenir a la demanda. Como flexibilidad es así una característica del sistema de absorción del SO_3 , también hay un límite definido sobre los posibles rangos de las condiciones de operación. Estas limitaciones alcanzan principalmente de un relativo mayor efecto calórico acompañado de absorción de SO_3 , junto con el efecto de temperatura sobre la capacidad del ácido sulfúrico y aceite para absorber el trióxido adicional. Ello sigue que en los cálculos estequiométricos pueden ser de considerable ayuda en intentar tomar una ventaja completa de la flexibilidad del sistema, como alcanzan nuevas condiciones.

En los cálculos del Balace de Materiales, los cuales son necesarios preliminarmente considerando relaciones de equilibrio y energía en una Torre de Absorción del SO_3 , una menor complicación es la variedad de caminos en los cuales los análisis del Acido Sulfúrico pueden ser reportados:

En el laboratorio, el análisis es usualmente llevado afuera por dilución de la muestra con agua y la titulación con un alkali, cualquier SO_3 libre en la muestra original es más adelante convertido a H_2SO_4 antes de la titulación; y el alkali consumido es equivalente al H_2SO_4 en la muestra original, más el H_2SO_4 producido por la reacción del SO_3 libre en la muestra original en el agua de dilución. Una práctica frecuente es aportar el resultado de la Titulación como Peso en % de H_2SO_4 . Por ejemplo:

100 veces el peso del H_2SO_4 equivalente al alkali usado, dividido por el peso de la muestra original. Claramente, si hay cualquier SO_3 libre en la muestra, el peso por % de H_2SO_4 será mayor que 100, el exceso sobre 100 es el peso del agua que cambiado con el SO_3 libre en el aceite original es como el resultado de la dilución antes de la titulación. El peso de esta agua, cuando es multiplicada por la razón de un peso molecular del SO_3 libre en la muestra original o desde que el análisis es sobre base de 100 unidades de peso de la muestra, ello da el % libre de SO_3 . Por ejemplo:

El % libre de SO_3 correspondiente a 104.7% es $4.7 \times \frac{80}{18}$
= 20.9%.

Un tercer método, el cual es algunas veces usado para expresar la resistencia del ácido sulfúrico humeante, es reportar el peso por % de SO_3 , incluyendo a ambos,

SO₃ libre y combinado como H₂SO₄.

El contenido calórico del ácido sulfúrico y aceite a varias resistencias y temperaturas pueden ser computado del dato básico sobre calores de mezcla y calores específicos que son desarrollados. El resultado de un mayor No. de cálculos de alta clase son convenientemente presentados en la forma de un diagrama de entalpía- concentración (Fig. 6.6). En algunas situaciones ello es útil, tener los calores específicos también. El dato de Biron, sobre soluciones acuosas de ácido sulfúrico a 20°C y de Kiniztsch sobre aceites a 30°C son presentados en la Fig. 6.7.

Determinar en capacidad de cualquier solución dada para absorber SO₃ debe conocerse el equilibrio vapor-líquido. El absorbente es H₂SO₄ líquido. El problema es simplificado por el efecto que tiene volatibilidad despreciable sobre los rangos de temperatura envolvente, pero allí permanecen dos variables independientes, temperatura y concentración del SO₃.

Más adelante, la presión parcial de equilibrio P (presión) del SO₃ en la fase gaseosa varía sobre amplios rangos bajo condiciones de operación. Se puede plotear P vs. una de las variable independientes, por valores constantes del otro, pero las escalas son dificultosas y una interpolación amañada. Una correlación más conveniente de las relaciones mutuas es más deseable.

La ley de solución ideal es $P = P_{Ox}$, donde P₀ es la presión de vapor puro absoluto del SO₃, a la temperatura en cuestión y x en fracción molar en la solución y sería analizada para despistar el efecto que ello es:

así generalmente nombrada en la especialidad. La ing pección más superficial del dato demuestra que las desviaciones son muy grandes, pero se nota que las desviaciones fraccionales $\frac{P}{P_{OX}}$ a menudo cambian enormemente con la concentración, pero variando poco con la temperatura.

Ploteando $\frac{P}{P_{OX}}$ contra x para varias temperaturas dadas agrupadas cerradamente en curvas. Porque en la industria de las concentraciones de aceite son usualmente expresada por %, por conveniencias estas curvas son ploteadas como $\frac{P}{P_{OW}}$ contra w , donde w = es la fracción del peso del SO_3 libre en la solución.

5.) Estudio termodinámico-a.) Resolución por el Método de los 7 pasos. b) Aplicación de la Ecuación de Dodge y Barnett y estudio de la Compleción.

a.) Método de los 7 pasos:

(1) Concepción Física del problema (Solución de los - constituyentes)

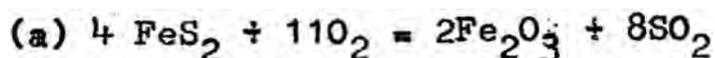
Fase Gaseosa : O_2 , N_2 , SO_2 , y SO_3 y H_2O (vapor)

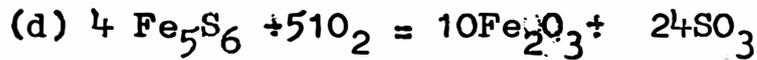
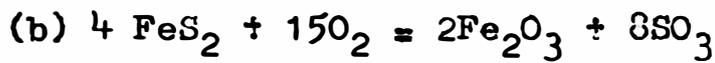
Fase líquida : No hay

Fase sólida : FeS_2 , Fe_xS_y , (Fe_5S_6) , Fe_2O_3 , FeO y FeS

Como condición de salida: Fe_2O_3 (interprobación de condiciones):

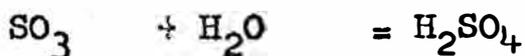
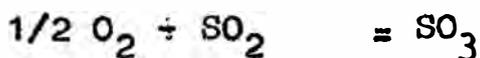
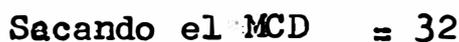
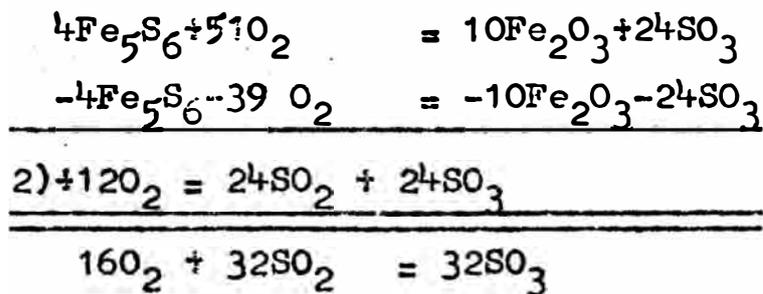
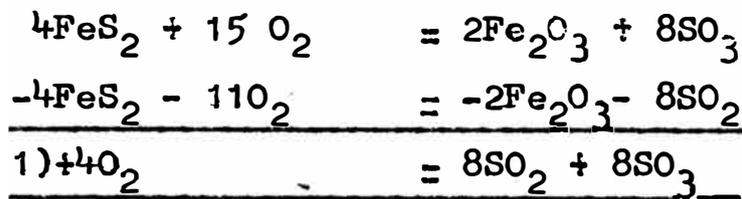
(2) Reacciones de Equilibrio





————— 100 % corresponde a la reacción.

Restando algebraicamente (b-a) y (d-c) independientemente obtenemos:



$$\frac{100 \%}{\text{P.M.}} = \text{No. de moles de Mezcla (Pirita + Pirrotitas)}$$

$$\frac{100}{\frac{120+472}{2}} = 200/592 = 0.338 \times 100 = 33.8\% (1/3 \text{ de la mezcla})$$

<u>Volúmen % de los constituyentes</u>		<u>X Moles de aire</u>
$\text{O}_2 = 0.075$	estos datos son ex perimentales del	$0.207x$ de O_2
$\text{SO}_2 = 0.120$		$0.793x$ de N_2
$\text{N}_2 = 0.805$		
$\text{NT} = 1.000$		

3) Estequiometría

<u>Estado Inicial</u>	<u>Estado Final</u>
Moles de SO ₂	= 0.12 - ΔN
Moles de O ₂	= 0.075 + 0.207x - $\frac{\Delta N}{2}$
Moles de SO ₃	= ΔN
Moles de N ₂	= 0.805 + 0.793x
<u>Moles totales NT</u>	= 1.000 + x - $\frac{\Delta N}{2}$ = $\frac{2.000 + 2x - \Delta N}{2}$

4) Presentación de Ecuaciones

$$(1) K_1 \text{ SO}_2 = \frac{0.24 - 2\Delta N}{2 + 2x - \Delta N} \quad p\text{SO}_2 = \frac{N\text{SO}_2}{Nt}$$

$$(2) K_2 \text{ O}_2 = \frac{0.15 + 0.41x - \Delta N}{2 + 2x - \Delta N} \quad p\text{O}_2 = \frac{N\text{O}_2}{Nt}$$

$$(3) K_3 \text{ SO}_3 = \frac{2\Delta N}{2 + 2x - \Delta N} \quad p\text{SO}_3 = \frac{N\text{SO}_3}{Nt}$$

$$(4) K_4 \text{ N}_2 = \frac{1.61 + 1.486x}{2 + 2x - \Delta N} \quad p\text{N}_2 = \frac{N\text{N}_2}{Nt}$$

5) Aplicación de la Regla de Fase

$$P_f \quad PL = C - R - 2Z$$

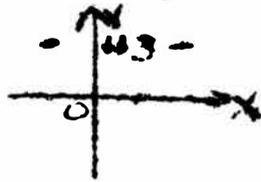
P_f = No. de fases

PL = Grados de libertad ó No. de variable para fijar el sistema

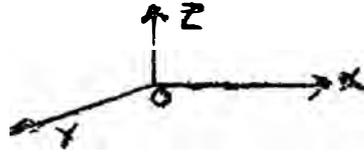
C = Constituyentes

r = Restricciones

Z = No. de ecuaciones



1er. Grado de libertad $y = f(x)$



2do. Grado de libertad $Z = f(x,y)$

Se tiene una serie de variables en las Ecuaciones:

PL = No. de variables para fijar el sistema

$P_f = \text{Fases} = 2$	Gas -	Sólido
	SO_2	Fe_2O_3
	H_2O	FeS
	N_2	FeO
	SO_3	CuO

$$P_f = 2$$

$$PL = X \quad P_f + PL = C - r - 2 + Z$$

$$C = 2 \quad 2 + PL = 2 - 1 - 2 + 2$$

$$r = 1 \quad PL = 1 - 2 = -1$$

$$Z = 2 \quad + PL = + \text{1er. grado de libertad}$$

6) Solución al sistema de Ecuaciones

(a) Por el método de Reemplazos:

Relacionando la ecuación (2) con la ecuación (4):

$$(A) \quad P_{\text{O}_2} = \frac{0.15 + 0.414x - \Delta N}{2 + 2x} \quad (2)$$

$$(B) \quad P_{\text{N}_2} = \frac{1.61 + 1.486x}{2 + 2x - \Delta N} \quad (4)$$

Reemplazando $P_{\text{O}_2} = 0.075$ y $P_{\text{N}_2} = 0.805$

$$\frac{0.805 (2+2x-\Delta N)}{0.075 (2+2x-\Delta N)} = \frac{1.61 + 1.486x}{0.18 + 0.414x-\Delta N}$$

$$10.73 = \frac{1.61 + 1.486x}{0.15 + 0.414x - \Delta N}$$

$$1.69 + 4.44x - 10.73\Delta N = 1.61 + 1.486x$$

$$0.08 + 2.95x = 10.73\Delta N$$

$$N = \frac{0.08 + 2.95x}{10.73}$$

$$x = \frac{10.73\Delta N - 0.08}{2.95}$$

Si este segundo valor reemplazamos en la ecuación (2) obtenemos:

$$0.075 = \frac{0.15 + 0.414 \left(\frac{10.73 N - 0.08}{2.95} \right) - \Delta N}{2 + 2 \left(\frac{10.73 N - 0.08}{2.95} \right) - \Delta N}$$

Eliminando ambos denominadores y obtenemos:

$$0.075 = \frac{0.15 \times 2.95 + 4.44 \Delta N - 0.033312 - 2.95 \Delta N}{2 \times 2.95 + 21.46 \Delta N - 0.16 - 2.95 \Delta N}$$

$$0.075 \times 2 \times 2.95 + 0.075 \times 21.46 N - 0.075 \times 0.16 - 2.95 \Delta N \times 0.075$$

$$= 0.15 \times 2.95 + 4.44 \Delta N - 0.033312 - 2.95 \Delta N$$

$$0.442 + 1.61 N - 0.012 - 0.221 N = 0.364 + 4.44 \Delta N - 0.033312 - 2.95 \Delta N$$

$$0.09912 = 0.10 \Delta N$$

$$N = \frac{0.09912}{0.10} = 0.099 = 0.1$$

Si reemplazamos este valor en la Ecuación (4) obtenemos:

(4)

$$P_{N_2} = 0.805 = \frac{1.61 + 1.486x}{2 + 2x - 0.099}$$

$$0.805 \times 2 + 0.805 \times 2x - 0.805 \times 0.099 = 1.61 + 1.486x$$

$$1.610 + 1.610x - 0.0798 = 1.610 + 1.486x$$

$$0.134x - 0.0798$$

$$x = \frac{0.0798}{0.134} = 0.595 \approx 0.6$$

$$x = 0.6$$

Reemplazando estos valores de $N = 0.1$ y $x = 0.6$ en las Ecuaciones (1), (2), (3) y (4), obtenemos los valores de las presiones:

$$(1) p_{SO_2} = \frac{0.24 - 2(0.1) - 0.24 - 0.20 - 0.04}{2 + 2(0.6) - 0.1} = \frac{0.04}{3.1} = 0.0129$$

$$(2) p_{O_2} = \frac{0.15 + 0.414(0.6) - 0.1 - 0.15 + 0.248 - 0.1}{2 + 2(0.6) - 0.1} = \frac{0.298}{3.1} = 0.0962$$

$$(3) p_{SO_3} = \frac{2(0.1)}{2 + 2(0.6) - 0.1} = \frac{0.2}{3.1} = 0.0645$$

$$(4) p_{N_2} = \frac{1.61 + 1.48(0.6)}{2 + 2(0.6) - 0.1} = \frac{1.61 + 0.89}{3.1} = \frac{2.50}{3.1} = 0.807$$

$$\text{Presiones} = p_{SO_2} + p_{O_2} + p_{SO_3} + p_{N_2}$$

$$\Sigma = 0.0129 + 0.0962 + 0.0645 + 0.807 = 0.9806$$

(b) Por el método de las Ecuaciones de Restricción:

1 mol de mezcla (Pirita+Pirrotita) por 10

moles de aire:

(1) Constituyentes



(2) Reacciones



(3) Estequiometría

<u>Estado Inicial</u>	<u>Estado Final</u>
$NSO_2 = 0$	$NSO_2 = V$
$NSO_3 = 0$	$NSO_3 = W$
$NO_2 = 2.07$	$NO_2 = Y$
$NN_2 = 7.93$	$NN_2 = 7.93$
	$Nt = V+W+Y+7.93$

$(S_4 + S_6) = 1 \text{ mol de mezcla}$

$(S) = 10 \text{ moles}$

(4) Presentación de Ecuaciones:

I) $P_{SO_2} = \frac{V}{Nt} \times Pt$

II) $P_{SO_3} = \frac{W}{Nt} \times Pt$

III) $P_{O_2} = \frac{Y}{Nt} \times Pt$

IV) $P_{N_2} = \frac{7.93}{Nt} \times Pt$

V) $P_{SO_2} + P_{SO_3} + P_{O_2} + P_{N_2} = Pt = 1 \text{ atm.}$

VI) $K = \frac{p_{SO_3}}{p_{O_2}^{1/2} p_{SO_2}}$

(5) Aplicación de la regla de fase:

$P_F + F_L = C - r - Z + 2$

$$1 + F_L = 4 - r - 1 + 2$$

$$F_L = 4 - r - 1 + 2$$

$$F_L = 4$$

$$F_L = 4 - 2 + 2 - r$$

$$F_L = 4 - r$$

Peso. r = 2 P y T

$$(VII) P_{SO_2} + P_{SO_3} = \frac{V + W}{Nt} = \frac{2}{Nt} \times Pt$$

$$(VIII) P_{SO_2} + 1.5 P_{SO_3} + P_{O_2} = \frac{V + 1.5W + Y}{Nt} \times Pt$$

$$= \frac{1.32}{Nt} \times Pt$$

$$(IX) \frac{1 \times 1.32}{7.93} \times P_{N_2} = \frac{1.32 \times 7.93}{7.93 \times Nt} \times Pt$$

Comparando VIII con IX obtenemos (K)

$$(X) \frac{1.32}{7.93} \times P_{N_2} = P_{SO_2} + 1.5 P_{SO_3} + P_{O_2}$$

1o. Ecuación de restricción que está en función de presión.

$$(XI) \frac{2}{7.93} \times P_{N_2} = P_{SO_2} + P_{SO_3}$$

2o. Ecuación de restricción que está en (f) de P también.

NOTA.- Con las dos ecuaciones de restricción más P y T la fase de equilibrio es cero grados por ser $r = 4$.

$$(\alpha) \frac{1.32}{7.93} \times P_{N_2} = P_{SO_2} + 1.5 P_{SO_3} + P_{O_2}$$

$$(e) \frac{2}{7.93} \times P_{N_2} = P_{SO_2} + P_{SO_3}$$

$$(x) P_{SO_2} + P_{SO_3} + P_{O_2} + P_{N_2} = 1$$

$$(j) K = \frac{p_{SO_3}}{p_{O_2}^{1/2} p_{SO_2}}$$

Resolviendo las ecuaciones (e-x) con (z) y éste con obtenemos:

$$(z) 0.34P_{SO_2} + 0.84P_{SO_3} + P_{O_2} = 0$$

Restando () obtenemos:

$$4.625P_{SO_2} + 4.125 P_{SO_3} = 1$$

$$(c) 4.965 P_{SO_2} + 4.965P_{SO_3} + P_{O_2} = 1$$

Despejando (c-x) el valor de P_{SO_3} con el fin de eliminar P_{O_2} en las ecuaciones anteriores:

$$K = \frac{P_{SO_3}}{P_{SO_2} \cdot P_{O_2}^{1/2}} \quad P_{O_2} = \frac{P_{SO_3}^2}{K^2 P_{SO_2}^2}$$

Reemplazando en (z) obtenemos:

$$0.34 P_{SO_2} + 0.84 P_{SO_3} + \frac{P_{SO_3}^2}{K^2 P_{SO_2}^2} = 0$$

6) Presentación de Ecuaciones

$$1) p_{SO_2} = \frac{V}{Nt} \times Pt$$

$$\begin{aligned} \text{II)} \quad p_{\text{SO}_3} &= \frac{W}{N_t} \times P_t \\ \text{III)} \quad p_{\text{O}_2} &= \frac{Y}{N_t} \times P_t \\ \text{IV)} \quad p_{\text{N}_2} &= \frac{7.93}{N_t} \times P_t \\ \text{V)} \quad p_{\text{SO}_2} + p_{\text{SO}_3} + p_{\text{O}_2} + p_{\text{N}_2} &= 1 \text{ atm.} \\ \text{VI)} \quad K &= \frac{p_{\text{SO}_3}}{p_{\text{SO}_2} \cdot p_{\text{O}_2}^{1/2}} \end{aligned}$$

7) Aplicación de la Regla de fase:

$$P_f + P_L = C - r - Z + 2$$

$$\text{VII)} \quad P_{\text{SO}_2} + P_{\text{SO}_3} = \frac{V+W}{N_t} = \frac{0.7266}{N_t} \times P_t$$

$$\begin{aligned} \text{VIII)} \quad P_{\text{SO}_2} + 1.5P_{\text{SO}_3} + P_{\text{O}_2} &= \frac{V+W(1.5)+Y}{N_t} \times P_t \\ &= \frac{1.748}{N_t} \times P_t \end{aligned}$$

$$\text{IX)} \quad \frac{1.748}{N_t} \times P_t = \frac{1.748 \times 7.93}{7.93N_t} \times P_t$$

Comparando VIII con IX nos da la ecuación (X)

$$\text{X)} \quad P_{\text{SO}_2} + 1.5 P_{\text{SO}_3} + P_{\text{O}_2} = \frac{1.748}{7.93} \times P_{\text{N}_2}$$

1o. Ecuación de restricción que es tá en función de presión.

Igualmente resulta la Ecuación (XI)

$$\text{XI)} \quad P_{\text{SO}_2} + P_{\text{SO}_3} = \frac{0.7266}{7.93} \times P_{\text{N}_2}$$

2o. Ecuación de restricción que es tá en función de presión.

8) Resolución del sistema de ecuaciones:

$$(\alpha) \quad P_{\text{SO}_2} + P_{\text{SO}_3} = \frac{0.7266}{7.93} P_{\text{N}_2}$$

$$(\beta) \quad P_{\text{SO}_2} + 1.5P_{\text{SO}_3} + P_{\text{O}_2} = \frac{1.748}{7.93} P_{\text{N}_2}$$

$$(\gamma) \quad P_{\text{SO}_2} + P_{\text{SO}_3} + P_{\text{O}_2} + P_{\text{N}_2} = 1 \text{ Atm.}$$

$$(\delta) \quad K = \frac{P_{\text{SO}_3}}{P_{\text{SO}_2} \cdot P_{\text{O}_2}^{1/2}}$$

Resolviendo (α) y (β) tenemos:

$$\text{XII) } \frac{7.93}{1.748} (P_{\text{SO}_2} + P_{\text{SO}_3}) = P_{\text{N}_2}$$

$$\text{XIII) } \frac{7.93}{1.748} (P_{\text{SO}_2} + 1.5P_{\text{SO}_3} + P_{\text{O}_2}) = P_{\text{N}_2}$$

$$10.91 (p_{\text{SO}_2} + p_{\text{SO}_3}) = P_{\text{N}_2}$$

$$4.54 (p_{\text{SO}_2} + 1.5p_{\text{SO}_3} + p_{\text{O}_2}) = P_{\text{N}_2}$$

Desarrollando obtenemos:

$$\text{XIV) } 10.91 p_{\text{SO}_2} + 10.91 p_{\text{SO}_3} = P_{\text{N}_2}$$

$$\text{XV) } 4.54 p_{\text{SO}_2} + 6.81 p_{\text{SO}_3} + 4.54 p_{\text{O}_2} = P_{\text{N}_2}$$

$$\text{XVI) } 5.37 p_{\text{SO}_2} + 4.10 p_{\text{SO}_3} - 4.54 p_{\text{O}_2} = 0$$

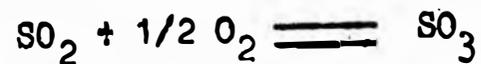
CUADRO DE PRESIONES PARCIALES DEL SO₃, SO₂, O₂ Y N₂

T=100°K K ₂ =3.48	T=1100°K K ₂ =0.44	T=1200°K K ₂ =0.078	T=1300°K K ₂ =0.018	T=1400°K K ₂ =0.05	T=1500°K K ₂ =0.0775	T=1600°K K ₂ =0.000688	T=1700°K K ₂ =0.000298	T=1800°K K ₂ =0.000142
P _{SO₂} 0.07200	P _{SO₂} 0.08900	P _{SO₂} 0.09700	P _{SO₂} 0.10030	P _{SO₂} 0.10200	P _{SO₂} 0.10250	P _{SO₂} 0.10315	P _{SO₂} 0.10340	P _{SO₂} 0.10253
P _{SO₃} 0.03358	P _{SO₃} 0.01565	P _{SO₃} 0.00721	P _{SO₃} 0.00346	P _{SO₃} 0.00143	P _{SO₃} 0.00120	P _{SC₃} 0.00073	P _{SO₃} 0.00046	P _{SO₃} 0.00032
P _{O₂} 0.06251	P _{O₂} 0.07027	P _{O₂} 0.06750	P _{O₂} 0.09008	P _{O₂} 0.07161	P _{C₂} 0.07692	P _{O₂} 0.07279	P _{O₂} 0.06642	P _{O₂} 0.06727
P _{N₂} 0.83725	P _{N₂} 0.82987	P _{N₂} 0.82639	P _{N₂} 0.82504	P _{N₂} 0.82416	P _{N₂} 0.82343	P _{N₂} 0.82377	P _{N₂} 0.82361	P _{N₂} 0.82139
1.00534 Pt	1.00479 Pt	0.99810 Pt	1.01976 Pt	0.99970 Pt	1.00475 Pt	1.00044 Pt	0.99389 Pt	0.99251 Pt

CUADRO DE LOS VALORES DE LA CONSTANTE DE EQUILIBRIO

(K)

Valores de K	A	B	C	Rango de Temperatura
$S_2 + O_2 \rightleftharpoons 2SO_2$	- 173,240	-	34.62	248 - 200
$S_2 + 3 O_2 \rightleftharpoons 2SO_3$	- 218,400	-	77.34	318 - 1800
$2SO_2 + O_2 \rightleftharpoons 2SO_3$	- 45,200	-	42.72	318 - 1800
$SO_2 + 1/2 O_2 \rightleftharpoons SO_3$	- 22,600	-	21.36	318 - 1800



TOK	AG	-4.576 T	Log.K = $\frac{-AG}{4.576T}$	Log.K	K	K ²
300	-15,808	1455.168	+10.86335	+10.86335	7.3005x10 ¹⁰	53.29x10 ²⁰
400	-14,056	1830.400	+ 7.67919	+ 7.67919	4.7773x10 ⁷	22.82x10 ¹⁴
500	-11,920	1188,000	+ 5.20979	+ 5.20979	1.621x10 ⁵	2.63x10 ¹⁰
600	- 9,784	2745.600	+ 3.56351	+ 3.56351	3.660x10 ³	13.40x10 ⁶
700	- 7,648	3203.200	+ 2.48761	+ 2.38761	2.441x10 ²	5.96x10 ⁴
800	- 5,512	3660.800	+ 1.50568	+ 1.50568	3.203x10	10.26x10 ²
900	- 3,376	4118.400	+ 0.81973	+ 0.81973	6.602	43.59
1000	- 1,240	4576.000	+ 0.27097	+ 0.27097	1.866	3.42
1100	+ 896	5033.600	- 0.17800	- 1.82200	6.637x10 ⁻¹	0.44
1200	+ 3,032	5491.200	- 0.55215	- 1.44785	0.2804	0.0784
1300	+ 5,168	5948.800	- 0.86874	- 1.13126	0.1352	0.018
1400	+ 7,304	6406.400	- 1.14010	- 2.85990	0.07242	0.005
1500	+ 9,440	6864.000	- 1.37529	- 2.67471	0.04214	0.001775
1600	+11,876	7321.600	- 1.58107	- 2.41893	0.02623	0.000688
1700	+13,712	7779.200	- 1.76264	- 2.23736	0.01727	0.000299
1800	+15,848	8236.800	- 1.92404	- 2.075 %	0.01191	0.000142

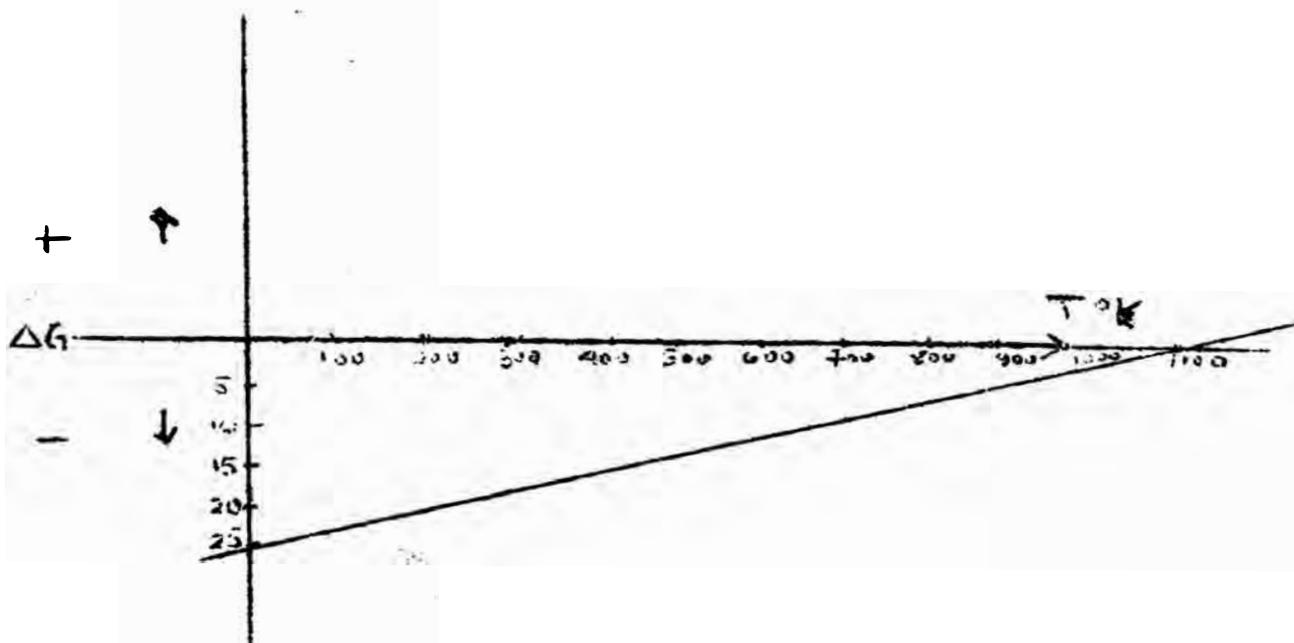
Cálculo de la Complejión y el criterio de Dodge & Barnett

Ecuación Resultante de la Energía Libre

Total en la Reacción $\text{SO}_2 + 1/2 \text{O}_2 = \text{SO}_3$

$$GR = - 22600 - 21.36 T$$

$$T = \frac{-22600}{21.36} = - 1060^\circ\text{K}$$



Conclusiones:

- 1) Que la Energía libre de los gases reactantes es negativa
- 2) Es una reacción espontánea imposible que va de la Región (-) a la (+)
- 3) Aplicando el Criterio de Dodge & Barnett, tenemos:

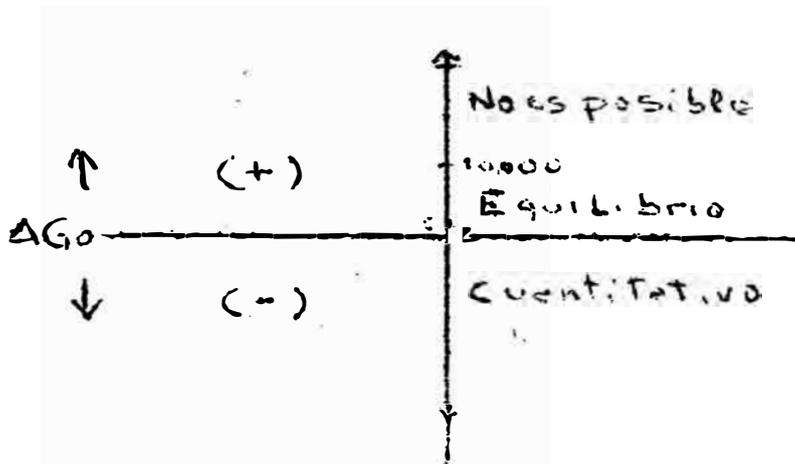
Si sobre un eje vertical se ubica los valores de la Energía libre, obtenemos con la Ecuación Energética Resultante a partir de cero, valores (+) hacia arriba y negativos (-) hacia abajo.

En nuestro caso a temperatura ambiente o 298.16°K

$$DG = -22,600 + 21.36 (298)$$

$$-22,600 + 6350 = -16,200 \text{ Cal}$$

lo que nos dá una energía libre cuantitativa.



4) Para hacerlo en Equilibrio hacemos un calentamiento a presión elevando la temperatura a 120°K

$$G1 = -22600 + 21.36 (298.2)$$

$$-22600 + 6370 = -16230$$

$$G1 = -22600 + 21.36 (1200)$$

$$G = -22600 + 25632 = 3032 \text{ Cal.}$$

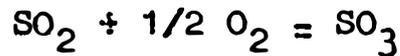
Calculemos la constante de equilibrio a temperatura ambiente y a temperatura elevada de 1200°K

$$\underline{\underline{a \quad 298.16}}$$

Punto de Vista de la Complejión

Cuando se toma un ión de SO_2 y una 1/2 mol de O_2 , se

tiene que se toma $1-x$ que se transforma y el segundo miembro es x de SO_3 que se transforma:



$$x-1 + 1/2 x = x$$

Poniendo el K , de equilibrio en función de las presiones, tenemos:

$$K = p_{SO_3} / p_{SO_2} p_{O_2}^{1/2} = 0.28 = x / (x-1) (1/2x)^{1/2}$$

Racionalizando:

$$K = \frac{x \sqrt{x/2}}{(x-1)(x/2)}$$

Elevando al cuadrado, ambos miembros para eliminar $\sqrt{x/2}$:

$$0.28^2 = \frac{\frac{x^3}{2}}{(x-1)^2 x^2 / 4}$$

$$0.0784 = \frac{\frac{x^3}{2}}{\frac{x^4}{4} - \frac{x^3}{2} + \frac{x^2}{4}} = \frac{x^3 x^{1/2}}{x^4 - 2x^3 + x^2}$$

$$0.0784 = \frac{4x^3}{2(x^4 - 2x^3 + x^2)}$$

$$0.0784x^4 - 0.1568x^3 + 0.0784x^2 = 2x^3$$

Factorizando, obtenemos:

$$0.0784x^4 - 2.1568x^3 + 0.0784x^2 = 0$$

$$x^2(0.0784x^2 - 2.1568x + 0.0784) = 0, \text{ siendo } x^2 = 0$$

Tomando la ecuación cuadrada, de la forma $ax^2 + bx + c=0$,

siendo la solución de sus raíces de la forma:

$$x_1 = \frac{-b \pm \sqrt{b^2 - 4ac}}{2a}$$

$$x_2 = \frac{-b \pm \sqrt{b^2 - 4ac}}{2a}$$

Por, lo que procedemos a hacer los reemplazos correspondientes y analizar las raíces:

$$x = \frac{4.6656 \pm \sqrt{4.6656^2 - 4 \times 0.0784 \times 0.0784}}{0.1568}$$

$$x_1 = \frac{4.6656 + 2.15}{0.1568} = 43.5$$

$$x_2 = \frac{4.6656 - 2.15}{0.1568} = 16.0$$

En el primer caso nos indica que el 64.25% se transforma en SO_3 y el 33.75% queda como remanente.

En el segundo caso, es el 23% que se transforma en SO_3 y el 77% queda como remanente.

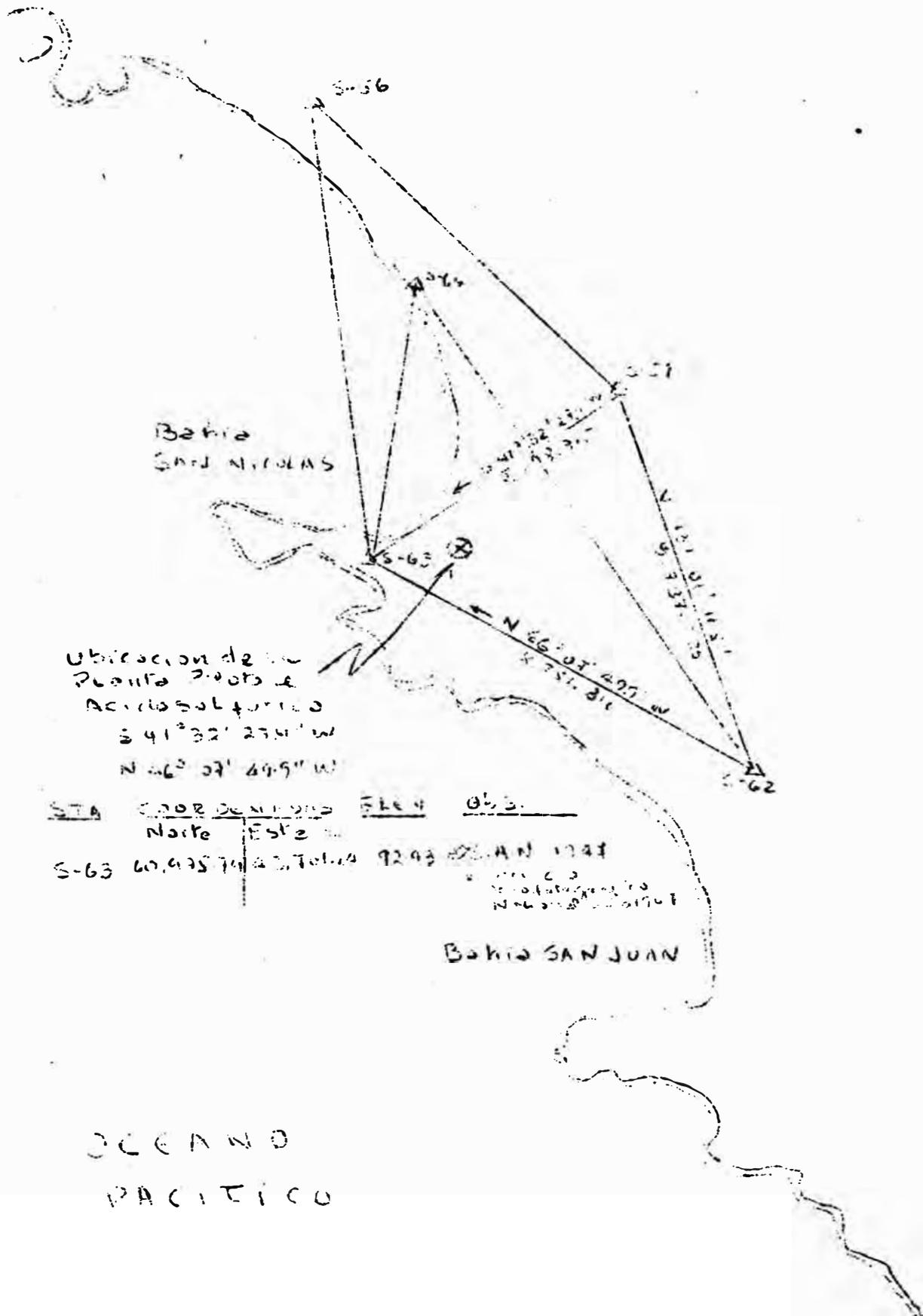
Llegando a la conclusión que el primer caso es más conveniente.

b.) Proceso de Diseño de la Planta: Preambulo de los Factores de Diseño.

A base de la Capacidad de la Planta diseñar las dimensiones Básicas del Horno y sus accesorios:

Resumen de Factores en la ubicación de la Planta Piloto experimental de ácido sulfúrico de la localidad de San Nicolás (Distrito de Marcona - Provincia Nazca- Departamen-

CAPITULO II) - Sistema de Triangulación del Distrito de
MARCONA, PROVINCIA DE NASCA, DEPARTAMENTO DE ICA - UBICA-
CION de la Planta Piloto de ACIDO SULFURICO.



to de Ica)

Ubicación Geográfica y Topográfica

Ubicación Topográfica Coordenadas

<u>Estación</u>	<u>Norte</u>	<u>Este</u>	<u>Elevación</u>	<u>Obs.</u>
S-63	60,975.79	43,701.64	92.93	Trabajo realizado por el servicio Aéreo Fotográfico Nacional en - 1947

Ubicación Geográfica

N66°07' 49.9"W
S41°32' 27.4"W

Factores Primarios.-

1) Suplementos de materia prima

a) Tenemos el complejo metalúrgico de la Bahía de San Nicolás que realiza operaciones de TRITURACION TERCIARIA-Molienda -SEPARADORES-Magnitudes-Flotación y colas (Las cuales se utilizan para nuestro estudio).

2) Otros sustitutos

Por haber una enorme cantidad de material de sulfuros que van en las colas al mar es difícil hablar de sustitutos.

3) Distancia

Esta es mínima entre la futura planta piloto y el área

existente.

Mercado (2)

- a) La demanda se suscribe a un radio de acción de 0 á 220 Kms. (Ica) y 520 Kms. (Lima) y 731 Kms. hasta Camáná. Existiendo caminos asfaltados de primera línea.
 - b) El crecimiento o declinación puede variar de acuerdo al No. de plantas de ácido y su relación a ésta.
 - c) y d) El caso de un requerimiento de almacenamiento, sería supuesto existiendo una fuerte demanda o competencia.
- 4) Potencia y Suplementos de Combustible

- a) El abastecimiento de petróleo (Tipo Bunker C) está asegurado al contar con depósitos suficientes de más de 1000,000 de barriles al año y contar con dos plantas térmicas de generación de fluido eléctrico.
- b) Las futuras reservas, están en relación directa con el desarrollo de otros proyectos del fierro y sus sub-productos (S)
- c) Los Costos, al comienzo se elevarán por la poca demanda y en los años siguientes bajaron con el aumento de capital de reinversión para expansión industrial de la Planta.

5) Suplementos de agua

- a) El contenido de minerales y sales es bastante bajo y se usa cloro en cantidades comerciales de acuerdo al consumo humano. El agua es muy buena y casi exento de bacterias y aguas duras.

- b) La cantidad es suficiente, existiendo reservas de + de 1000,000 de galones/día, consumiéndose solamente 60000 galones/día.
- c) Por la distancia, ya que se trata de pozos tubulares y por el bombeo a 50 Kms, de Hawai á San Juan - se ha construído varios reservarios que almacenan - un millón de galones de agua al día.
- d) Estos son relativamente bajos que llegan a \$0.05/ - Toneladas (\$/ 2.35/Ton. de agua).

6) Clima

- a) La inversión para construcción de casas es del orden de los 75,000,000 soles/años y MTC.
- b) Las condiciones de humedad y temperatura son variables - existiendo brisas marinas constantes y la tierra salitre, cloratos y otros.
- c) El movimiento decientos y mareas es bien variado - durante todo el año y los meses de estación.

Factores Específicos:

7) Transporte

- a) El desarrollo de varios servicios y proyectos evaluados
 - (1) Ferrocarriles - No existen y no son necesarios
 - (2) Hay pistas asfaltadas de primera que mueven un gran volúmen de vehículos entre Marcona y los - pueblos adyacentes

- (3) El agua es suficiente tras que hay meses de sequía y regulación de este elemento
- (4) Las tuberías para gases y líquidos y productos petroleros existente en cantidad variada en las áreas industriales de San Nicolás y San Juan.
- (5) El transporte aéreo - Existe un avión pequeño - de ocho asientos y cuenta con una moderna pista de aterrizaje de 2500 metros.

8) Deposición de Relaves

- a) La regulación de las leyes al respecto, de acuerdo al código de higiene industrial del Código de Minería está conforme y se distribuye en los lugares de fácil acceso al mar o muy cerca de él.
- b) Las posibilidades a tajo abierto y centro industrial junto a la costa.

9) Laboral

- a) Desarrollo de habilidades: se lleva un control estadístico del personal y su rendimiento en la empresa
- b) Las relaciones laborales son bastante buenas - Existe un departamento de Relaciones Industriales que mantiene contactos y relaciones de administración laboral entre la empresa y el sindicato
- c) La estabilidad de relaciones laborales es fluctuante y está entre la ley de los aumentos y promociones entre el personal y la patronal

10) Leyes Regulatorias:

- a) Código de Edificios: Se lleva un control con codicaciones de colores de edificios y casas dentro del campamento minero. Igualmente en la zona na industrial.
- b) La zonificación se cumple estrictamente entre las áreas industriales y de vivienda tanto en San Juan, San Nicolás y la mina.
- c) Restricciones en las pistas para el control de velocidad automotor. Es llevado por el Departamento de Seguridad, poniendo avisos y reglamentación de velocidades.
- d) Los códigos para el depósito de Relaves marchan de acuerdo a lo establecido por el Código de Higiene Industrial y son revisados por el Ministerio de Minas y Energía.

11) Impuestos

a) Leyes Locales y Estatales

- (1) Todas están gobernadas por las disposiciones dadas por el Gobierno Central que se refieren:

La propiedad - Uso y regulación de agua -
Tráfico marino y área y Derecho Minero e In
dustrial.

Promoción de la Industria, etc.

12) Características del Centro Industrial Futuro

- a) Contorno del lugar: debe ser apropiado -estudiándose con cuidado el terreno y su nivelación topo

gráfica.

- b) Estructura del suelo: este es otro aspecto importante se debe hacer un sondaje diamantino y otro para saber la estructura geológica del piso en relación a la construcción de cimientos y edificios.
- c) El acceso para caminos, líneas de ferrocarril y agua es bueno debido a la proximidad del mar y la costa y también las fuentes o napas freáticas referente al agua dulce.
- d) El piso para la expansión industrial es amplio y avanza varias hectáreas de arenas y pisos.
- e) El costo del terreno es relativamente caro, debido al empleo de equipo auxiliar - coladita y otros materiales como cemento, fierro, adbestos, tuberías, etc.
- f) El futuro de la expansión industrial es bueno, debido a las condiciones del lugar de fácil acceso para vías de comunicación, etc.

13) Factores de Comunicación

- a) El área es semi-rural, porque ya existe un distrito al lado del campamento y las vías de comunicación, radio y aérea hacen una fácil comunicación nacional.
- b) El costo de edificación de casas o habitaciones, es caro debido a la falta de centros de abasto de cemento y fierro, y piedras que hay que traerlos

de lugares distantes.

- c) Los aspectos culturales como teatros, librerías, e Iglesias son reducidos y se debe proveer de una biblioteca municipal o local, lo mismo el aspecto de culturización del pueblo.
- d) El sistema de colegios es bueno y existe hasta 5 centros de educación Primaria y media.
- e) Las facilidades de recreación, son pocas como las canchas de fútbol, fulbito, etc.
- f) Existe una posta y un centro hospitalario de primera, con más de 100 camas y equipado completamente y con 15 médicos y 20 enfermeras y 40 auxiliares.

13) Vulnerabilidad al tiempo de ataque en caso de guerra

- a) La distancia a otros centros poblados es corta, pero el único peligro es que existe dos vías de acceso, por tierra salvándose el mar y aire por donde pueden atacar y también pedir auxilio.
- b) La concentración de la industria abarca dos áreas grandes que son la mina (32Kms. de San Juan) y - San Nicolás (17Kms. de San Juan) por vías de asfalto de primera.

14) Control del fuego excesivo

- a) El área industrial tiene áreas localizadas consideradas altamente volátiles - Tal es el caso de los depósitos de petróleo Bunker C, que almace -

nan 1'000,000 de galones y petróleo Diesel. El control está entre el departamento de seguridad y protección interna de la Planta que tiene centros de control contra incendios.

El Proceso Design

El Propósito de diseñar reúne tres condiciones básicas:

- 1) Dimensiones básicas del horno o máquina
- 2) Potencia o Energía utilizable
- 3) Capacidad operativa de la Planta Piloto o Industrial.

En nuestro caso hacemos un análisis previo antes del diseño:

Características del Horno:

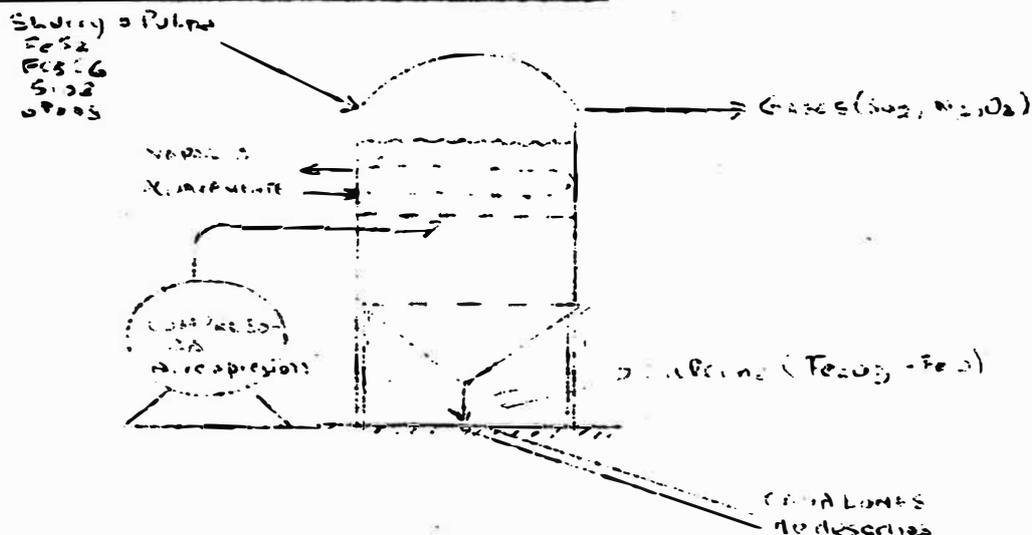
Es un reactor no catalítico tipo heterogéneo o reactor flow tipo continuo- Isobérico, éste reactor de fluo-sólidos es una parrilla a la cual llega el gas que puede ser caliente o frío que pasa hacia arriba, sobre la parrilla, se alimenta el mineral al estado pulverulento o slurry, el flujo del gas hace que los sólidos se suspendan y se forma un sistema sólido - gas y cada uno es separado por una película del gas adquiriendo un estado de fluidización y se comporta como si fuera un líquido.

No interesa la forma del reactor que puede ser cualquiera, interesa la condición de operación en relación a la continuidad.

El diseño presupone el concepto cinético de lo que entra sale y se transforma. También se usa las Relaciones Puen

te que pueden ser Relaciones Cénéticas que sirven de anexo entre el tiempo y alguna capacidad del horno o máquina y se necesita un doble juego para dimensiones:

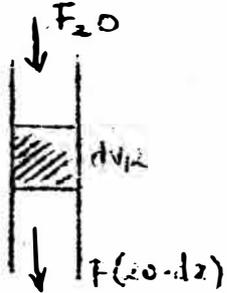
Esquema o Gráfica del Proceso:



BALANCE DE MATERIALES

MATERIALES ENTRANTES			MATERIALES SALIENTES	
Pulpa o Slurry	Aire Comprimido	Vapor ó agua	Calcina	Gases
FeS ₂	O ₂	H ₂ O	Fe ₂ O ₃ /SiO ₃	SO ₂
FeS ₅	O ₂	H ₂ O	Fe ₂ O ₃ /SiO ₃	SO ₂
SiO ₂	O ₂	H ₂ O	SiO ₃	Inertes

Descripción de la Ecuación que precide al Diseño



(Alimento Inicial)

Entrada

(Incremento del Vol. del Reactor)

Transformación

(Cantidad Transformada)

Salida

En el caso del Tubular-Flow

Reactante A en el feed	-	Reactante A no transformado per dido en el centlif.	-	Reactante A Convertido en el reactor	=	Velocidad de transformación A en el reactor
---------------------------	---	---	---	--	---	---

Por el uso de las camas fluidizadas

Se clasifican en:

I) Reacciones Químicas

a) Catalíticas

b) No Catalíticas (son reactores no catalíticos heterogéneos)

Este tipo son los reactores Flow: En que el tiempo de carga y descarga se confunden con la reacción:

$$\frac{V_R}{F} = \int_0^{x_A} \frac{dx_A}{r_A} = \int_0^{x_A} \frac{1}{r_A} (dx_A)$$

Entrada

Salida

Transformación

F(20)

-

F(20-dx_A)

-

$r_A dV_R = 0$

dx_A = Grado de conversión o transformación

r_A = Es el Rate, expresado en Lbs-mol de reactante de

transformación por unidad de volumen de Tiempo 0

En cada uno de los planos la velocidad es constante y por lo tanto su derivada es cero.

$$F_20 - F_20 + F dx_A - \gamma_A dVR = 0$$

$$F dx = \gamma_A dVR$$

Para el diseño del horno nos interesa el Vol. del Reactor

$$dVR = \frac{F dx_A}{\gamma_A}$$

Para obtener volumen integramos, siendo F(alimento) constante:

$$\int_0^{VR} dVR = F \int_0^{x_A} \frac{dx_A}{A} \quad \text{pero} \quad \gamma_A = \frac{dx_A}{d\theta}$$

$$\frac{VR}{F} = \int_0^{x_A} \frac{dx_A}{\frac{dx_A}{d\theta}} = \int_0^x d\theta = [\theta]^x = \text{Ecuación de diseño para Reactor Isóbarico no catalítico-heterogéneo}$$

En el diseño es importante tener el diámetro del horno y la altura para un determinada capacidad y depende de las condiciones operativas del tamaño del grano.

Si se realiza sustituciones en la variable independiente (θ) de tiempo, tenemos que:

$$\frac{VR}{F} = \frac{-cuft}{cuft/hora} = \text{TIEMPO} \quad d\theta \left\{ \begin{array}{l} d\theta = \frac{d(VR)}{F} \\ d\theta = \frac{d(1)}{SV} \\ d\theta = \frac{d(W)}{F} \end{array} \right.$$

$$\frac{F}{VR} = SV \text{ (Espacio-velocidad)}$$

$$\frac{\text{Volumen del Alimento (Feed)}}{\text{Volumen del Reactor}} = \frac{\text{Feed}}{\text{VR}} = \frac{\text{Cuft/hora}}{\text{Cuft}} = \frac{1}{\text{Tiempo}}$$

$$\frac{\text{VR}}{\text{F}} = \frac{1}{\text{SV}}$$

$$\frac{\text{W}}{\text{F}} = \frac{\text{Libras}}{\text{Libras/hora}} = \text{hora (tiempo)}$$

Para el proceso de diseño tenemos los siguientes datos:

Fedd Rate = 100 T.M. DIA	6	20,472 Lbs/DIA
101.6 LTP.DIA	6	227,584 Lbs/DIA
4.23 LTP.DIA	6	9.487 Lbs/Hora

$$13\% \text{ de humedad en la pulpa o slurry} = \frac{9483}{1.13} 28391 \frac{\text{Lbs. secas}}{\text{hora}}$$

$$\text{Capacidad calculada de la Planta Piloto de H}_2\text{SO}_4 = 110.9 \text{ T.M. Día } 6 \frac{110.9}{9842} = 112.7 \text{ LTP. Día}$$

TIEMPO DE CONTACTO (θ) = 5 1/2 hrs. 15000 Ft²/cuft es la mayor área de sólidos por
 Altura de la cama fluidizada = 5 pies. pie cúbico de cama.

$$\text{Superficie Específica} = 1387 / 4.76 \text{ B.S.A (grano/cm}^2\text{)}$$

$$\text{Bulk Density (Slurry)} = 195 \frac{\text{Lbs.}}{\text{Cuft.}} \quad 40 \frac{\text{Lbs.}}{\text{Cuft.}} \text{ Bulk density en la cama fluidizada}$$

$$\text{Gravedad Específica} = 1.87 / 4.76$$

$$\text{Malla} = 230 = 13.5\% = 62 \text{ Micrones} = 0.062 \text{ mm } 6 \text{ 0.0024 in}$$

$$\text{Malla} = 325 = 69.4\% = 44 \text{ Micrones} = 0.044 \text{ mm } 6 \text{ 0.0017 in}$$

1) Primero calculamos el Feed o Flujo Horario:

$$\text{F} = \frac{112.7 \text{ LTPD} \times 2240 \text{ Lbs.}}{195 \text{ Lbs/cuft} \times 24 \text{ horas (día)}} = \frac{252448}{4680} = 53.94 \text{ cuft/hora}$$

2) Calculamos el volúmen del recipiente, aplicando la ecuación

Base del Diseño (A):

$$\frac{VR}{F} = \theta$$

$$VR = \theta \times F = 53.94 \times 5.5 = 296.67 \text{ Cuft.}$$

Siendo : $\theta = 5.5$ Hrs.

$F = 53.94$ Cuft/hr.

3) Establecemos la relación puente o cinética, ésta es:

$$H/D = 1.5$$

4) Igualando el volúmen del recipiente a la forma geométrica de éste:

$$VR = 0.785 D^2 H$$

$$296.67 = 0.785 D^2 H$$

Siendo $H = 1.5 D$

$$\therefore 296.67 = 0.785 D^3 \times 1.5$$

Despejando el diámetro tenemos:

$$D = \sqrt[3]{\frac{296.67}{0.785 \times 1.5}} = \sqrt[3]{\frac{296.67}{1.1775}}$$
$$= \sqrt[3]{251.95} = \sqrt[3]{252} = 6.32'$$

(Diámetro) $D = 6.32' \quad 6.5'$

(Altura) $H = 10.0'$

Otra forma de cálculo es por el Area Transversal, así:

$$\text{AREA} = \frac{296.67 \text{ Cuft}}{5 \text{ pies de altura de estrato catalítico de cama}} = 59.33 \text{ pies cuadrados}$$

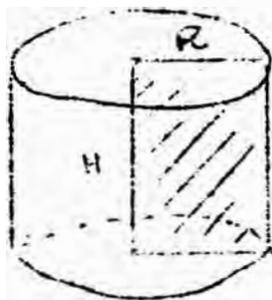
El Rate propuesto de 20/50 $\frac{\text{Lbs.}}{\text{Hr.} \cdot \text{ft}^2}$

$$\text{Promedio medic es } 35 \frac{\text{Lbs.}}{\text{hr} \cdot \text{ft}^2} \times 59.33 \text{ft}^2 = 2076.55 \frac{\text{Lbs.}}{\text{hora}}$$

$$1) \text{ Calculamos el Feed} = \frac{9483 \frac{\text{Lbs. secas}}{\text{hora}}}{1.13\% \text{ humedad}} = 8391 \frac{\text{Lbs. secas}}{\text{hora}}$$

$$2) \text{ Hallamos el Radio dividiendo el } \frac{\text{Feed}}{\text{Rate}} = \frac{8391 \text{ dividido}}{2076.55} = 4.04 / 4.5 \text{ calculado}$$

3) Calculando por la forma geométrica del recipiente:



$$A = \pi R^2$$

$$59.33 \text{ pies cuadrados} = \pi R^2$$

Despejando R:

$$R = \sqrt{\frac{59.33}{\pi}} = \sqrt{18.88} \approx \sqrt{19} =$$

$$(\text{DIAMETRO}) R = 4.3/6 \quad D = 8.6/4' = 8 \frac{1}{2}'$$

$$(\text{ALTURA}) H = 12.75 \approx 13'$$

Comparando ambos métodos podemos hallar el promedio medio de las dos Dimensiones Básicas:

$$D = 8.5 + 6.5 = 7.5'$$

$$H = 13.0 + 10.0 = 11.5'$$

La capacidad del Blower o Soplador es:

Varía de 7000 á 11,500 cuft/hora tipo Turbo 20

Peso es de 7350/8750 Lbs. Precio de Fábrica= 180/200 dólares

Características 3 Lbs. de descarga de presión-Una sóla etapa 3550 RPM. 1500' de altura máxima motor de 220 V., 440 V. á 550 V.

La potencia total = 0.037 Kw-hr/Lb.de agua removida

La capacidad del horno de Fluo-Sólidos:

2076 Lbs/hora por ft² de áreas transversales

Cálculo de la Velocidad del Gas

$$V_{min.} = \frac{0.005 dp^2 (60^3 (\epsilon_p - \epsilon_f)g}{(1 - \epsilon_0)u^2}$$

Donde:

dp = 6/5 p y Sp es el área superficial por unidad de volumen en ft⁻¹

ϵ_0 = Volumen de vacíos en la cama (usualmente de 0.3 á 0.5)

ϵ_p = Densidad de sólidos 1 Lbsxmasa/ft³

ϵ_f = Densidad del gas fluidizante en Lbsxmasa/ft-hr (SO₂)

g = Aceleración gravitacional, ft/seg²

$$V_{min} = \frac{0.005 \times \frac{6}{15000 \text{ suft/cuft}} \times (0.5)^3 (195-40) \times 32.17 \text{ft/seg}^2}{(1 - 0.5) \times 0.01975}$$

$$V_{min} = \frac{0.030 \times 0.075 \times 155 \times 32.2}{15000 \times 0.5 \times 0.01975} = 0.066 \text{ 0.1ft/seg.}$$

V_{\min} = pedido es de (0.5 á 3 ft/seg.)

Caída de Presión: A través de la cama es igual al peso de los sólidos contenidos por expansión de la cama del 20% menos. Ello se calcula por lo siguiente:

$$A P = L (1 - \epsilon) (\rho_p - \rho_f) g/g_c$$

Donde:

AP = caída de presión en la cama fluidizada $\frac{\text{Lbs-fza}}{\text{ft}^2}$

L = Altura total de la cama fluidizada, ft.

gc = Constante gravitacional $\frac{\text{lbs-mas-ft}}{\text{lbs-fza-seg}^2}$

$$g_c = 32.1740 \frac{\text{Lbs-masa-ft}}{\text{Lbs-fza-seg}^2}$$

ϵ = Volúmen de vacío de la cama expandida

La relación entre el % de expansión de cama(x) y es dada por:

$$\epsilon = \frac{0+0.01x}{10.01x} = \frac{0.5+0.01(0.2)}{1+0.01(0.2)} = \frac{0.5002}{1.002} = 0.5$$

Donde x es la función compleja de la velocidad.

$$\therefore AP = L(1 - \epsilon) (\rho_p - \rho_f)g/g_c$$

$$AP = 5\text{ft} (1.05) (195.40) \times 32.1740/32.1740$$

$$= 5.0 \times 0.5 \times 155 = 2.5 \times 155 = 387.5 \text{ lbs-fza/ft}^2$$

Transferencia de Calor

Los reactores de camas fluidizadas se caracterizan por sus altos coeficientes de transferencia de calor sobre las paredes laterales y sobre la transferencia interna de calor debido a tubos enrollados o tubos axiales tipo bayoneta, los coeficientes de transferencia de calor varían de un rango de 50 á 125 BTU/hr (ft²)^oF. Los coeficientes entre el gas y las partículas sólidas de un área de superficie alta son algunas veces mayores que los obtenidos por condiciones de convección natural. Por ejemplo una convección natural de un coeficiente para partículas de 50 en el aire es elevado de 200 y M el sistema de fluidización, este valor sería mucho mayor.

Las ecuaciones de correlación de GANSON pueden ser usadas para estimar la transferencia de calor dentro de una zona de agitación del reactor.

Para transferencia a paredes Laterales:

$$J_h = \left(\frac{h}{C_p G} \right) \left(\frac{C_p u_f}{K_f} \right)^{4.3} = 2.0 \left(\frac{dp G}{u_f} \right)^{-0.69} (1 - \epsilon)^{-0.3}$$

Para transferencia a calores internos y dispositivos de enfriamiento:

$$J_h = 2.5 \left(\frac{dp G}{u_f} \right)^{-0.8} (1 - \epsilon)^{-0.3}$$

Donde C_p = Calor específico del gas fluidizante BTU/Lb.

K_f = Conductividad térmica del gas fluidizante,
BTU/(hr)(ft²)(^oF/ft)

G = Velocidad de la masa del gas fluidizante en

$$\text{lbs/m} - \text{ft}^2$$

La transferencia de calor a las paredes laterales es a menudo por manipuleo de reacciones exotérmicas medias.

Las reacciones exotéricas son altas, deben considerarse, métodos de diseño incorporados a uno o más de estos métodos: (1) Añadiendo bobinas internas. (2) Reciclaje de la cama através de un enfriador externo. (3) Usar el calor sensible en el gas fluidizante y (4) Reducir el diámetro del reactor para incrementar el área superficial a la razón. para volúmen. Estas mismas consideraciones se aplican a procesos endotérmicos por estas son más difíciles de diseñarlos.

Para el cálculo tenemos:

$$\frac{h}{Cp20} = 2.0 \quad \epsilon_0 = 0.5 \quad \mu_f = 0.01975 \frac{\text{Lbs-masa}}{\text{ft-hora}}$$

$$G = 35 \text{ lbs/hr} \times \text{ft}^2 (20-50) \quad \frac{9150 \text{ lbs/hr}}{2895 \text{ ft}^2/\text{hr}} = 31.4 \text{ Lbs/hr} \times \text{ft}^2 \quad 35$$

$$K_f = 85 \text{ BTU/(hr)} (\text{ft}^2)^\circ\text{F}/\text{ft}$$

$$CpSO_2 = 0.201 \text{ BTU/lbs}^\circ\text{F}$$

$dp = 6/sp$ y Sp es el área superficial por unidad de volúmen en ft^{-1}

$$J_h = 2.0 \left(\frac{dpG}{\mu_f} \right)^{-0.69} (1 - \epsilon_0)^{-0.3}$$

$$= 2.0 \left(\frac{6}{15000 \times 35} \right)^{-0.69} (1 - 0.5)^{-0.3}$$

$$= 2.0 \times \left(\frac{6 \times 35}{15000 \times 0.01975} \right)^{-0.69} \times 0.5^{-0.3} = 2.0 \left(\frac{210}{300} \right)^{-0.69} \times (0.5)^{-0.3}$$

Por Logaritmos

$$= 2.0 \frac{300}{210}^{0.69} \times \frac{1}{0.5}^{0.3} = 2.0 \times (1.43)^{0.69} \times (2)^{0.3}$$

$$\text{Log } 2 = 0.3010 = 0.301030$$

$$0.69 \text{ Log } 1.43 = 0.69 \times 0.155336 = 0.107182 \text{ } \therefore J_h = 2.94 \text{ BTU/hr (ft)}^2 \text{ (OF)}$$

$$0.3 \text{ Log } 2 = 0.2 \times 0.301030 = \frac{0.060206}{0.468418}$$

Cálculo para transferencia de calor a dispositivos internos

$$J_h = 2.5 \left(\frac{dpG}{uf} \right)^{-0.8} (1 - \epsilon)^{-0.3}$$

$$J_h = 2.5 \left(\frac{6}{\frac{15000}{0.01975} \times 35} \right)^{-0.8} (0.5)^{-0.3} = 2.5 \left(\frac{210}{300} \right)^{-0.8} (0.5)^{-0.3}$$

$$= 2.5 (300/210)^{0.8} \left(\frac{1}{0.5} \right)^{0.3} = 2.5 (1.43)^{0.8} (2)^{0.3}$$

Por Logaritmos

$$\text{Log } 2.5 = 0.397940 = 0.397940$$

$$0.8 \text{ Log } 1.43 = 0.8 \times 0.155336 = 0.124269$$

$$0.3 \text{ Log } 2 = 0.2 \times 0.301030 = \frac{0.060206}{0.582415}$$

$$J_h = 3.824 \text{ BTU/hr } \times \text{ft}^2 \text{ (OF)}$$

Calor total para paredes laterales:

$$2.94 \times 58.0 \text{ ft}^2 = 170 \text{ BTU/hr OF}$$

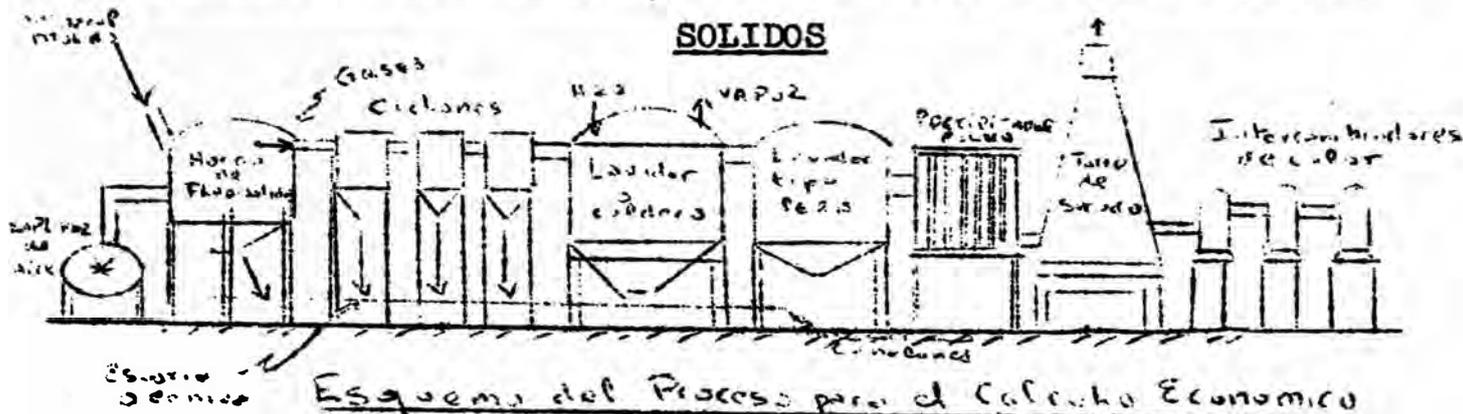
$$830 \text{ ft}^2 = 2443 \text{ BTU/hr OF}$$

Dispositivos internos

$$3.82 \times 58 = 222 \text{ BTU/hr } ^\circ\text{F}$$

$$\times 83 = 320 \text{ BTU/hr } ^\circ\text{F}$$

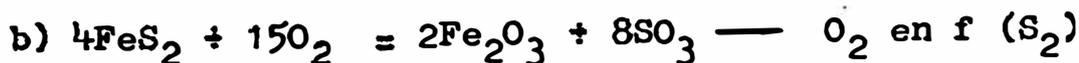
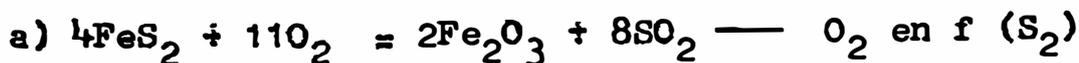
CALCULO ECONOMICO DEL COSTO PARCIAL Y TOTAL DEL HORNO DE FLEJO



Cálculo en el área de un Reactor de flujo (no catalítico)

Mediante el dato del área del Espacio-Velocidad de la Fig. 10-4 en fase de Isomeración de un reactante X con inertes Y ó presente como:

$$x + y = z + y$$



$$x + y = Z + y - f(\text{S}_2)$$

a 450°F y 25PSI , donde la ordenada de la izquierda es el factor de conversión r para una alimentación de moles iguales de x e y con $G_f = 0.5$. El costo de los reactores es de \$150 por

pie cúbico de volumen de alimento y el costo anual fijado para facilidades de separación a recuperar Z del no reactante x e y es \$ 0.10 por pie cúbico de productos gaseosos reciclados.

- a) Calculamos el volumen del Reactor más económico para 8400 horas de operación durante el año para producir 100 moles en 24 horas del día de producido y, si el costo de inversión y debe ser recuperado en 3 años y los intereses son despreciables.
- b) Si en la misma relación para el factor de conversión es válido sobre un componente clave X y un alimento de 1 moles de x por 1/2 mol, de Y es alimentado, cuál es el tamaño del reactor más económico cuando el exceso de X no es consumido?

Planteamiento: Primero se requiere determinar el Espacio-Velocidad más óptimo basado sobre la razón de alimentación. En el orden de producir P moles/hr. ó $(100/24 = 4)$ el producto y a diferentes razones.

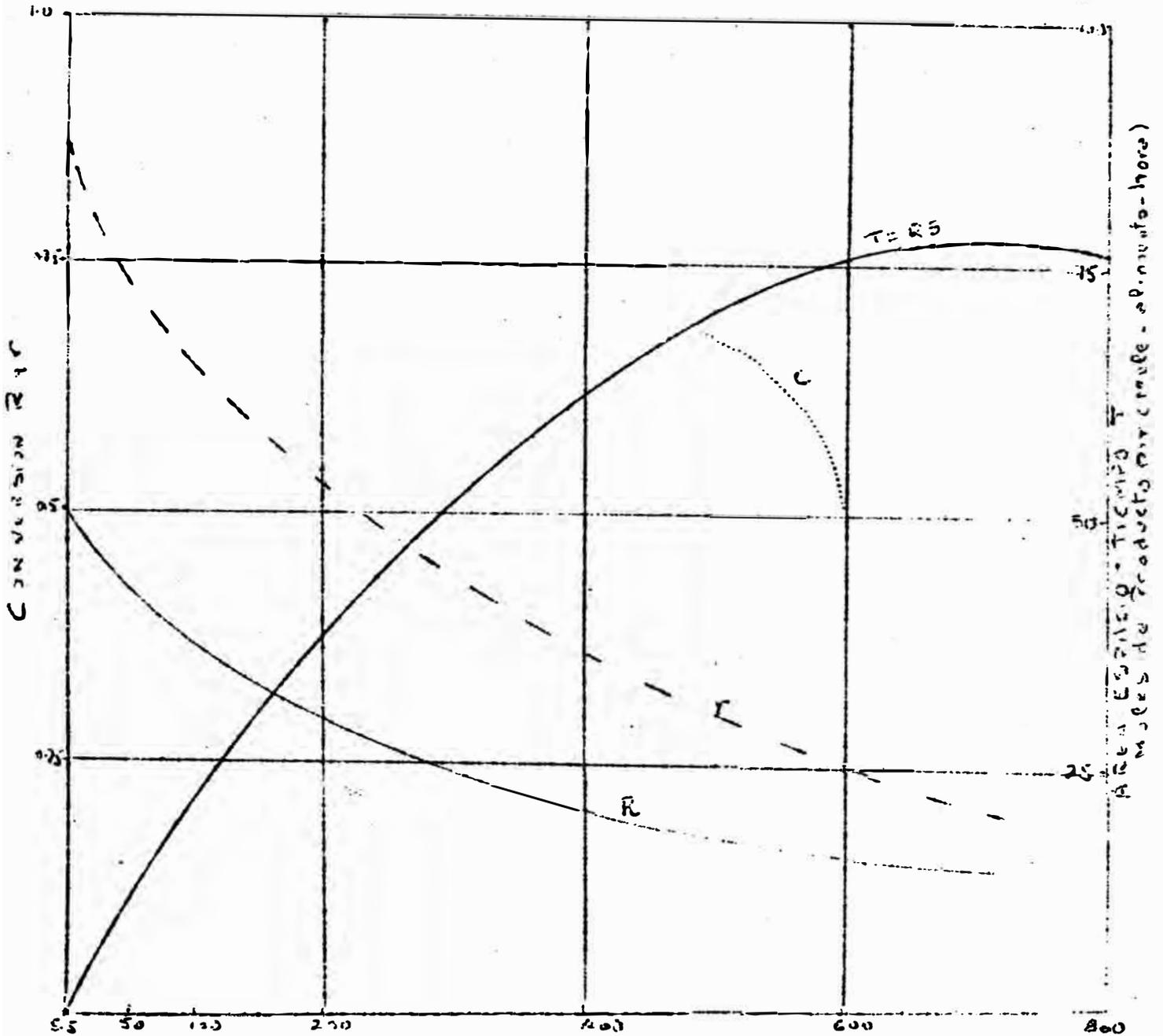
La cantidad de alimentación total Q en moles requerida por hora para una sobre conversión total R_m basada sobre el alimento total es determinado por:

$$P = 4 = Q R_m \text{ moles de producto por hora} \quad R_m = \frac{P}{Q}$$

$$Q = \frac{4}{R_m} \text{ moles de alimento total por hora}$$

La razón de alimentación volumétrica horaria Q' a las condiciones de operación es $f_v Q$, donde f_v es el factor de corrección volumétrica.

$$Q' = 359 \times \frac{910}{492} \times \frac{14.7}{25} \quad Q = \frac{390}{R_m} \text{ ft}^3/\text{hora} = 1500 \text{ ft}^3/\text{hr. (porque } \frac{Q-4}{R_m} \text{)}$$



ESPACIO VELOCIDAD S, hr⁻¹

Fig.10-4 Relaciones generales para procesos operativos

TABLA 10-3 CALCULOS PARA EL DISEÑO ECONOMICO DEL REACTOR

Espacio Velocidad hr ⁻¹	Conversión R _m	Area Espacio Tiempo T	$\frac{1-R_m}{R_m}$	Costos anuales fijados Costo Reactor	Recuperación en Dólares	Costo A nual va riable dólares	TOTAL
5.5	0.68	3.75	0.47	20,800	70	264.30	47,300

Si tenemos en la relación de la Fig. 10-4

$$S = \frac{1}{\theta} \quad \text{Siendo } \theta = 5.5$$

$S = 5.5 \text{ hr}^{-1}$ con este dato calculemos las demás -
incognitas:

$$\begin{aligned} \theta = 5.5^{-1} \text{ hr.} \quad T &= 3.75 \approx 40 \\ R &= 0.5 \\ r &= 0.86 \end{aligned}$$

Determinamos el Volúmen Optimo:

$$V = \frac{Q'}{S} = \frac{1560}{Rms} = \frac{1560}{3.75} \text{ ft}^3 = 416 \text{ cuft.}$$

Siendo $T = Rms$

Siendo $S = 5.5 \text{ hr}^{-1}$

$$T = 3.75$$

$$\therefore Rm = \frac{T}{S} = \frac{3.75}{5.5} = 0.68 \quad \frac{3.55}{5.5} = 0.645 \quad 0.65$$

El alimento volumétrico horario es:

$$Q' = \frac{1560}{0.68} = 2324 \text{ cuft/hora}$$

El costo anual fijado para el Reactor es:

$$\frac{150}{3} v = \frac{78000}{Rms} = \frac{78000}{3.75} = \underline{20,800 \text{ dólares}}$$

El costo fijado para recuperación del producto deseado es:

$$\frac{Q(1-fmRm) \text{ moles de productos no reaccionantes}}{P \text{ moles de producto deseado}}$$

Cuando el número de moles no reaccionantes del gas reactor por mol de producto en el anterior.

Donde f_m es el factor de consumo molar el cual debe ser conocido por experimentos. En la conversión es en unidades de masa $f_m = 1$. Donde el número de reactantes en este caso f_p, n y $f_m - 1 - f_m = \frac{n}{(1/f_p)^i}$

Estequiometría total de moles de alimento consumido

Moles de producto

$$0.10 \times 390 Q(1-R_m) = \frac{156(1-R_m)}{R_m} \text{ dólares anuales}$$

Los costos de operación para el Reactor son \$3 por hora, en 24 horas son \$ 25,200. Para la recuperación, los costos son computados realmente desde $4(1-R_m)/R_m$ moles/hr ó $1.56(1-R_m)/R_m$ en 1000 cuft/hr. deben ser separados para 8400 hrs/año de operación en:

$$\frac{0.20 \times 8400 \times 1.56(1-R_m)}{R_m} = \frac{2620(1-R_m)}{R_m} \text{ dólares por año}$$

Así, los costos totales anuales son:

$$C_T = \frac{78,000}{R_m} + \frac{156(1-R_m)}{R_m} + 25,200 + \frac{2620(1-R_m)}{R_m}$$

$$C_T = \frac{78,000}{R_m} + \frac{2776(1-R_m)}{R_m} + 25,200 \text{ dólares por año}$$

$$C_T = \frac{78,000}{0.68 \times 5.5} + \frac{2776(0.32)}{0.68} + 25,200 = \frac{78,000}{3.75} + 1300 + 25,200 = 20,800 + 1300 + 25,200 = 47,300$$

Rpta a (b)

Cambiando la composición de la alimentación de las proporciones estequiométricas el tamaño del reactor y el volumen de productos formados de factores y más adelante el COSTO DE LA OPERACION SEPARADA.

El consumo y la productividad deben ser conocidos experimentalmente y son incluidos en el orden r para computar los volúmenes que deben ser separados. Desde que el exceso de reactante X aparece nuevamente como no reaccionante en los productos de X del nuevo volumen de alimento como es definido por $Q = \frac{4}{R_m}$, pero con este caso:

$$R_m = Gfr = 0.75r = 0.75(0.86) = 0.645 \quad 0.65$$

y nueva conversión sobre total y las CURVAS DEL ESPACIO-TIEMPO, serían aplicados en la determinación del tamaño óptimo del reactor:

Relación Puente $H_2-1.5 D$

$$416 \text{ cuft} = VT = 0.785 D^2 H = VT = 0.785 \times 1.5 D^3$$

$$416 = 0.785 \times 1.5 D^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{416}{1.176}} = \sqrt[3]{395} = 7.1 = 7'0"$$

$$H = 1.5 \times 7 = 10.5'$$

Nuestras dimensiones Básicas serían 7' x 10.5'

Los resultados obtenidos en líneas arriba para las condiciones como establecidas por relaciones técnicas con restricciones sobre la composición de alimentación y producción anual y con todo el desarrollo del tiempo que son usadas para la producción.

Una ecuación generalizada de costo en términos de ESPACIO-VELOCIDAD para una razón de producto de P moles/hora en este problema sería:

$$C'_T = \frac{150/3v + 0.10Pfv(1-R_m)/R_m + 3H + 0.20(Pfv/1000)H(1-R_m)/R_m}{Q_A}$$

$$C = \frac{50V + Pfv(0.1 + 0.0002H)}{Q_A} \frac{(1 - R_m)/R_m + 3H}{P} = \text{dólares por mole}$$

desde que $V = fvQ/S = fvP/Rms$ y el tiempo de operación $H = \frac{Q_A}{P}$

En diferentes ecuaciones que pueden ser escritas así:

$$C'_T = \frac{50fvP}{Rms Q_A} + \frac{fvP(0.1 + 0.0002 Q_A)/P}{R_m Q_A} (1 - R_m) + \frac{3}{P}$$

Finalmente esta ecuación que tiene tres incógnitas, Q_A , P y R_m (OS). Alternativamente esta ecuación podría ser expresada en términos de Q , desde que $P = Q R_m$

$$C'_T = \frac{50fvQ}{SQ_A} + \frac{fvQ(0.1 + 0.0002Q_A)/QR_m}{Q_A} (1 - R_m) + \frac{3}{QR_m} \text{ dólares por mole.}$$

Los datos son:

$$fv = 1$$

$$Q = 1560 \text{ft}^3/\text{hr} = Q' = 2400 \text{ft}^3/\text{hr}$$

$$C_T = \frac{50 \times 1 \times 1 \times 2400}{5.5 \times 35000} + \frac{1 \times 2400 (0.1 + 0.0002 \times 35000) (2400 \times 0.65) 0.36}{35000}$$

$$= \frac{120}{192.5} + \frac{70.1 \times 0.35}{0.65 \times 35000} \left(\frac{0.0002 \times 0.35}{0.65} \right) + \frac{3}{35000 \times 0.65}$$

$$= 0.625 + 0.010 = \underline{0.635 \text{ dólares/mole}}$$

$$T = Rms = 0.65 \times 5.5 = 3.55$$

$$Q_A = \text{Producción anual del producto} = 35,000$$

c.) Especificaciones del Equipo Principal y Auxiliar

No. MARCAS	NOMBRES DEL EQUIPAMIENTO	DIMENSIONES Y CARACTERISTICAS	PESO COSTO TOTAL DE INSTALACION
A-5 Denver	Bomba de Arenas	5" x 5' Características del Motor: HP=50 RPM=1800 No. de Armazón 3260	1x\$1400.00
A-6 Door-O liver	Filtros tipo tambor de vacío	6' x8' Características del Motor: HP=7.5 RPM=1800 No. de Armazón 215T	2x\$2800.00
A-7 Varias	Alimentador de perilla deslizante	Fajas en V (Transmisión) 50 pies de largo 10 HP de potencia del motor	1x\$10000.00
B-1 SPENCER	Soplador de aire	Características del motor Potencia:15HP RPM:3500 No. de Armazón 854T Transmisión:Directa	1x4500.00
B-2 Deoreo-Oliver	Horno de Fluosólidos	7 1/2'x11 1/2' Potencia total 0.037Kw-hr.lb. de agua removida	1x47300.00
B-3 Varias	Caldero de Lavado caliente	Los tubos de enfriamiento varían del 1", 1 1/2, 3" y 4' de diámetro y 10' de largo Paredes revertidas de ladrillo refractarios o tubos de agua especiales-Capacidad variada de 10,000 á 12,000lbs/hr.	1x10000.00

No.	MARCAS	NOMBRES DEL EQUIPAMIENTO	DIMENSIONES Y CARACTERÍSTICAS	PESO TOTAL TOTAL DE INSTALACION
B-4	Krebs	Ciclones de polvo	<p>Dimensiones: 4 á 6" de diámetro (Ø) y 11" de largo Flujo: 3700 á 11,000 pies cúbicos/min Características Velocidad de entrada=44ft/seg. caída de presión =4" de H₂O concentración de polvo 2/5 -- gramos/cuft gravedad específica polvo=3.0 gr/cc.</p>	4x2700.00
B-5	Varias	Lavador de Gas.-En este tipo la dispersión del líquido es creada por consumo mecánico de potencia en la Fase líquida	<p>Características La razón de gas limitante es de 800Lbs/hr xcuft para el sistema SO₂-Aire-H₂O La columna de rocío da 8" de diámetro y 30" de altura de rocío</p>	1x6000.00
B-6		Lavador tipo pera.-En este caso la dispersión del líquido la desarrollada por la potencia probada por la fase gaseosa y fue desarrollada para la separación del polvo y el gas inyectado en el <u>Venturi</u> a través de presiones de 5 á 25 lbs/sqin de presión	<p>La velocidad del gas varía de 125/300ft/seg.y la razón del líquido varía de 2 á 2 gal/1000 pies cúbicos de superficie del gas. La caída de presión es de 8 á 20" de agua a través de la unidad</p>	1x6,500.00

No.	MARCAS	NOMBRES DEL EQUIPAMIENTO	DIMENSIONES Y CARACTERISTICAS	COSTO TOTAL TOTAL DE INSTALACION
B-7	Varias	Ventilador de aire.- Las élices de los ventiladores son de aluminio, láminas plásticas, acero al carbono, acero inoxidable y de vidrio al flujo axial, dan bajas presiones y los diámetros son seleccionados para dar presiones bajas de 0.1" de H ₂ O. La eficiencia es del orden del 65%	Las tubinas de vapor o motores eléctricos son las más comúnmente usadas y están conectadas por fajas en V o engranajes. 20HP de potencia útil con ventiladores de 10' de diámetro la velocidad varía de 1000/2000pies/min.	1x5500.00
B-8	Varias	Precipitadores de Polvo Capacidad de colección de polvo Tipo viscoso: 2gramos/1000cuft Tipo seco: A gramo/1000cuft	Dimensiones.- El área de la cara del filtro es de 20"x20" manipulando 800cuft/min a una capacidad calculada la velocidad en el Tipo viscoso es de 300/400 ft/min. Tipo seco es de 10/50 pies/min. La resistencia varía de rangos de 0.05 á 0.03" cuando es limpio y 0.4 á 0.5 cuando es sucio	1x7500.00
B-9	Varias	Torre de secado	Características La capacidad varía entre: 920/L 11700 lbs-hr/pie ² 65 L 800 lbs-hr/pie ² Dimensiones: 24 pies de altura con 12" de diámetro y anillo de 1" de espesor	1x12,500.00

No.	MARCA	NOMBRES DEL EQUIPAMIENTO	DIMENSIONES Y CARACTERISTICAS	PESO COSTO TOTAL DE INSTALACION
C-1		<p>Soplador.- El performan- ce del ventilador varía con la temperatura, velo- cidad y la densidad del gas. La razón de presión es dependientes de la - temperatura interior pe- so molecular y la razón específica de K. Con el aire, el peso molecular: 29K = 1.4 HP = $\frac{14 \times 3000(5-3.5)}{33000}$ = = 1965</p>	<p>Características Las capacidades varían con las revoluciones - del motor son: 3500RPM, tene - mos 3000 pies - 10000 cúbicos/min has- ta 500RPM. es de 4560 CFM 13000 Su potencia ú - til=1965HP La presión es 5Lbs para 3500 sgin RPM. 11Lbs para 5000 sgin RPM</p>	
C-2		<p>Intercambiadores de Ca- lor.- Los materiales de construcción incluyendo acero al carbono, acero steinless tipo 304, 316 y aleaciones 20, con mo- nel, nickel, Hastelloy - ByC. Los intercambiadores ti- po plat1 son desarrolla- dos en diferentes mane- ras: Espirales, platos - (con estructura) con ter- minal de brazo soldado. El tipo espiral es com- pacto 100 pies cuadra - dos de superficie de - transferencia de calor puede ser demostrado en una unidad de 42" de diá- metro y 60" de longitud con 100 pies de largo - de longitud de traza o trayectoria.</p>	<p>El límite supe- rior es de - 1600 pies cua - drados y la - transferencia - de calor ocupan do 180"x33"x73" de alto</p>	4x6000.00

No.	MARCAS	NOMBRES DE EQUIPAMIENTO	DIMENSIONES DE CARACTERISTICAS	PESO COSTO TOTAL DE INSTALACION
C-3	Varias	Convertidores primarios	10' x 8' Es una conver - sión de contac - to del SO ₂ al - SO ₃ teniendo un aumento adecua - do de actividad catalítica, tra - yendo los gases a concentracio - nes de equili - brio en la reac - ción.	2x15000,00
C-4		Convertidores Secunda - rios	10' x 8' La descripción es igual a la - anterior	2x15,000.00
C-5		Torre de absorción y - Sistema de enfriamien - to del ácido sulfúrico. Las torres compactas - y torres perforadas - que tienen las siguien - tes ventajas y desven - tajas: 1) Las torres compac - tas son ventajosas pa - ra operaciones de va - cío, porque la caída - de presión a través de la torre puede ser me - nos que la torre perfo - rada	30' x 5' Teniendo en - cuenta 3 varia - bles importan - tes que son: 1) Razón-gas-lí - quido 2) El diámetro - (o velocidad - del gas) 3) La altura o - la resistencia o salida del - gas se compara.	1x12,000.00

d.) Cuadro Resumen de las Especificaciones de Edificios e Instalaciones

Preparación del Terreno Planeado.- Para edificar la Planta Edificios e Instalaciones:

Evaluación de la Mecánica de Suelos: Pasos en este estudio:

- 1) Medidas de capacidad: Ver la razón de elevación y altura del agua contra las fuerzas gravitacionales.
- 2) Compresibilidad.- Medir la reducción de volumen bajo peso.
- 3) Densidad: medir la consolidación natural del suelo.
- 4) Elasticidad: medir la forma de recuperación después de aplicarla.
- 5) Tamaño de la partícula, carga y forma, grava, arena, arcilla y coloides en el orden de crecimiento del tamaño de partícula.
- 6) Elasticidad: medir la habilidad del suelo para cambiar de forma marcadamente bajo carga aplicada.
- 7) Permeabilidad: medir la razón del flujo gravitacional del agua.
- 8) Resistencia al cisallamiento: habilidad de resistir el flujo lateral.
- 9) Contenido de agua y elevación de la base de agua.

Factores que se contemplan en el Diseño de los Cimientos de Edificios

- 1) Angulo de elevación y cota de los cimientos
- 2) Efecto de la escarcha sobre la cimientos
- 3) Sostenimiento de la carga del piso
- 4) Carga gravitacional que debe ser soportada por los cimientos
- 5) Carga intermitente sobre el momento del momento del sobregiro producido por los cimientos
- 6) Carga dinámica de la maquinaria reciprocante ó rotante o por movimientos telúricos
- 7) Forma y distribución de la carga
- 8) Tipo y forma de los cimientos
- 9) Tipo de los soportes del equipamiento y anclaje
- 10) Materiales de construcción:
 - a) Plan del concreto
 - b) Concreto reforzado
 - c) Acero
 - d) Madera
 - e) Combinación de los materiales anteriores.

Selección del Tipo de Edificios: Las Plantas Químicas tienen requerimientos relativamente simples, los cuales pueden ser clasificados como:

- 1) Edificios de procesos
- 2) Edificios de procesos auxiliares
 - a) Casa de Fuerza
 - b) Tiendas
 - c) Almacenes

- 3) Planta de Laboratorios
 - a) Control
 - b) Investigación
 - c) Desarrollo o Planta Piloto
- 4) Administración y personal
 - a) Oficinas
 - b) Cafetería
 - c) Recreación
 - d) Centros médicos y primera ayuda
 - e) Facilidades conteniendo casilleros y cuartos de espectáculos
 - f) Protección de Planta.

Cuadro de Facilidades Generales.-

Un alto rango del servicio de facilidades generales normalmente requerido por la investigación química y desarrollo del laboratorio frecuentemente debe encontrar una máxima economía, así tenemos:

Electricidad

Línea de Transmisión a la Planta.

Costo de cualquier cambio a la subestación de cualquier línea de transmisión misma .

Generación de corriente.

Vapor

Casa de calderos, incluyendo edificios, equipamiento, tubería y otros accesorios.

Línea de Vapor a la Planta.

Patio de distribución de tuberías.

Agua

Entrada de agua y facilidades suplementarias.

Almacenamiento de agua
Tratamiento de agua
Línea a la planta
Patio de distribución de tuberías

Gas Combustible

Línea a la Planta
Patio de distribución de tuberías

Aceite Combustible

Almacenamiento de aceite combustible y manipuleo
Línea a la Planta
Patio de distribución de tuberías

Aire Compromido

Compresiones de aire
Línea a la Planta
Patio de distribución de tuberías

Desaguaderos

Línea de la Planta
Patio de distribución de tuberías de desagüe

Protección de Fuego

Línea de agua a la Planta
Tanque de almacenamiento de agua por elevación-bombas de incendio
Patio de distribución de tubería
Equipamiento de fuego ligero
Instalaciones de rociado
Otras facilidades de protección del fuego

Miselaños

Muebles de oficina y equipamiento
Muebles de laboratorio y equipamiento
Muebles de cafetería y equipamiento
Equipamiento de Primeros Auxilios

Procesos Auxiliares

Instalación de Tuberías

Principios de Distribución para Facilitar los Soportes y el Mantenimiento

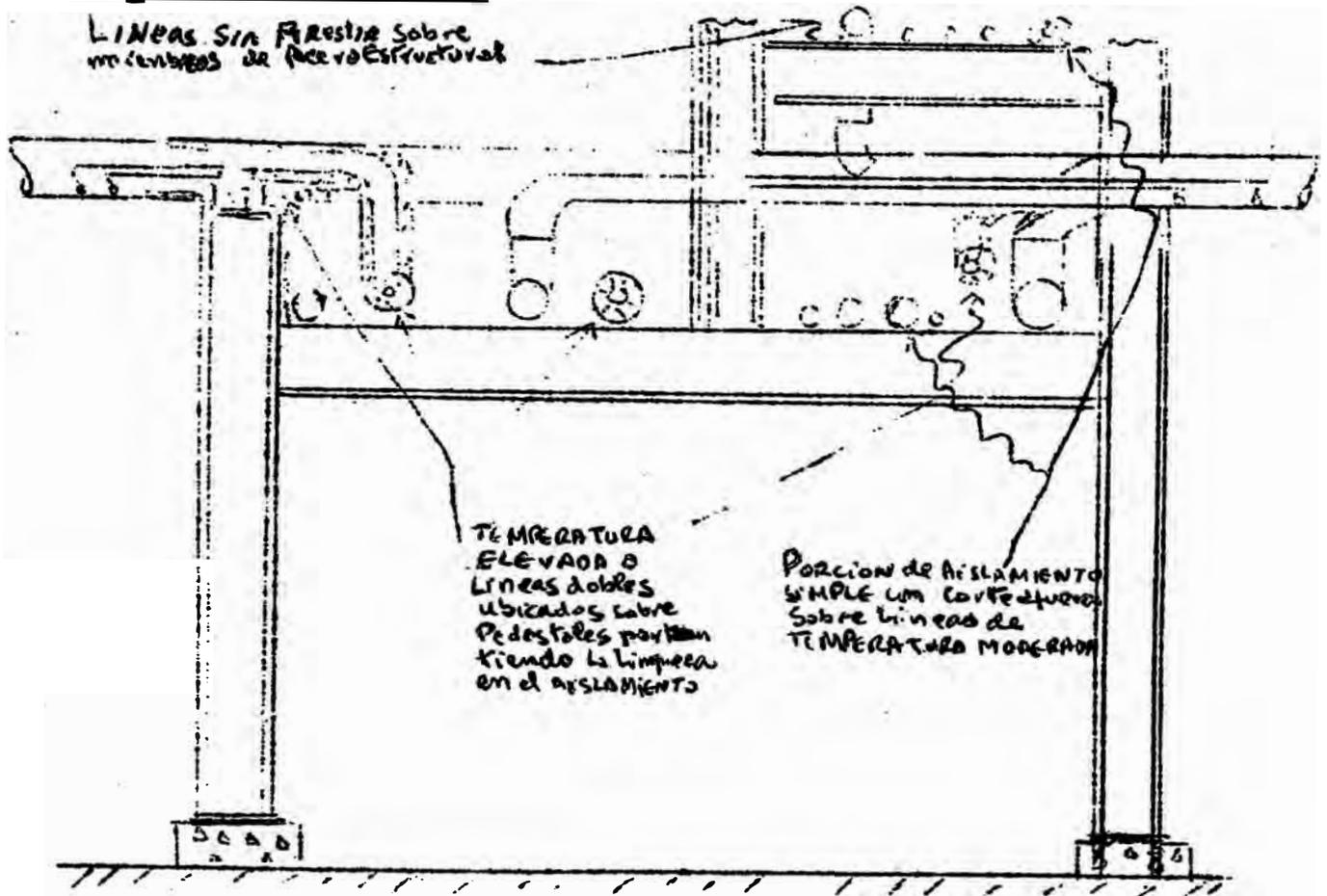
Algunos de los principios de la Distribución de Tuberías y el diseño económico de soportes son:

- 1) Grupo de líneas de tuberías para minimizar el número de soportes, brazos y fijadores.
- 2) Ubicar las líneas cerca de otros soportes requeridos tales como paredes de edificios y soportes flotantes
- 3) Hacer que el sistema de tuberías propiamente soporten tan lejos como la práctica sin requerimientos flexibles
- 4) Soportes adicionales o fijadores pueden ser requeridos para llenar el exceso de amplitud de movimientos o vibraciones (Ejemplo: Línea de tuberías verticales las cuales requieren solamente un soporte base para sostener el peso)
- 5) Curso de tuberías desde compresoras o bombas de vacío las cuales son inclinadas para vibrar sobre soportes independientes de otros procesos de tuberías y usar soportes deslizantes las cuales proveen alguna capacidad de

enfriamiento que un soporte colgante.

- 6) La línea de tuberías serían suficientemente cerradas en un punto del soporte así que tenga una adecuada rigidez
- 7) Tubería desde anexiones superiores sobre recipientes ~~u~~ verticales es un soporte ventajoso desde el recipiente para minimizar el movimiento relativo entre soportes y tuberías; aquí tales tuberías serían cursadas próximas al recipiente y soportadas cerradamente a la conexión
- 8) Curso de tuberías debajo de plataformas cerca de miembros estructurales mayores favorables para adicionar carga a las tuberías
- 9) Probar suficiente espacio para acomodar el ensamblaje de soportes y su mantenimiento
- 10) Curso de tuberías muy grandes para hacer carreras cortas y derivadas según ello signifique desviarse en una apariencia de sacrificar, para salvar costos de tuberías y soportes también como gastos de operación
- 11) Proveer un adecuado drenaje y espacios libres.

Sección Típica de Ganchos Portables de una Tubería Aérea, vista de afuera con disposiciones de carreras de Norte a Sur en dos elevaciones y en carreras intermedias de Este a Oeste en elevación intermedia:



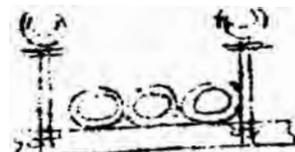
Colgantes Típicos de tuberías



SOPORTE DOBLE RAYILLO



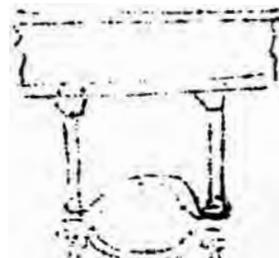
ANCLAJE TIPO ESCUADRA



BARRA DE SUSPENSION DE 2 de ACERO



BARRA DE SUSPENSION con GANCHO TIPO W



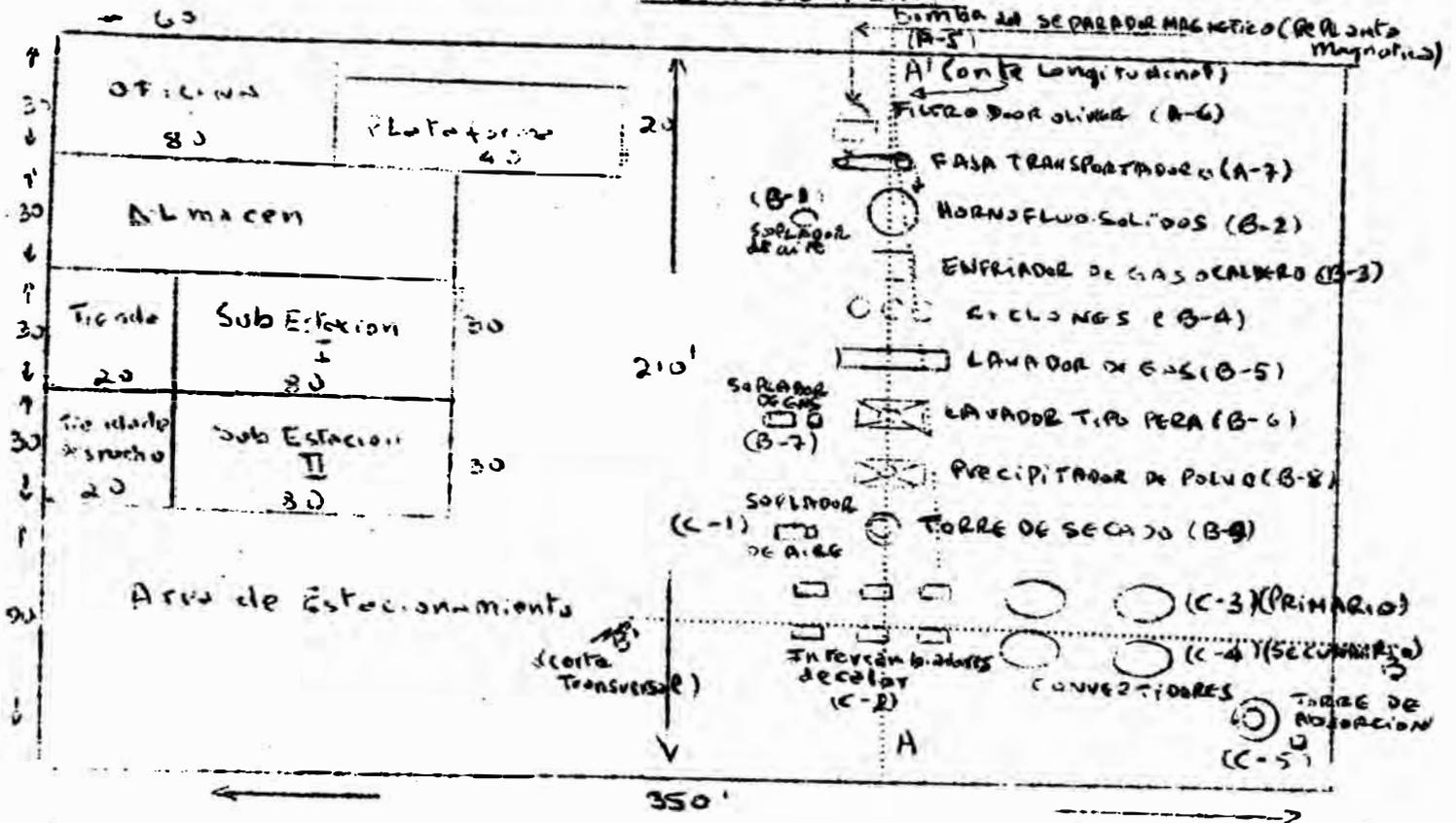
BARRA DE SUSPENSION de doble rayillo

d) ESPECIFICACIONES DE EDIFICIOS E INSTALACIONES

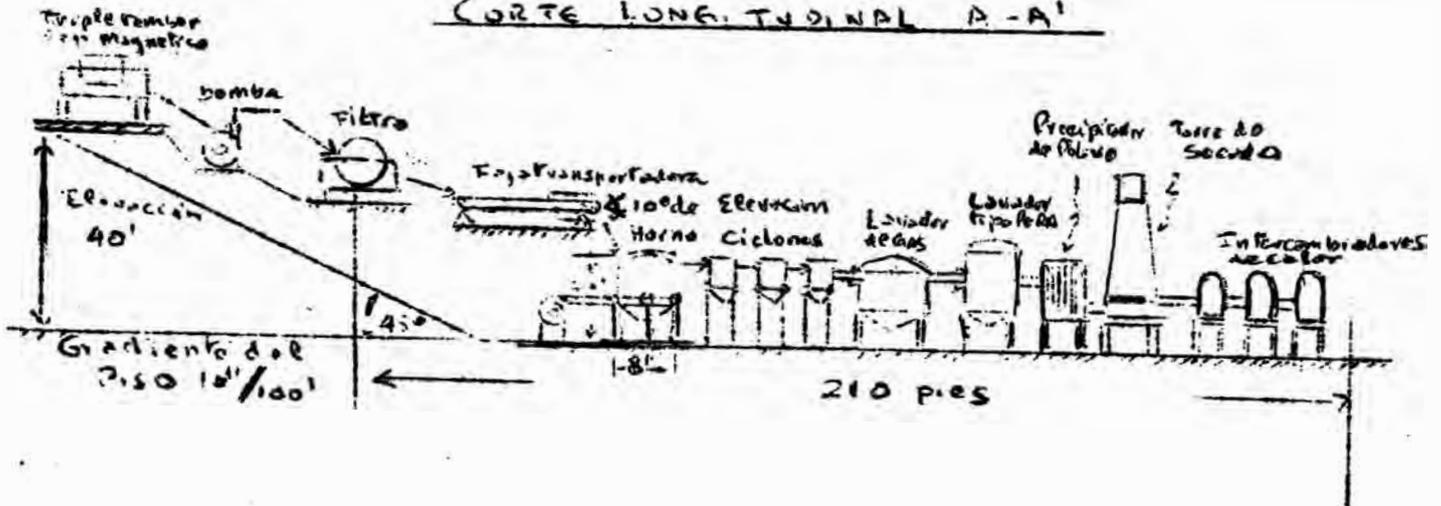
DISTRIBUCION DE LA PLANTA PILOTO

Plano Piloto 9 Area de la Planta 3,73,500 pies² o 1.68 Acres

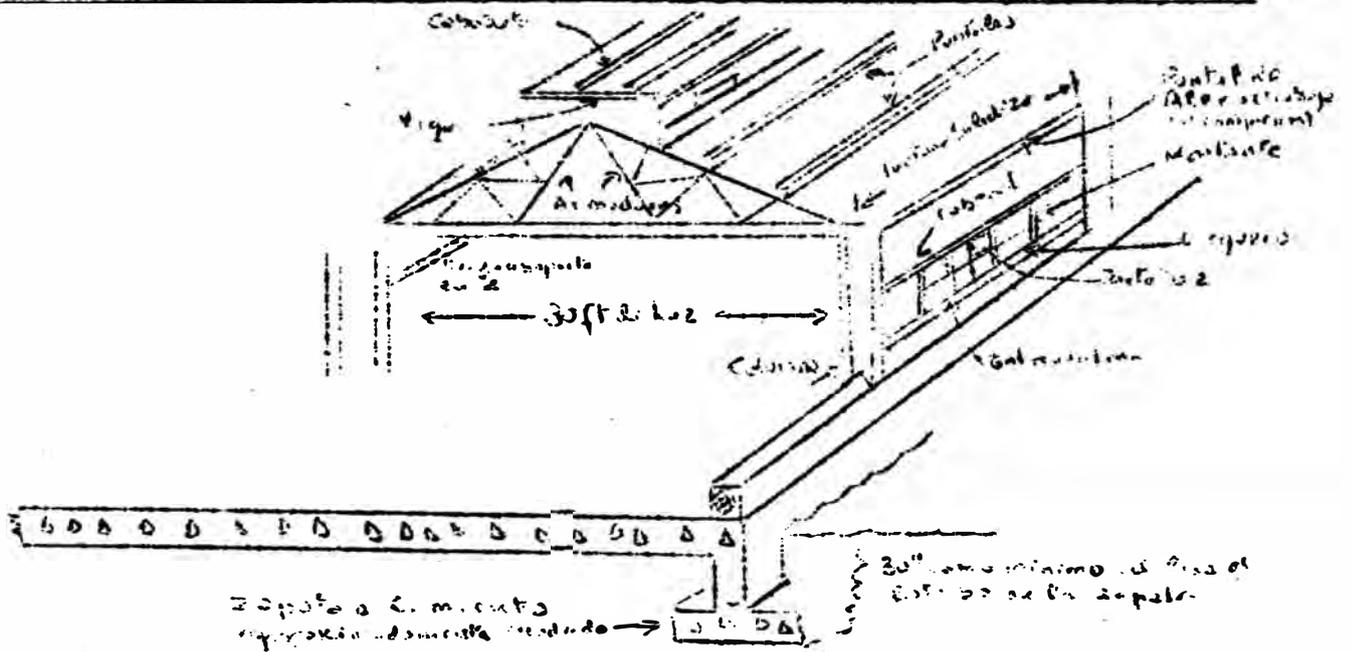
VISTA DE PLANO



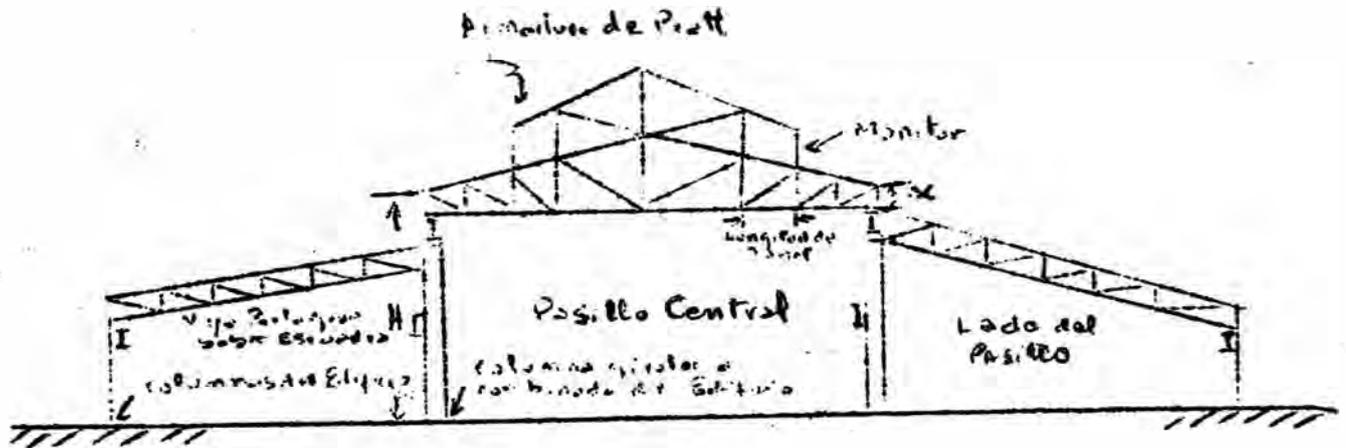
CORTE LONGITUDINAL A-A'



VISTA COMPLETA DE LA CONSTRUCCION DEL EDIFICIO Industrial, demostrando nomenclatura, Estructura y perfil y ventana de acuerdo al plano Piloto.



Estructura del Edificio Industrial de la Planta Piloto

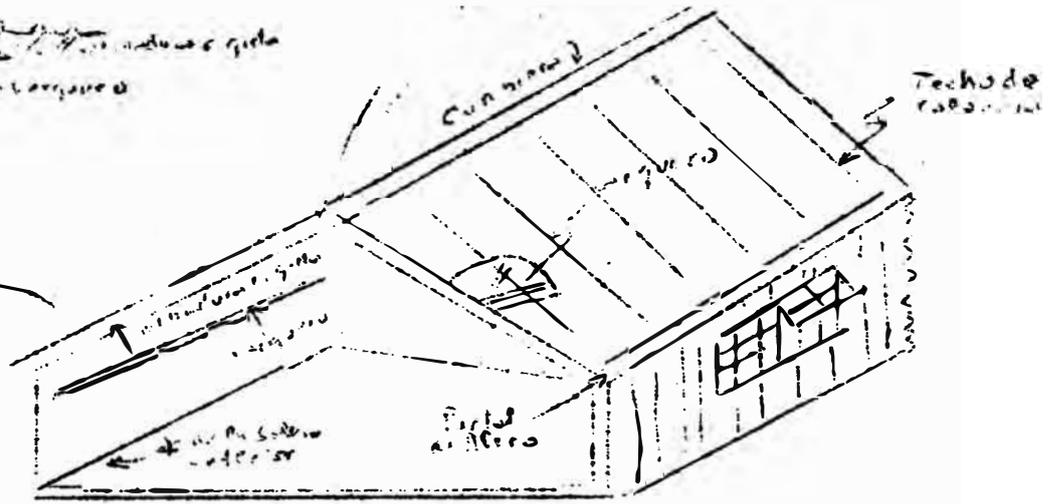
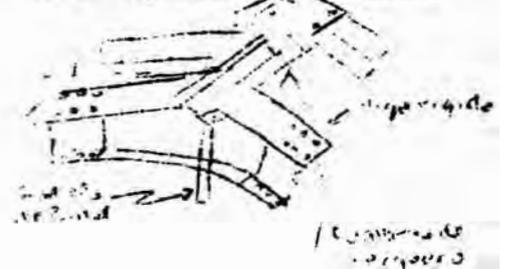
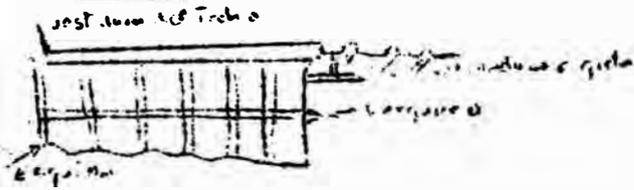


Estructura rígida de una construcción Pre-fabricada de la Planta

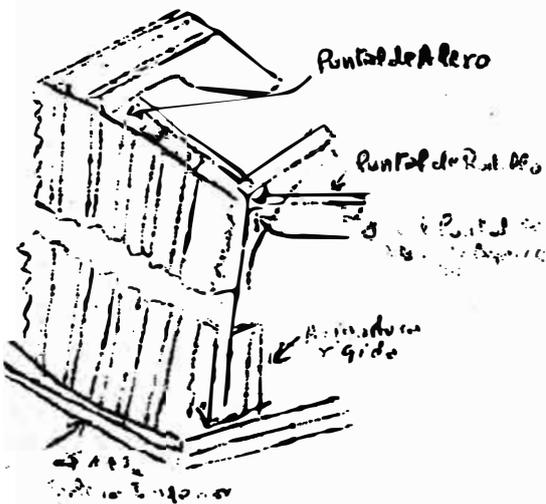
P. Votos

Descripción del Alero

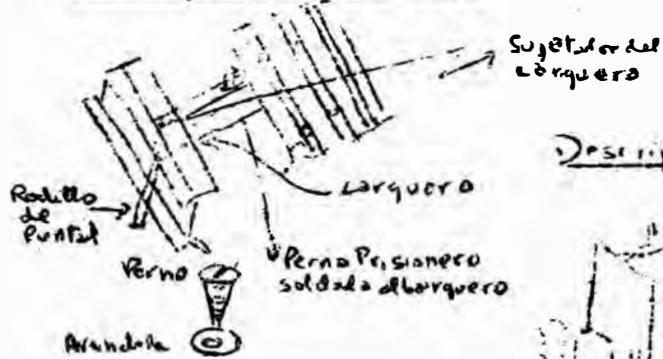
Descripción de Techo



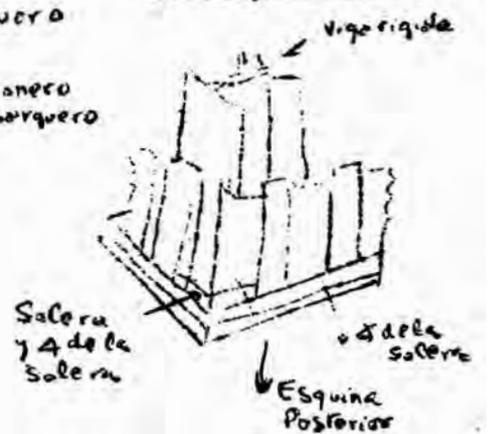
Descripción de Esquina de Sala y Techo



Descripción del Larguero



Descripción de la Esquina



Junta de Pared



Sección transversal de los Planchos con nervaduras

e.) Consumos Unitarios y Costos

En este sub-capítulo, tenemos los siguientes items:

Consumo de Reactivos en la Flotación para eliminar Azufre

Tipo de Reactivo	Lbs. de Reactivo Usadas	Promedio Costo/lb	Tonelaje Molido - Mes	Consumo Lbs/Ton	Costo por Ton. tratada
Aerofloat (Espumante)	24,472	0.279	430,840	0.0568	0.0189
Xhantate (Colector) Z-6	52,218	0.111	430,840	0.1212	0.0317
Sulfato cobre (Acondicionador)	4,394	0.262	430,840	0.0102	0.0026

Consumo de Bolas y Barras en la Molienda

Especificación	Lbs. Usadas	Promedio Costo/Lb	Toneladas Molidas	Lbs/ton	Costo \$/Ton-molida
<u>Molienda-Fina</u> Bolas	788,868	0.200	430,840	1.8314	0.366
Barras	366,386	0.140	430,840	0.8504	0.119
<u>Molienda grues</u> Barras	272,997	0.150	367,377	0.7431	0.111

Consumo de Materiales de construcción para los Edificios

Tipo de Construcción	Lbs. Cemento Usadas	Lbs. Fe	Lbs. Grava	Promedio Costo/lb	Pies cuadrados - Construcción	Costo Pie Cuadrado
Losas Rectangulares de Zapatas	22,396	96	26,000	0.20	94	\$375ft ²
Revestimiento de Pisos	126,000	--	----	0.04	21,000	\$0.25ft ²
	<u>No. Unid</u>			<u>Promedio costo</u>	<u>Pies Cuadrados</u>	<u>Costo</u>
Paredes de - Kin-Kon ó la drillo (muros exteriores)	609,280	--	----	6,092,800	1116	\$/10/unid.
Techo de Calamina corrugada	636	--	----	318,000	1466	\$/500/unid.
Paredes de - Calamina corrugada	636	--	----	318,000	1466	\$/500/unid.
	<u>No. de Focos</u>	<u>Energía Iluminación</u>		<u>Area Iluminación</u>		<u>Costo Unitario</u>
Iluminación	293	73 KW		73,250 sqft.		\$/72.5/foco
	<u>Tamaño Nominal</u>	<u>Peso por pie</u>	<u>Espesor</u>	<u>Largo Alto</u>	<u>Area Estructural</u>	<u>Costo Unitario</u>
Acero Estructural Tipo Carabnes	12x3	30Lbs	0.502	12.0' 3.17"	8.79 sqin	0.34/Lbs.
		25Lbs	0.501	12.0" 3.09"	7.32 "	"
		21Lbs	0.501	12.0" 2.94"	6.03 "	"
Vigas tipo T	12x5	35Lbs	0.544	12.0" 5.08"	10.20 "	0.20/Lbs.
		32Lbs	0.544	12.0" 5.00"	9.26 "	"
Vigas tipo ángulo	6x6	19.6	1/2	----	5.75 "	0.18/Lbs.
		14.9	3/8	----	4.36 "	"
		28.7	3/4	----	8.44 "	"

f.) Presupuesto del Proyecto o Edificio

Estimación del Costo, para la ubicación y construcción de la Planta, Edificio, terreno y Estructuras

Costo del Terreno (A)

Area = 210 pies x 350 pies = 73,500 pies cuadrados = (1.68 Acres)

Costo en dólares = 1.68 Acres x \$ 2,700/Acre = 38,125 dólares

Costo del Centro del Laboratorio e Investigación

= 5,000 dólares

43,125 dólares

Preparación y arreglo de pistas

(1/2% del costo)

= 215 dólares

Preparación de caminos, parques y servicios de parques (3 á 5 dólares por yarda cuadrada) = 13,900 x 3

= 41,700 dólares

85,040 dólares (A)

Costo del Edificio (B)

Costo de la primera amortización + mantenimiento + Costo de Operación para servicio de Edificios)

Costo de la Edificación del revestimiento incluyendo losas o zapatas

Agregar servicios requeridos y Costos de Equipamiento de la Sección II.

Cálculo del valor de las Estructuras

30 x 60 = 1800 ft²

\$/pie² de área de piso

(1) Oficina de Laboratorio = 1800 x 22 / pie² de piso = \$ 39,600

(2) Area de Carguío y subestación eléc

	<u>\$/pie² de área de piso</u>
trica: $80 \times 30 = 2400 \text{ft}^2 = 2400 \times \$18/\text{pie}^2$ piso	= \$ 43,200
(3) Oficinas de despacho o almacenaje $30 \times 20 = 600 \text{ft}^2 = 600 \times \$11/\text{pie}^2$ -piso	= \$ 6,600
(4) Oficinas $30 \times 20 = 600 \text{ft}^2 = 600 \times \$18/\text{pie}^2$ -piso	= \$ 10,800
	<u>\$ 100,200 (B)</u>

Costo Adicional de Servicio y Equipamiento

Aire acondicionado (incluyendo calentamiento)

Oficinas y laboratorios = $1200 \text{pie}^2 \times \$4/\text{pie}^2 =$ \$ 4,800

Luz Eléctrica

Edificio de procesos y laboratorio =
= $600 \text{ft}^2 \times \$4/\text{pie}^2 =$ \$ 750

Oficinas = $1200 \text{ft}^2 \times 0.9/\text{pie}^2 =$ \$ 1,080

Almacenes = $600 \text{ft}^2 \times 0.7/\text{pie}^2 =$ \$ 420

Iluminación de Planta =
= $270' \times 120' = 32,400 \text{ft}^2 \times 0.8 =$ \$ 25,920

Iluminación Exterior =
= $80' \times 90' = 7200 \text{ft}^2 \times 0.8 =$ \$ 5,750

Calentamiento

Excluyendo la planta propia = $1200 \times 1.3 =$ \$ 1,560

Tubería (excluyendo la tubería del -
Proceso) = $1000 \times 3.0 =$ \$ 3,000

Equipo de prevención de juego: alarmas
y extinguidores (10% del área total =
= $1540 \times 0.8 =$ \$ 1,232

El área industrial = $15,400 \text{ft}^2$

Equipamiento de Oficinas = 10% del área
industrial $1540 \times 4.0 =$ \$ 5,160

\$/pie2 de área de piso

Equipamiento de Laboratorio e investi-
gaciones 10% del área industrial =
= 1540 x 20.0

= \$ 30,800

\$ 80,492 (C)

Costo de Fundaciones y Excavaciones

Costo de losas = 107pies x \$ 2.0

= \$ 214

Costo de Excavaciones o cimientos =

= 63.825 yds² x 0.75

= \$ 48

Formas de madera para concreto =

(260 + 472)ft² x \$ 20.0/ft²

= \$ 73,200

\$ 73,462 (D)

Costo total = A + B + C + D = 85,040

100,200

80,462

73,462

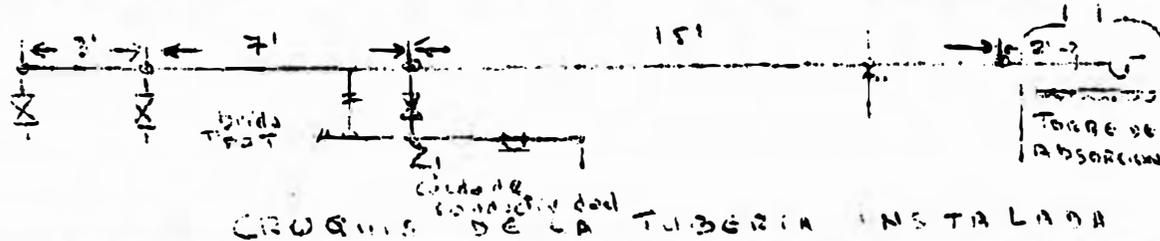
339,194 (aprox.) = 340,000 dólares

(I) Estimación del Costo de Tubería de Agua

Se toma como % de compra ó costo de equipamiento ins-
talado.

Costo de los materiales y mano de obra para la primera instalacion de tuberías de agua

Lista Materiales	No.	Conec- ciones	+ Costo Estimado		Diámetro Pulgada		Factor Labor		Hombre hora	Costo Labor	Costo Total
			Item	Total	Fabrica ción	Suje ción	Fabric.	Suje ción			
3" codo co nec. soldada	5	1	4.7	23.5	3						
3" válvula tipo-globo	3	2	101.0	303.0	6						
3" brida Tipo t	2	2	13.5	27.0	6						
3" válvula seguridad	1	2	200.0	200.0	6						
3" tubería	25ft	5	1.0	25.0	15						
	25ft			578.5	36			1.0	13.0	45.5	624.0



Lista Materiales	No.	Conec- ciones	Costo Estimado		Diámetro Pulgada		Factor Labor		Hombre hora	Costo Labor	Costo Total
			Item	Total	Fabrica ción	Suje ción	Fabric.	Suje ción			
3" codo co nec.	2	1	4.7	15.4	3						
3" valvula	1	2	101.0	101.0	6						

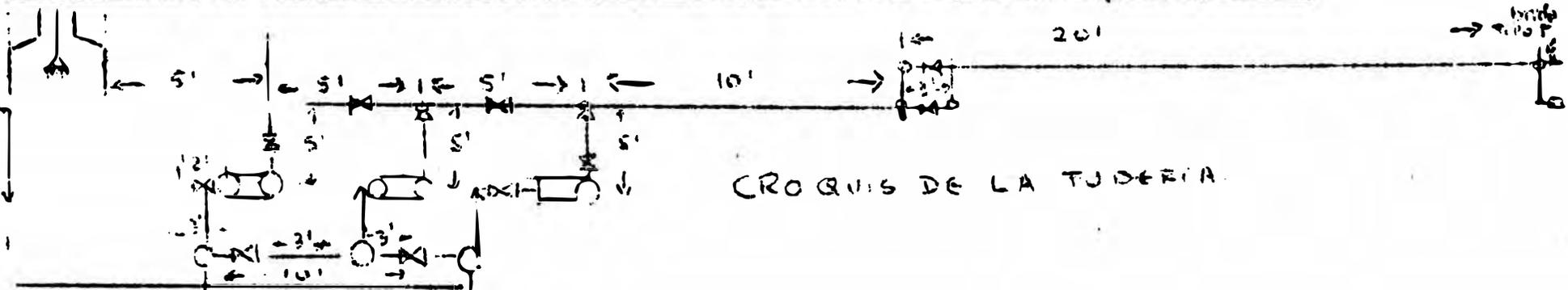
Lista Materiales	No.	Conec.	Costo Estimado		Diámetro Pulgadas		Factor Labor		Hombre hora	Cos to labor	Costo total
			Item	Total	Fabric. montaje	Suje tado	Fabric	Sujet			
3"brida - Tipo T	1	1	13.5	13.5	3						
3" tubería	5ft	1	1.0	5.0	3						
3" tubería	25ft	2	1.0	25.0	6						
3" tubería	3ft	2	1.0	3.0	6						
3" valvulas	3	6	101.0	303.0	18						
3" codo conec. soldadas	5	2	4.7	23.5	6						
3" tubería	20ft	1	1.0	20.0	3						
3" codo conec. soldadas	3	2	4.7	14.1	6						
3" valvulas	2	2	101.0	202.0	6						
3" uniones en T	3	3	13.0	39.0	9	9					
3" tubería	15ft	6	1.0	15.0	18						
3" valvulas	2	2	101.0	202.0	6						
3" cofos conec. soldadas	6	13	4.7	26.2	39						
3" válvulas	2	4	101.0	202.0	12						
3" tubería	16ft	5	1.0	16.0	15						
3" tuberías	13ft	9	1.0	9.0	27						
3" tuberías	15ft	4	1.0	15.0	12						
3" tuberías	8ft	1	1.0	8.0	3						
3" tuberías	3ft	1	1.0	3.0	3						
	103ft	70		1060.0	204	9	1.0	0.35	204	204	1774.2

Listas Materiales	No.	Conecciones	Costo Estimado		Diámetro Pulgadas		Factor-Labor		Hombre Hora	Costo Labor	Costo Total
			Item	Total	Fabric. Montaje	Sujeto	Fabric.	Sujet			
3" codos conec. soldados	1	2	4.7	4.7	6						
3" tuberías	3ft	1	1.0	3.0	3						
3" codos conec. soldada	1	2	4.7	4.7	3						
3" codo conec. soldada	1	2	4.7	4.7	6						
3" tuberías	30ft	1	1.0	30.0	3						
3" codos conec. soldada	3	3	4.7	14.1	9						
3" válvulas	2	4	101.0	202.0	12						
3" codos conec. soldada	2	2	4.7	9.4	6						
3" tuberías	20ft	1	1.0	20.0	3						
3" tuberías	10ft	1	1.0	10.0	3						
3" codos conec. soldadas	1	2	4.7	4.7	6						
3" tuberías	2ft	1	1.0	2.0	3						
3" codos conec. soldada	1	2	4.7	4.7	6						
3" codos conec. soldadas	1	1	4.7	4.7	3						
3" tuberías	10ft	1	1.0	10.0	3						
3" codos conec. soldadas	1	1	4.7	4.7	3						
3" brida de unión de 125 Lbs.	1	1	13.5	13.5	3						
3" brida de unión de 125 Lbs	2	2	13.5	27.0	6						
3" tubería	12ft	3	1.0	12.0	9						

Lista Materiales	No.	Conexiones	Costo Estimado		Diámetros Pulgadas		Factor-Labor		Hombre Hora	Costo Labor	Costo Total
			Item	Total	Fabric. Montaje	Sujeto	Fabric.	Sujeto			
3" tuberías	10ft	1	1.0	10.0	3						
3" tuberías	21ft	2	1.0	21.0	6						
3" codos unión sold.	3	4	4.7	14.1	12						
3" tuberías	21ft	3	1.0	21.0	9.						
3" válvulas	1	2	101.0	101.0	6						
3" codos conec. soldada	3	3	4.7	14.1	9						

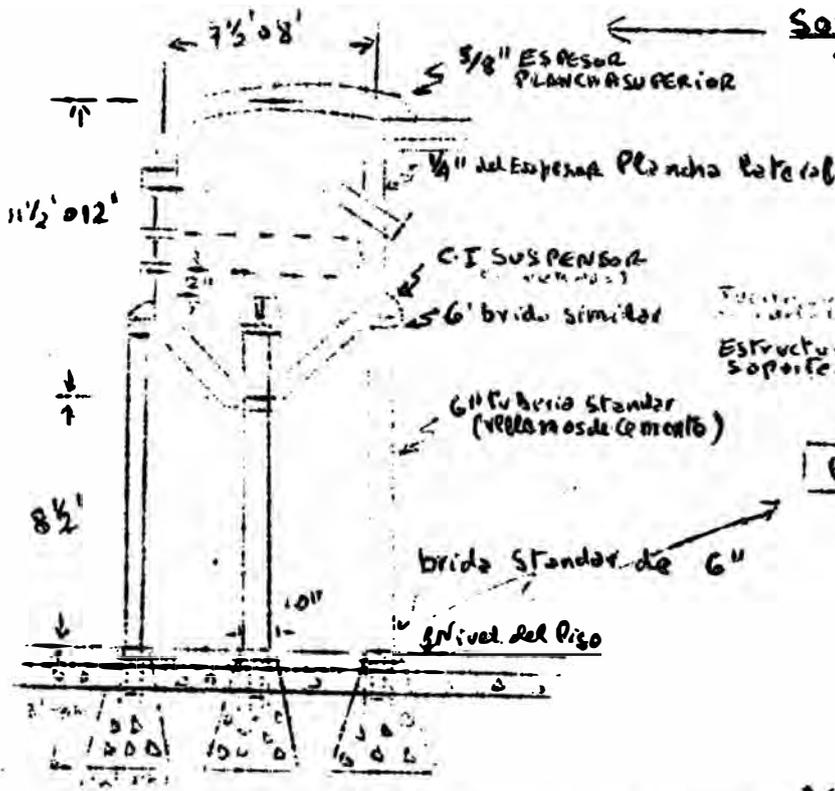
Lista Materiales	No.	Conec- ciones	Costo Estimado		Diámetro Pulgadas		Factor-Labor		Hombre Hora	Costo Labor	Costo Total
			Item	Total	Fabric. Montaje	Suje tado	Fabric.	Suje- tado			
3"válvula	1	2	101.0	101.0	6						
3"tuberías	21ft	3	2.0	21.0	9						
3"tuberías	16ft	3	1.0	16.0	9						
3"válvulas	2	4	101.0	202.0	12						
3"uniones o bridas	1	1	13.0	13.0	3	3					
TOTAL MA- NO DE BRA	0 176ft	61		1320	180	3	1.00	0.35	180.0	600.0	1920.0

TUBERIA DE
DESECCOSO
LAVADO

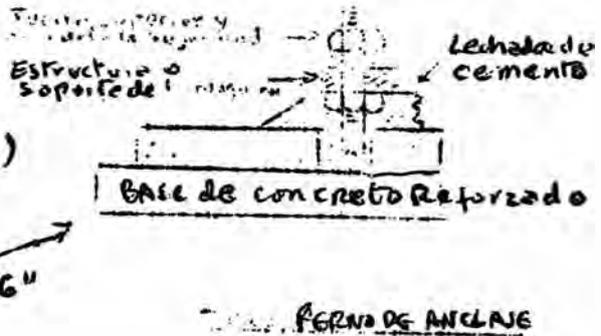


CROQUIS DE LA TUBERIA

SOPORTE PARA EL HORNO FLUO-SOLIDOS
SOPORTES VERTICALES DEL HORNO



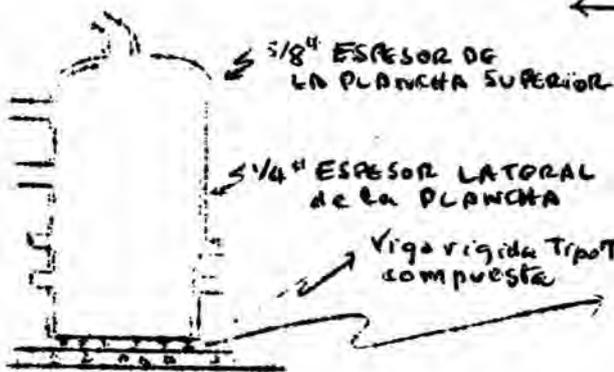
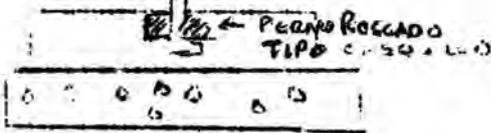
DESCRIPCION DE LOS ANCLAJES



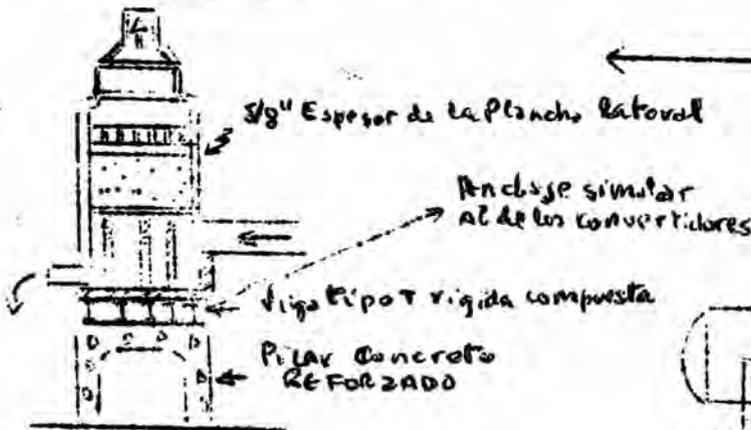
DESCRIPCION DEL ANCLAJE DE LOS CONVERTIDORES

DESCRIPCION ANCLAJE FIJADO

PERNO ROSCADO
de 1/2" φ



DESCRIPCION DE LOS ANCLAJES DE LAS TORRES DE SECADO Y ABSORCION



Este tipo de construcción de una torre tanques
necesitas de la máxima resistencia debido a la
colocación de los muros de las torres.

Descripción de los Cimientos o Fundaciones para Maquinaria y

Equipamiento de la Planta Piloto.- Cimientos para Cargas Dinámicas.- La carga unitaria desarrollable para suelos cargados para una carga dinámica es 1/3 parte a 1/2 parte de su carga estática. La frecuencia natural del suelo y su cimentación debe ser al menos 1 1/2 veces la frecuencia de excitación de fuerzas creadas por el movimiento de partes del equipamiento para prevenir la resonancia. La masa suficiente es provista en cimentaciones para absorber la energía y limitar la amplitud de la vibración a 0.0025 pulgadas o menos.

II) Estimación del Costo de las Tuberías de Gas y Otros

Lista Materiales	No.	Conec- ciones	Costo Estimado		Diámetro Pulgadas		Factor-Labor		Hombre Hora	Costo Labor	Costo Total
			Item	Total	Fabric. Montaje	Suje tado	Fabric.	Suje tado			
8"tuberías	12ft	2	4.1	49.2	16.0						
8"codos a 45o	1	2	13.0	13.0	16.0						
12"tubería	12ft	2	11.2	134.4	24.0						
12"unión a 90o	1	2	18.0	18.0	24.0						
12"tubería	6ft	2	11.2	67.2	24.0						
12"tubería	8ft	2	11.2	98.6	24.0						
12"unión a 90o	1	2	13.0	13.0	24.0						
8"tuberías	4ft	2	7.92	31.68	16.0						
8"tuberías	12ft	2	7.92	95.04	16.0						
8"codos a 90o	1	2	13.0	13.0	16.0						
8"codos a 45o	1	2	13.0	13.0	16.0						
8"tuberías	3ft	2	7.92	23.76	16.0						
12"tubería	12ft	2	30.62	43.24	24.0						
12"codos a unión a45o	2	4	13.0	26.0	48.0						
12"codos a 45o	1	2	13.0	13.0	24.0						
12"unión a 90o	1	2	13.0	13.0	24.0						
12"tubería	3ft	2	3.62	10.86	24.0						
12"tubería	6ft	2	3.62	26.62	24.0						
12"codos a 45o	2	4	13.0	26.0	48.0						
12"tubería	18ft	6	3.62	65.16	72.0						

Lista Materiales	No.	Conec- ciones	Costo Estimado		Diámetro Pulgadas		Factor-Labor		Hombre Hora	Costo Labor	Costo Total
			Item	Total	Fabric. Montaje	Suje tado	Fabric.	Suje tado			
12"codos a 450	2	4	13.00	26.00	48.0						
12"unión a T combinad	1	2	13.00	13.00	24.0	24.0					
12"tubería	8ft	4	8.62	28.96	48.0						
12"codos a 450	4	8	13.0	52.0	96.0						
12"tubería	3ft	2	3.62	10.86	24.00						
12"codos a 450	1	2	13.00	13.00	24.00						
12"tubería	10ft	2	3.62	36.20	24.00						
12"codos a 450	2	4	13.0	26.00	48.00						
12"tubería	3ft	4	3.62	10.86	48.00						
12"tubería	8ft	2	3.62	28.96	24.00						
12"tubería	13ft	4	11.2	152.00	48.00						
12"codos a 450	2	4	13.0	26.0	48.00						
12"tubería	12ft	2	3.62	13.24	24.00						
COSTO PAR- CIAL	295ft	92		258.24	1044	24.0					
12"codos a 450	1	2	13.0	13.0	24.0						
12"unión a 900	1	2	13.0	13.0	24.0						
12"unión - tipo cruce ta 125 Lbs	1	2	24.0	24.0	24.0						
12"tubería	10ft	2	3.62	36.2	24.0						
12" codos a 450	1	2	13.00	13.00	24.0						
12"tubería	90ft	2	3.62	35.80	24.0						

Lista Materiales	No.	Conec- ciones	Costo Estimado		Diámetro Pulgadas		Factor Labor		Hombre Hora	Costo Labor	Costo Total
			Item	Total	Fabric. Montaje	Suje tado	Fabric.	Suje tado			
12"unión - tipo cruce ta 125 Lbs	1	2	58.0	58.0	24.0						
12"unión á 45º	1	2	13.0	13.0	24.0						
12"tubería 20ft	3	3	3.62	76.4	36.0						
12"codos a 90º	2	2	13.00	26.0	24.0						
12"unión - tipo cruce ta 150 Lbs	1	2	58.00	58.00	24.00						
12"tubería 135ft	2	2	36.20	488.70	24.00						
12"codos a 45º	2	4	13.00	26.00	48.00						
12"codos a 90º	2	4	13.00	26.00	48.00						
12"tubería 18ft	2	2	3.62	65.16	24.00						
12"codos a 45º	2	2	13.00	26.00	24.00						
12"codos a 90º	2	2	13.00	26.00	24.00						
12"tubería 20ft	3	3	3.62	72.40	36.00						
12"codos a 90º	2	2	13.00	26.00	24.00						
12"tubería 8ft	2	2	3.62	28.96	24.00						
12"codos a 90º	1	2	13.00	13.0	24.0						
12"tubería 20ft	3	3	3.62	72.4	36.0						
12"unión - tipo cruce ta	1	2	58.0	58.0	24.0						
12"codos a 90º	1	2	13.0	13.0	24.0						

Lista Materiales	No.	Conec.	Costo		Diámetro		Factor Labor		Hombre Hora	Costo Labor	Costo Total
			Estimado		Pulgadas		Fabric.	Suje tado			
			Item	Total	Fabric.	Suje tado	Fabric.	Suje tado			
12" tubería	15ft	2	3.62	54.3	24.0						
12" tubería	15ft	2	3.62	54.3	24.0						
12" tubería	7.5ft	2	3.62	27.15	24.0						
COSTO PARCIAL		653.5	154	4315.00	1776.0						
12" codos a 90o	2	4	13.0	26.0	48.0						
12" uniones a 90o	2	4	13.0	26.0	48.0						
12" codos a 90o	1	2	13.0	13.0	24.0						
12" unión a 90o	1	1	13.0	13.0	12.0						
12" unión a 90o	2	2	13.0	26.0	24.0						
TUBERIAS VERTICALES											
12" tubería	15ft	2	11.2	168.0	24.0						
12" tubería	35ft	2	11.2	392.0	24.0						
12" tubería	33ft	2	11.2	358.0	24.0						
12" tubería	12ft	3	11.2	134.4	36.0						
12" tubería	8ft	2	3.62	28.96	24.0						
12" tubería	8ft	2	3.62	28.96	24.0						
12" tubería	8ft	2	3.62	28.96	24.0						
12" tubería	8ft	2	3.62	28.96	24.0						
12" tubería	4ft	2	3.62	14.48	24.0						
12" tubería	18ft	2	3.62	65.16	24.0						
12" tubería	9ft	2	3.62	37.58	24.0						
12" tubería	9ft	2	3.62	37.58	24.0						
12" tubería	40ft	2	3.62	144.8	24.0						

Lista Materiales	No.	Conec.	Costo Estimado		Diámetro Pulgadas		Factor Labor		Hombre Hora	Costo Labor	Costo Total
			Item	Total	Fabric.	Suje tado	Fabric.	Suje tado			
12"tubería	18ft	2	3.62	65.16	24.0						
12"tubería	9ft	2	3.62	37.58	24.0						
12"tubería	4ft.	2	3.62	18.79	24.0						
12"tubería	8ft	2	3.62	37.58	24.0						
12"tubería	30ft	2	3.62	108.60	24.0						
12"tubería	15ft	2	3.62	54.30	24.0						
12"tubería	10ft	4	3.62	27.20	48.0						
12"tubería	10ft	2	3.62	36.20	24.0						
GRAN TOTAL	1033ft	121		\$6361.76	2448	24.0	1.00	0.35	2448	\$858.0	\$14929

Resumen Costo Total (1) Tubería de agua = 624.0
 1774.2
 1920.0
 Costo Acumulativo 14,929.76
 19,247.96, aprox. 19,300 dólares

Costo Acumulativo = 19,300 dólares +
340,000 dólares
359,300 dólares

III) Costo de Pintura y Aislamiento

Cálculos

Area de la zona Pilot industrial = 210'x70' = 14,700 pies²

Suma de la Extensión de tubería =

Tubería de agua	= 25 ft
	103 ft
	176 ft
Tubería de gas	<u>=1033.5ft</u>
	1375.5ft

Area de la Tubería:

Aproximadamente al 10% del área Total = 14,700x0.1=1470pies²

Costo de la Pintura = 1470 x 0.20 = \$ 294.00

Costo del aislamiento

(15% área industrial) 735 x 2.75 = \$2021.25

2315.25 aprox.=2350.0dólares

Gastos generales en tuberías

montadas en estructuras \$500x10%

del área industrial =..... =5000.0 "

Areas de parques verdes:

187 x 40 = 7480 pies²

156 x 66 = 10296 "

17776 pies² ó 1975 yardas cúbicas

Costo = 1975 x \$4/yarda cúbica = 7800.0 dólares

Areas de Veredas:

181 x 6.0 = 1086 sqft

68 x 6.0 = 408 sqft

150 x 6.0 = 900 sqft

344 x 6.0 = 2064 sqft

408 x 6.0 = 2448 sqft

7266 sqft

Costo = 807 yardas cúbicas x \$ 4/yarda cúbica =
= 3228.0 aprox. 3,300 dólares

Costo total General = 377, 750 dólares

+ Costo de Instrumentación = 22,250 dólares

Gran Total General es = 400, 000 dólares

riencia se admite el primer cálculo, como base de estos cálculos.

b.) Estimación del Plan Costo de Producción - Tabla Sumaria - Cuadro de Ruptura del costo del Producto

Inversión del Capital Fijado:

Se divide en dos partes (1) Capital Fijado (2) Capital de Trabajo.

Una estimación del costo de capital Fijado es usado determinando las cargas de Mantenimiento y depreciación bajo los costos de operaciones y la necesidad de realizar un Análisis Económico tal como el Retorno de la Inversión.

El capital de trabajo (10 á 15% del Capital Fijado) es menos crítico, económicamente hablando.

1) Estimación del Costo de Capital Fijado

El capital fijado incluye el capital requerido para (1) Todos los procesos y fabricación de equipamiento y maquinaria, instalada y lista para operar y (2) items de Equipo y Maquinaria no fabricada, los cuales incluyen terreno y edificio; instalaciones para generación o distribución de utilidades (vapor, electricidad para generación de potencia, agua, aire, etc); tiendas, almacenes y facilidades de transporte. Otros items misceláneos pueden ser tales como carreteras, líneas de ferrocarril, teléfonos. Si una planta es edificada en una nueva área donde no hay estos items de servicio desarrollables, el capital no requerido de fabricación debe ser estimado de la misma manera como el item del Equipamiento de Procesos

El grado de exactitud en la estimación de Costos sería considerando realizar el estudio.

Estimación del Costo de Capital Fijado o Capital Total de la Planta: Calculamos:

(1) Estimación del costo de preconstrucción para la Planta Piloto de Acido Sulfúrico

Descripción	Simbolo	Unidades Requeridas	Costo de la Unid. Instalada	Costo Total del Equipo Instalado
Bombas de arenas tipo diafragma	A-5	1	1,400.0	1400.0
Filtros de Tambor Door-0 liber de 6'x8'	A-6	2	2,800.0	5600.0
Faja Transportadora de 50' y alimentador tipo Apron - Feeder, con 10 HP	A-7	1	10,000.0	10,000.0
Soplador de aire	B-1	1	4,500	4500.0
Horno de Flujo sólidos no catalítico	B-2	1	20,800.0	47300.0
Caldero de lavado caliente	B-3	1	10,000.0	10000.0
Bateria de Ciclones	B-4	4	2,700.0	10800.0
Labrador de gas	B-5	1	6,000.0	6000.0
Lavador tipo Pera	B-6	1	6,500.0	6500.0
Ventilador de aire	B-7	1	5,500.0	5500.0
Precipitador de Polvo	B-8	1	7,500.0	7500.0

Descripción	Simbolo	Unidades Requeridas	Costo de la Unid. Instalada	Costo Total del Equipo Instalado
Torre de Seca do y Sistema de Enfriador del Acido	B-9	1	12,500.0	12500.0
Soplador	C-1	1	5,500.0	5500.0
Intercambia-- dores de ca - lor	C-2	1	6,000.0	24000.0
Convertidor Primario	C-3	2	15,000.0	30000.0
Convertidor Secundario	C-4	2	15,000.0	30000.0
Torre de Ab- sorción y - Sistema de enfriamiento del ácido - sulfúrico	C-5	1	12,000.0	12000.0
COSTO TOTAL DE LA INSTALACION				229100.0

(2) Cálculo de la Estimación del Costo de Capital Fijado

Elejimos el método No. 3 por ser el más adecuado para nuestro cálculo:

- 1) Costo del Equipo Cálculado por medio de Tablas,
gráficas y abacos +
Imprevistos y costos adicionales \$ 229,100.0
- 2) Costo de Instalación de equipamiento
 - a) Por referencia y corriente de índice
base
 - b) Item (1) x 1.43 \$ 327,613.0

3) Tubería del Proceso		
Tipo de Planta:		
Sólido - Fluído = 25%	Item(2)x0.25...	\$ 81,903.25
4) Instrumentación		
Extensivo = 16%	Item(2)x0.16...	\$ 52,418.08
5) Edificio y Desarrollo de Estructuras		
	Item(2)x0.40...	\$ 121,045.20
6) Auxiliares	Item(2)x0.15...	\$ 49,141.95
7) Líneas Exteriores	Item(2)x0.20...	\$ 65,522.60
8) Costos Físicos Totales de la Planta:		
(Suma de los Items (2)+(3)+(4)+(5)+(6)+		
+(7) Subtotal.....		\$ 697,643.08
9) Ingeniería y Construcción		
Simple (Item(8) x 0.275		\$ 191,851.84
10) Contingencias		
Sujeto a cambio(Item(8) x 0.250		\$ 174,410.77
11) Factor Tamaño Unidad Experimental=25%		
(Item(8) x 0.250		\$ 174,410.77
12) Costos de Capitales Fijos o Costos Totales de Plantas:		
(Suma de los Items (8) ÷ (9) + (10) + (11)		
T O T A L.....		\$1,238,316.4

Estimación del Capital Fijado por otros métodos:

Método No. 2.

1) Costo del Equipamiento Entregado= \$229,100x1.43...\$327,613.00

2) Edificios, tuberías, desaguaderos, instrumentos eléctricos, estructuras, cimientos, aislamientos, pintura, etc. basado sobre el costo unitario por ítem. Longitud, área, o volumen del diseño preliminar y descontando.

Costo \$ 400,000.00

3) Sub-Total \$ 727,613.00

4) Ingeniería y Contingencia (28% y 25%)

Ingeniería = 727,613 x 0.28 = \$ 203,731.64

Contingencia -(Sujeta a cambio)

= 727,613 x 0.25 = \$ 181,903.25

TOTAL \$ 1,113,247.80

Método No. 6.

Costo de Capital = Capacidad Anual en Toneladas x Inversión de Capital anual por Tonelada x Factor índice de Costos

∴ Costo de Capital = 35,000 T.M.S.A. x 36.25 x 100 = \$ 1,268,750.00

Método No. 7.

Costo de Capital = Capacidad Anual en Toneladas x Valor en dólares de la venta del Producto / Razón

Razón = Radio de Conversión = $\frac{\text{Valor venta de productos, } \$/\text{Ton.}}{\text{Corriente de inversión, } \$\text{por Ton anual}}$

Valor de venta del ácido sulfúrico = \$ 28.0/Ton.

Inversión = \$ 36.25/Ton.

Radio de Conversión = $28.01/36.25 = 0.77$

COSTO DE CAPITAL = $\frac{35,000 \times 28.01}{0.77} = 1,273,181$ dólares

Cálculo por medio del método gráfico, del Estudio Económico del Azufre = 1.343,750.00 dólares

Media Aritmética de
Variabilidad del capital Fijado =

$$= \frac{1.113,247.4 + 1,238,318 + 1,268,750 + 1,273,181 + 1,343,750.0}{5} =$$

$$= \$ 1,247,449.5$$

2) Capital de Trabajo

Los requerimientos del Capital de Trabajo se resumen así:

- a) Inventario de Materia Prima - Un mes suplementario en Costos
- b) Materiales en Procesos de Inventario - Una semana de Costo de Manufacturación
- c) Inventario de Productos - Un mes de Costos de Manufacturación
- d) Recepción de Cuentas - Un mes de precio de ventas
- e) Pagos al contado, para encontrar corriente de gastos de salarios y materia prima, utilidades y suplementos. Un mes de costos de Fabricación.

Las cantidades arriba mencionadas son standar para la estimación de propósitos. La cantidad de Materia Prima que necesita para ayudar al inventario varía con cada materia prima. El capital es requerido para cubrir créditos (ó cuentas recibidas) extendidas a los parroquianos de acuerdo a los términos a razón generalmente de 30 días. Pagos adicionales son requeridos para pa-

gar sueltos y salarios y comprar materia prima y pagar otros gastos de operación.

Para simplificar, la estimación del costo de pre-construcción, usamos del 15% al 20% de la Inversión del Capital Fijado para la Inversión del Capital de Trabajo

El capital de trabajo para los diferentes métodos será:

Para el Método No. 2 = $0.175 \times 1,113,247.89 = 194,818.36$ dólares

Para el Método No. 3 = $0.175 \times 1,238,316.40 = 216,705.37$ dólares

Para el Método No. 7 = $0.175 \times 1,273,181.80 = 222,806.81$ dólares

Por el método gráfico:

= $0.175 \times 1,343,750.00 = 235,156.25$ dólares

Para el Método No. 6 = $0.175 \times 1,268,750.00 = 222,031.25$ dólares

La media aritmética de variabilidad del Capital de Trabajo = $\frac{1,091,518.00}{5}$ dólares = 218,303.6 dólares

3.) Cálculo de la Inversión de Capital Total

La suma del Capital Fijado y el Capital de Trabajo son determinados por diversos métodos anteriores y así tenemos:

∴ Inversión Total de Capital =

= $1,247,449.5 + 218,303.6 = 1,465,753.1$ dólares

% = $\frac{1,247,449.5}{1,465,753.1} = 0.85 \times 100 = 85\%$ mayor del Costo del Capital Total

Costos del Producto Total1) Costos de Fabricación:

Una estimación de los Costos de Manufacturación, es una próxima etapa requerida para realizar la Evaluación Económica del Proyecto.

Solamente los Costos entrantes a la producción actual son tomados en cuenta. Otros costos importantes tales como Ventas, investigación, gastos administrativos, pagos de impuestos y retorno sobre Inversión son considerados aparte en el Análisis Económico.

El resumen detallado lo damos en la Tabla 26-A

TABLA No. 26-A

Resumen de la Estimación del Costo de Producción

Producción horaria = 4167 Kgs/hr. = 4.167 TM./hr.	(1) Producto: H_2SO_4 , 100% con 98% de Pureza en 20 carros de 5 T.M. c/u.
diaria = 100 T.M.D.	(2) Razón de Producción: 35,000 TM./Año, con 8400 hrs y 350 días de operación
Anual = 35,000 TM. A.	(3) Ubicación Planta: Bachía San Nicolás
Producción Anual de Azufre = 35,000 x 0.402 = 14,070 TM.S.A.	(4) Capital Fijado: \$ 1,247,449.95 Maquinaria + Equip \$ 847,449.95 Edificio + Instal + Equipamiento : \$ 400.000.00

5) Materia Prima	Unidades	Cantidad por año	Costos Unitarios	\$Distribución Año
a) Pirita=0.534x14070	T.M.	7,499T.M.	\$36/T.M.	269,964.0
b) Pirrotita=0.407x14070	T.M.	5,727T.M.	"	206,172.0
c) %SiO ₂ en S=0.06x14070	T.M.	844 T.M.	"	<u>30,384.0</u>
d) Sub-Total				506,520.0
e) Crédito por Sub-Producto:				
H ₂ SO ₄ (78%) Recirculante=1975x8400	Kgs.	16,438,800Kgs.	¢ 0.03/Kg	493,164.0
V ₂ O ₅ /N ₂ O ₅ =51.5x8400	Kgs.	430,920Kgs.	¢ 0.10/Kg	<u>43,092.0</u>
f) Crédito por Sub-Total				536,256.0
g) Costo Neto de la Materia Prima				-29,736.0

6) Gastos Directos de de Conversión	Unidades	Cantidad por año	Costos Unitarios	\$ Distribución Año
a) <u>Facilidades</u>				
<u>(L)</u> Vapor	M	87,500	¢ 0.60/lb	52,500.0
Fuerza Eléctrica	Kw.hr	2,800,000	¢ 0.01/Kw.hr	28,000.0
<u>Agua de enfriamiento</u>				
Para el ácido(1000gal=R)	R	126,000	¢ 0.05/Gal	6,300.0
Para el gas(1000gal=R)	R	339,500	¢ 0.05/Gal	16,975.0
<u>Agua de Proceso</u>	R	25,200	¢ 0.12/Gal	3,024.0
b) <u>Labor:</u> Obreros	6	7,738	\$ 2.76/hora	46,458.0
Empoleado	1	5,337	\$ 1.91/hora	5,337.0
Sobre-estante	3	8,904	\$ 3.18/hora	26,712.0
c) <u>Supervisión Staff</u>	3	11,200	\$ 4.15/hora	33,600.0
d) <u>Carga Total Labor Di</u>				122,107.0
<u>recta</u>		122,107x1.79	218,571.53
e) Gastos Laboratorio				5,000.00
f) Total GD de C				
(6a + 6d + 6e)				330,370.53

7) <u>Gastos Indirectos de Conversión</u>	Unidades	Cantidad por año	Costos Unitarios	\$Distribución Año
a) Gastos fijados y reparación		847,449.95x0.20		169,489.99
b) Cargas de Edificio		400,000.00x0.05		20,000.00
c) Total GI de C				189,589.99
8) Costos de Conversión (6f + 7c)				519,960.52
9) Costos de Fabricación Bulk (5g + 8)				489,741.09
10) Costos de Empaque y Embarque				
a) Empaques				3,000.00
b) Labor de Empacado y sobreadelanto				6,000.00
c) Total				9,000.00
11) Costos de Fabricación (9 + 10c)				498,741.09

12) Administración y Mercadeo	Unidades	Cantidad por año	Costos Unitarios	\$Distribución Año
a) Valor del Producto		35,000 T.M. x \$28/ T.M.		980,000.00
b) Administración y Costo del Mercadeo		980,000 x 0.10		98,000.00
13) Costos del Producto Total (11 + 12b)				596,741.09
14) Ganancia Bruta (12a-13)				383,258.91
15) Entrada de Impuestos (52% del Item 14)				199,294.60
16) Ganancia neta o nuevos Impuestos				183,964.28
17) Análisis de Probabilidades:				
a) % de retorno anual sobre capital Fijado:				
Antes de los Impuestos		$\frac{383,258.91 \times 100}{1,247,449.95} = 30.7\%$		
Después de los impuestos		$\frac{183,964.28 \times 100}{1,247,449.95} = 14.7\%$		
b) Pago fuera de tiempo - antes de los impuestos		$\frac{1,247,449.95}{383,258.91} = 3.25 \text{ años } \acute{o} \text{ 3.3 años}$		

Punto de Ruptura del Costo del Producto para 35,000 T.M.A.

Tomando como base un año de operaciones, tenemos los datos siguientes: 35,000TM.año x
x 0.402%S de las colas = 14070 T.M.

Materia Prima	Cantidad	Costo Unitario	Costo Anual	Costo Unitario del Producto \$/TM. 100% de H ₂ SO ₄
Pirita=0.533x14070	7419TM.	\$/ 36.00/TM.	269,964	14.44/T.M.
Pirrotitas=0.407x14070	5227TM.	"	206,172	
SiO ₂ =0.060x14070	844TM.	"	030,384	
	<u>14070TM.</u>		<u>506,520</u>	
<u>Utilidades</u>				
Potencia(Limite de ba- teria de planta)	2800MWH	1¢/Kwh	28,000	
Potencia(improvistos)	300MWH	"	3,000	
Alimentación del calde ro	44800Tons.	5¢/Ton.	2,240	
Agua de proceso	60000Tons.	2¢/Ton.	1,200	
Agua de enfriamiento (M.U.)	204,500Tons.	1¢/Ton.	20,425	1.56/T.M.
Vapor crédito	45000	1¢/Ton.	45,000	1.28/T.M.
<u>GASTOS DE OFERACION</u>				
Labor	10 hombres/guardia		78,507	
Supervisión	Parte del tiempo		43,600	
Mantenimiento	4 % de la inversión		50,730	4.93/T.M.
<u>Sobre-adelantos</u>				
Sobre-adelantos pago	15%		18,667.5	
Sobre adelantos gen.	50% de gastos de operación		86,418.5	
Cargos de capital	15% de la inversión		186,674.5	<u>8.33/T.M.</u>
COSTO TOTAL DE FABRICACION				27.98/T.M.
Nota: El costo total de Fabricación+Flete=Precio de Venta				28.00/T.M.
: 1260.00\$/T.M. + 245.75\$/T.M. = <u>1505.75\$/TM.</u>				(\$/ 1260.00/T.M.)

SUMARIO DE LOS COSTOS DEL PRODUCTO TOTAL

(1) Producto: H ₂ SO ₄ en 20 carros de 5 T.M. cada uno		
(2) Razón de Producción: 35000 T.M.S. al año		
(3) <u>Costos de Fabricación</u>	<u>\$ Año</u>	<u>\$ Unidad</u>
a) Materia Prima	506,520.00	14.440
b) Conversión directa	330,370.33	9.440
c) Conversión indirecta	189,106.32	5.430
d) Empacado y despacho	9,000.00	0.260
(4) Gerencia y Mercado	<u>212,452.300</u>	<u>6.070</u>
(5) Costos del producto total	4,247,449.95	35.64

c.) Balance Económico

Para ello contamos con los datos siguientes:

Resúmen Item Costos del Equipo Instalado	\$229,100.0
Resúmen Item Costos de Reactivos o Subproductos	536,256.0
Resúmen Item Valor del producto ó ácido sulfúrico.....	980,000.0
Resúmen item Costos del Edificio+Instalaciones	400,000.0
Resúmen Item Supervisión General y Mano de Obra	218,571.53

Determinación de los Costos Fijos

Seguro Social y Bienestar y otros beneficios:

a) 15% de los sueldos (estimado).....	5,040.00
b) 12% de los Salarios(estimado).....	9,420.00

Seguro Social

1/2 % sobre el costo del edificio y equipamiento	20,000.00
to	<u>34,460.84</u> \$

Determinación de Gastos Preliminares:

Costo de Estudios y Tramitación
(2% de la Inversión Total) 24,948.99

Determinación del Capital de Trabajo:

Se toma la variabilidad del promedio aritmético 218,303.60

Determinación del Capital de Inversión:

1) Costo del equipo instalado (229,100x1.43)	327,613.00
2) Costo del edificio+instalaciones	400,000.00
3) Costos varios e imprevistos	494,887.60
4) Gastos Preliminares	24,948.90
5) Capital de Trabajo	<u>218,303.60</u>
	1,465,753.10 \$

Determinación del Costo Anual de Operación

A) Costo del tratamiento para obtener ácido sulfúrico

1) Mano de Obra	75,507.00
2) Fuerza Eléctrica	28,000.00
3) Tratamiento aguas	26,299.00
4) Vapor	52,500.00
5) Gastos de reparación	69,489.00
6) Gastos de administración	<u>98,000.00</u>
	452,795.00

B) Costo de Supervisión y mano de obra de Planta

218,571.53

C) Costos Fijos

34,460.84
705,827.37 \$

Costo de Operación por tonelada de ácido producido =
= 705,827.37/35,000 = \$ 20.17/TM. ó 907.49 soles/TM.

Determinación de la ganancia sobre venta de ácido:

Costo total = Costo materia prima + costo fijado + costo variable + flete

Costo de la materia prima	506,520.00
Costo variable o directo	330,370.53
Costo Fijo o indirecto	189,589.99
Flete	<u>14,000.00</u>
Costo Total o Precio de venta	1,040,480.52

Costo Unitario por Tonelada 1,040,480.52/35,000 =
= \$29,73/T.M. (1337.76/T.M.)

Ganancia por Operación

Precio de Venta	\$ 29.73
Costo Unitario de Operación	<u>20.17</u>
	9.58....\$9.56

Provisiones

Consideramos el 10% del monto de la Inversión Original

1,465,753.1 x 0.1 146,575.31

Costo Unitario de la depreciación..... 146,575.31/35,000 = $\frac{4.18}{5.38}$

Cálculo por el método del fondo de amortización.- Para ello contamos con los datos siguientes:

Interés = $i = 6\%$

No. años = 10 años

$$R'' = Vo \cdot i / (1+i)^n - 1$$

$Vo = 1,465,753.1$ (inversión total de capital)

$$R'' = 1,465,753.1 \times 0.06 / (1+0.06)^{10} - 1$$

$$= 1,465,753.1 \times 0.06 / 1.79 - 1$$

$$= 1,465,753.1 \times 0.0759 = 111,250.66$$

$$\text{Costos Unitarios} = 111,250.66 / 35,000 = \$ 3.17 \dots \dots \dots \frac{\$ 2.17}{2.13}$$

Impuestos: Se considerará el 4% sobre el precio de venta

$$\$ 9.56 \times 0.04 = 0.38 \dots \dots \dots \frac{0.38}{1.75}$$

$$\begin{aligned} \text{Utilidad calculada por año} &= 35,000 \text{ T.M.S. Ax } \$1.75/\text{T.M.} = \\ &= 61,250 \text{ dólares } \delta \\ &= 2,756,250 \text{ soles/año} \end{aligned}$$

d.) Evaluación del Proyecto - Indices (Análisis Económico)

Análisis Económico

El análisis económico es un entendimiento especializado en la determinación de la renta y gastos de materiales para materializar el bienestar de la compañía. En las secciones previas al desarrollo del costo o los datos del gasto había sido demostrados.

En una forma muy simple, el problema es ahora establecer que la Renta y las Ventas serán sustraídas del costo del producto total y obtener una renta bruta. Por sustracción de los IMPUESTOS A LA RENTA, emms jornales son obtenidos, los cuales deberán ser conectados a la INVERSIÓN DE CAPITAL TOTAL para determinar los atractivos del riesgo. Estas conclusiones deben ser conducidas a la GERENCIA por uno o más caminos que la decisión del tanteo puede ser lo grada. Uno reconocerá que el efecto del proyecto tendrá una competencia con otros para el desarrollo de la Inversión de Dinero. En el análisis final, las probabilidades llevarán el mayor peso en las decisiones: Hay un sin número de problemas que necesitan un Análisis Económico:

Resumimos tres principales:

Problema (1).- Precios de Venta siempre establecidos por la competencia y la capacidad de la planta son establecidos por mercados.

Problema (2).- Precios de venta siempre establecidos por COMPETENCIA, determinados las probabilidades como una función de capacidad de planta.

Problema (3).- Nuevo precio de venta promocional para establecer en términos de probabilidades.

El problema (1) será discutido más extensivamente que los otros problemas den términos de análisis económico. Los tres métodos más conocidos son (1) Retorno sobre la Inversión, (2) Tiempo de pagos, (3) Proyecto del valor presente.

El procedimiento en el análisis económico neto o nuevos jornales será determinado por el precio de venta menos costos.

COSTO Y PROBABILIDAD SUMARIA PARA LA PLANTA PILOTO PROPUESTA

Tipo de Planta : H₂SO₄ (100% con 98% de pureza)
Fuente de Información : Tabla 26-A
Producción : 35000 T.M.S/Año
Inversión de Capital Fijo : \$ 1,247,449.950
Inversión de capital total: 1,465,753.100

<u>ITEM</u>	<u>DOLARES/AÑO</u>
(1) Costo del producto total	0,596,741.09
(2) Valor del producto	980,000.00
(3) Utilidad bruta o salarios(item 2-1)	383,258.91
(4) Entrada de impuestos (52% de nivel)	199,294.63
(5) Utilidades netas o nuevos salarios(item 3-4)	183,964.28

Análisis de probabilidades

Este análisis es el juicio final, es así siempre que el proyecto sería posteriormente financiado. En su forma más simple ello examina jornales netos en relación a la Inversión de Capital.

1.) Porcentaje de Retorno sobre la Inversión.- Este es el método más comunmente usado y muy simplemente nos da la razón anual en la cual los jornales retornan a la Inversión. Se aplica las siguientes fórmulas:

$$r_b = \frac{P \times 100}{I}$$

$$r_a = \frac{E \times 100}{I}$$

Donde: r_b = %anual de retorno sobre la Inversión antes

de los IMPUESTOS

r_a = % anual de retorno sobre la Inversión después de los IMPUESTOS

P = Producto anual bruto antes de los impuestos

E = Nuevos jornales anuales = Px donde x =
1- fracción por impuesto a la renta (0.52)

I = Inversión fija o total con (r especificada de conformidad)

Una razón aceptable de un retorno anticipado variará con el grado de contingencia de la obsolescencia, o - competición. Criterios típicos para un retorno aceptable en muchas industrias es visto en la Tabla A-26.

$$r_b = \frac{383,258.9 \times 100}{1,247,449.95} = 30.7 \%$$

Según la Tabla 6-21 sería alto y riesgoso aplicable - solamente a aquellos procesos los cuales son establecidos comercialmente con fines de venta de productos.

$$r_a = \frac{199,294.63 \times 100}{1,247,449.95} = 15.9 \%$$

Igualmente sería alto y riesgoso.

NOTA: La Inversión I se ha trabajado solamente con el capital fijado.

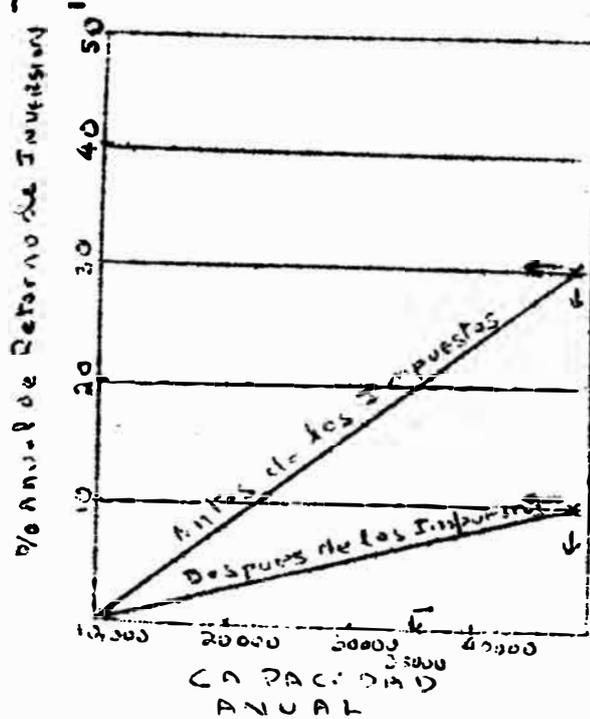
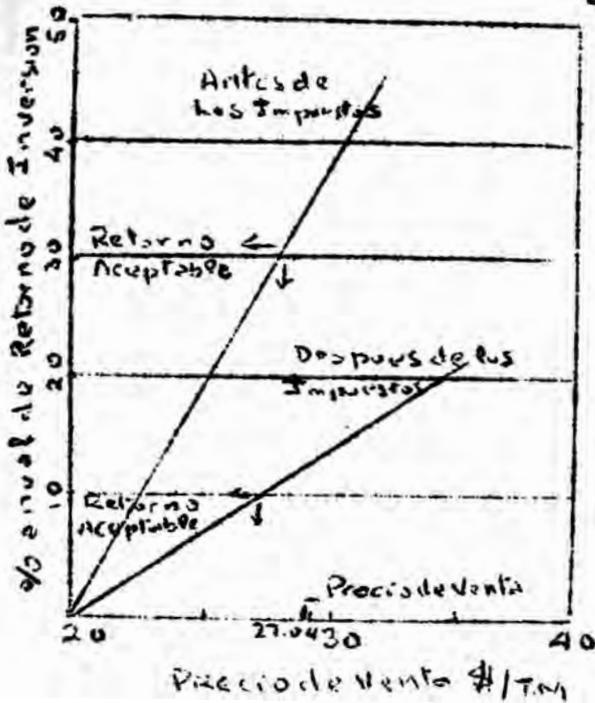
2.) Método pago fuera de tiempo: Hacer estudios económicos comprende la compra de nuevas plantas o equipamiento, ello es frecuentemente hallado deseable esti-

mar el así llamado "PERIODO FUERA DE PAGO" . Ejemplo: el No. de años y que correrá antes que la INVERSIÓN haya sido completamente recuperada a través de ahorro o añadiendo jornales.

El TIEMPO DE PAGO antes de los Impuestos, no es el más comunmente expresado, cuando una inversión fija I_f , como sigue:

$$n = \frac{I_f}{P} = \frac{\text{inversión}}{\text{Producto anual bruto antes de los impuestos}}$$
$$= \frac{1,247,449.95}{383,258.91} = 3.3 \text{ años } 3 \text{ años, } 4 \text{ meses.}$$

NOTA: Igualmente se ha tomado el capital fijado para este cálculo. Que es un aceptable retorno sobre la Inversión de dinero. El precio de venta debe ser suficientemente alto que justifique el retorno de una inversión razonable y todavía no debe ser apreciada fuera de línea. Un procedimiento relativamente simple para determinar el RETORNO DE INVERSIÓN para varios precios de venta, plotear el dato, y tomar el precio de venta para contemplar los requerimientos de la compañía para el retorno de la inversión. Fig. 6-37. Una modificación de esto es establecer la capacidad de la planta e inversiones basadas sobre un precio anticipado de venta y retorno requerido sobre inversión (Fig. 6-38).



% Anual de retorno de inversión V_s
 Precio de Venta

Planta típica: H_2SO_4 (98% Pureza)

Precio de Venta del producto:
 28/T.M.

Referencia tabla : 6-24

% Anual de retorno de la In
 versión V_s

Capacidad de la Planta

Planta Típica: H_2SO_4 (98% Pureza)

Capacidad anual: 35,000 T.M.

Referencia Tabla: 6-24

3.) BEP Cálculo del punto de Ganancia Cero

Datos:

Carga fijadas

Gastos indirectos de conversión = 189,106.56

Gastos directos de conversión = 330,370.53
 o cargas variables

% de capacidad = 0.10 ó 10%

Venta neta = 520,000

Precio de Venta = 29.71 / T.M.

Z = Ganancia bruta

n = No. de unidades de producción

S = Precio de venta dólares/T.M.

V = Costo variable dólares/T.M.

F = Costo indirecto.

Desarrollo

1) Para 50.0 % de capacidad, determinamos el No. de unidades de producción.

$$n = \frac{520,000}{29.71} = 17,500 \text{ T.M.S./Año}$$

2) La pendiente (S-V) de la línea de ganancia bruta puede ser calculado como:

$$Z = 520,000 - (189,106.56 + 330,370.53) = 17,500 \text{ (S-V)}$$

$$\text{(S-V)} = \frac{189,628.63}{17,500} = \$ 10.83/\text{T.M.}$$

3) De la ecuación (5-4), el Punto de ganancia cero es:

$$n = \frac{189,106.56}{10.83} = 17,461.4 \quad 17,500 \text{ T.M.S./Año}$$

4) El % de capacidad es:

$$\frac{100 \times 17500}{17500/0.5} = 0.50 \quad 0.50 \times 100 = 50\%$$

5) Una solución alternativa es tomar n = capacidad fraccional en la Ec. (5-2), entonces la pendiente (S-V) en dólares puede ser computada como:

$$A = 520,000 - (189,106.56 + 330,370.53) = 0.5(\text{S-V}) - 189,106.56(\text{S-V}) = \\ = \frac{189,628.63}{0.5} = 379,257.26$$

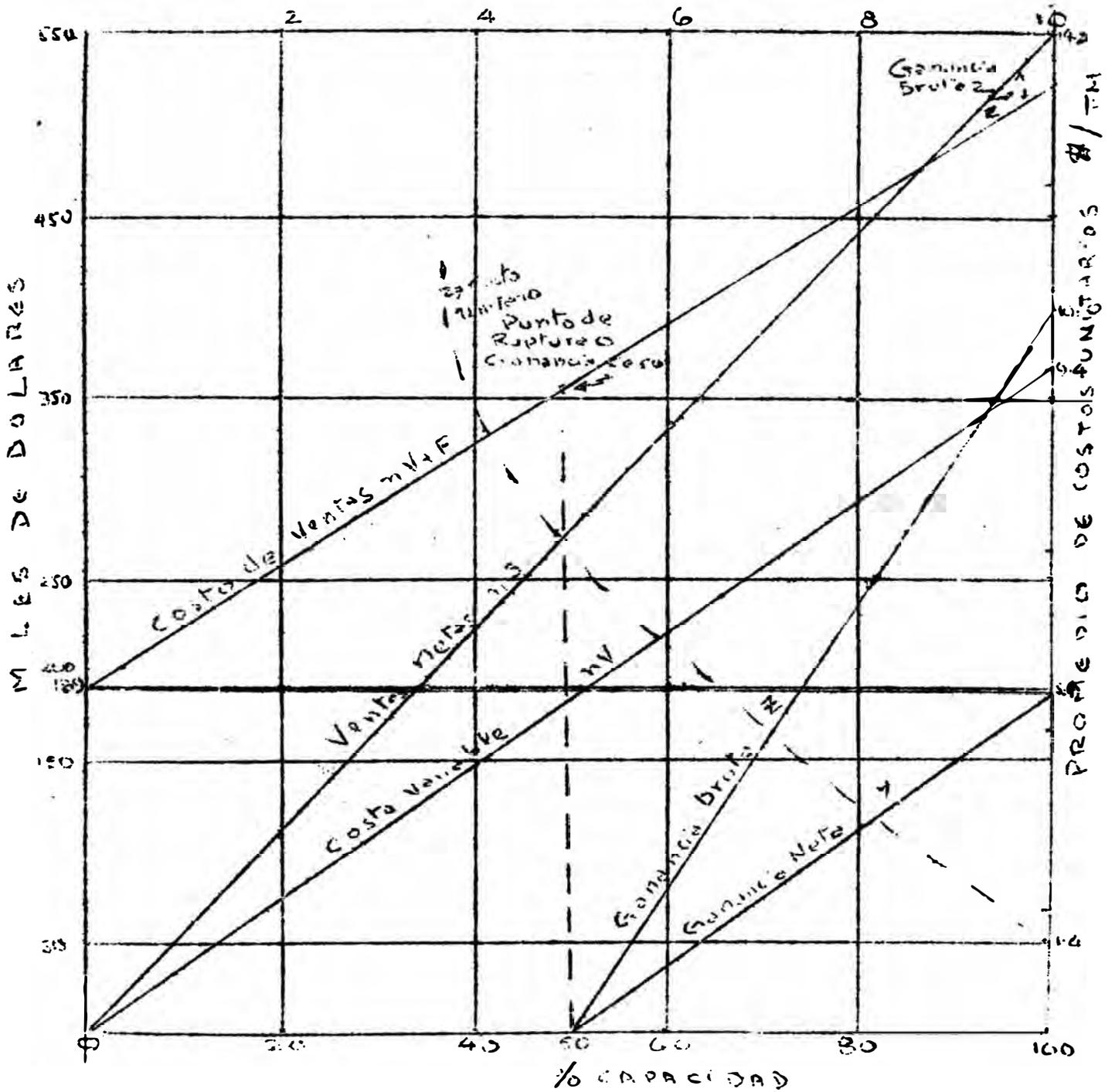
y el punto de ganancia de la Ec. (5-4), $n = \frac{189,628.63}{379,257.26} = 0.5$

ó el 50% de su capacidad. El punto de ganancia cero para la producción es:

$$\frac{0.5 \times 17500}{0.5} = 17,500 = \text{T.M.S./Año.}$$

GRAFICO DE PRODUCCION ECONOMICA

PRODUCCION EN MILES DE T.M. CASE: 3500 T.M.S



4.) Reparto de Utilidades .- Basándose sobre el Balance Económico, vemos que se obtiene una utilidad neta de - 2,756,250 soles/año que justifican el % de retorno de la Inversión calculada.

f.) Preambulo del Estudio Geoeconómico y Mercadotecnia de la influencia de la Planta de Marcona en referencia con Ica, Lima y Arequipa - Breve comentario de la forma de financiación del proyecto

Viabilidad del proyecto a escala industrial

- 1) Comprobación de los costos estimados
- 2) Costo real de la inversión necesaria, incluyendo instalación y repuestos necesarios en stock
- 3) Contar con la cantidad suficiente de mineral, de características similares (mineral homogéneo), pues por los experimentos realizados al variar las proporciones de las variaciones mineralógicas de cobre y ganga, se requieren reajustes en reactivos, temperaturas y tiempo de contacto.
- 4) Resolución de problemas mecánicos y de construcción de una planta de operación continua en la escala que se de see para la zona (puede ser piloto o experimental o - semi-industrial)
- 5) La relación del H_2SO_4 varía de 50 á 30 Kgs/T.M. de mineral oxidado.

Facilidad de entrenamiento del personal, el % de la inver sión recuperable de 3 años, 4 meses (3.3)

Breve comentario sobre la forma de financiación del proyecto Estado Geoeconómico y Mercadotecnia en el Departamento de Ica.-

a) Precio de Venta

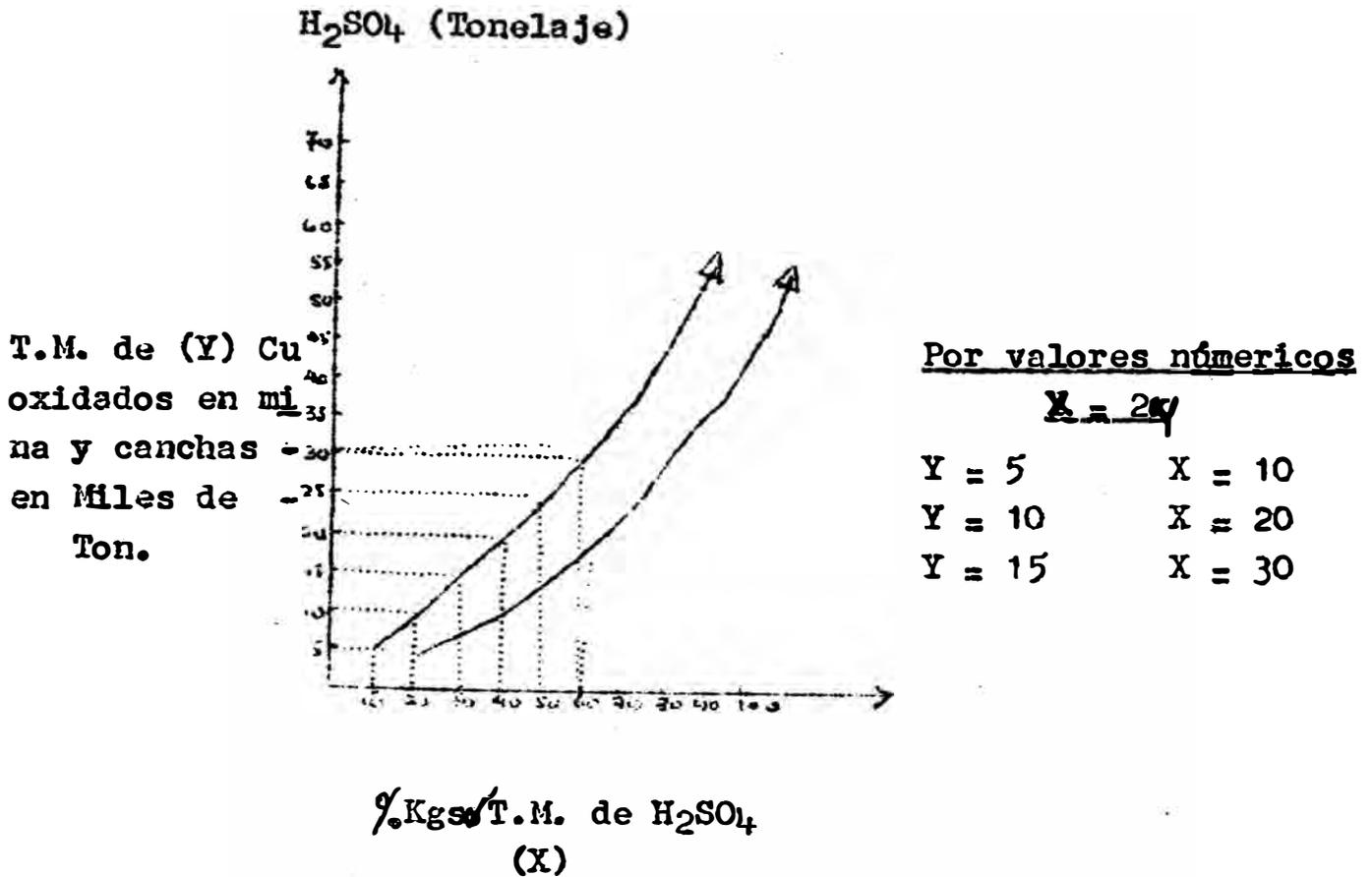
1) Análisis del mercado:

(a) Relaciones tonelaje-consumo de ácido/presente y anticipado

Ha sido preparada tomando como observación de 73 proyectos, de los cuales 48 se hallan distribuidos en las zonas de Canza, Tinqué, Uunca, San José de los Molinos, Ocucaje, Pálpa, Ingenio Nazca y Acari, todos ellos incluidos en la Provincia de Ica y en el Departamento de Ica y los 25 restantes se hallan entre Lurín, Mala y Coayllo del Departamento de Lima. La zona de oxidación parece alcanzar hasta 50 metros de profundidad, pasando a una zona de enriquecimiento secundario (Chalcocita, cobelita y bornita y algo de cobre nativo).

La zona de óxidos tiene: chalcopirita, malaquita, crisocola, brochantita, cuprita, melaconita, atacanita, azurita, cuarzo, hematita, limonita, yeso, turmalina, rodocrosita.

Este estudio se relaciona con el objetivo de tratar la posibilidad de fomentar la instalación de plantas de lixiviación (campo hidrometalúrgico), teniendo en mente el ácido sulfúrico producido en la Planta Piloto ubicada en la Bahía de San Nicolás. Para ello realizamos el estudio de Tonelaje de de mina cobre oxidado = consumo de



La conclusión es que a medida que aumenta el tonelaje de mina de cobre oxidado, la relación de $\%Kgs./T.M.$ de ácido va en razón de 2

(b) Aplicación del producto (Mercadotecnia)

Precio del producto puesto en la planta de hidratación.-

Precio de Venta = Costo fijo + Costo Variable + Costo de la materia prima + Flete o costo del transporte.

Cálculo del precio de Venta para la Planta Piloto de Hierro-Perú

Costo Fijo = S/ 189,106.56

Costo Variable	=	330,370.53		
Costo materia prima	=	506,520.00		
Flete	=	x		
Costo unitario del costo fijo	=	$\frac{189,106.56}{35,000}$	= \$ 5.40/TM.	5.40
Costo unitario del costo variable	=	$\frac{330,370.53}{35,000}$	= \$ 9.44/TM.	9.44
Costo unitario de la materia prima	=	$\frac{506,520.00}{35,000}$	= \$14.47/TM.	14.47
Costo unitario del flete	=	$\frac{253.44}{45.00} / \frac{142.4}{45.0}$	= \$7.85/TM.	3.16
			(gasolina)	(petróleo)
Costo de Venta	=	$\frac{\$ 37.16/TM.}{\$1672.2/TM.}$	$\frac{\$32.47/TM.}{\$1461.15/TM.}$	
Costo de fabricación	=	\$/ 1318.95/T.M.		

(e) Competencia de precios

Productores:

Ex-Cerro de Pasco (Centro-Min)

Registro industrial No. 12273

Precio de venta = $1463.13 \div 1792.0 =$ \$/ 3255.13/TM.

Precio de venta = $1463.13 \div 774.0 =$ $\frac{2237.13}{TM.}$

Año : 1975 \$ 72.34/TM.

\$ 49.71/TM.

Ex-Cerro de Pasco (Centro Min)

Registro Industrial No. 12273

Precio de venta = $1334.13 \div 1792.0 =$ 3126.13/TM.

Año: 1974 = $1334.13 \div 0774.0 =$ $\frac{2108.13}{TM.}$

\$ 69.46/TM.
\$ 46.84/TM.

Rayon Celanese (Lima)

Registro Industrial No. 8090

Precio de venta = $1419.13 + 885.90 = S/ 2305.2/TM.$

Año: 1975 = $1419.13 + 416.56 = S/ 1835.7/TM.$

\$ 51.23/TM.

\$ 40.79/TM.

Registro Industrial No. 8090

Precio de Venta = $1470.05 + 885.90 = S/ 2355.95/TM.$

Año: 1974 = $1470.05 + 416.56 = 1886.61/TM.$

\$ 52.35/TM.

\$ 47.16/TM.

Hierro Perú (Planta Piloto)

Precio de Venta = $S/ 1672.2/TM.$

1461.15/TM.

\$ 37.16/TM.

\$ 32.47/TM

Promedio medio de Centro-Min = $\frac{3255.13 + 3126.13}{2}$

Av = $S/ 3190.63/TM.$

Promedio Rayon Celanese = $\frac{2305.2 + 2355.95}{2}$

Av = $S/ 2330.57/TM.$

Promedio Centro Min = $\frac{2237.13 + 21.08}{2}$

Av = $S/ 2172.63/TM.$

Rayon Celanese = $\frac{1835.7 + 1886.61}{2}$

Av = $S/ 1861.15/TM.$

Ubicación geoeconómica y precio de venta

Se encuentra ubicado al SW, cuyas coordenadas - son N 50,000 y E 50,000 al Faro de San Juan y cuya posición geográfica es latitud Sur 15°21'56" y longitud Oeste 75°11'07".

Tabla de distancias de las plantas productoras y los centros de consumo, incluyendo en el precio de venta el costo del flete o transporte.

Cerro de Pasco (Centro Min) - Lima 315 Kms,
Cerro de Pasco (Centro Min) - Ica Nazca Camaná
635Kms-775Kms-1170Kms.

Rayon Celanese - Lima - ó á 50 Kms.

Rayon Celanese - Ica Nazca Camaná
306 Kms. - 450 Kms. - 855 Kms.

Planta Piloto Marcona (Hierro Perú) - Lima - 305 Kms.

Planta Piloto Marcona (Hierro Perú) - Ica Nazca Camaná
220Kms-70Kms-365Kms.

Precio petróleo = 11.5
Precio de Barril

Precio de la gasolina (Lima) = \$/230.0/gal. Lima = 12.32/gal.

Precio de la gasolina (Fuera de Lima) = \$/25.0/gal.

Otros = \$/13.00/gal.

Consumo por galón de camiones cisterna =

= 15Km/galón (Lima)/20Kms/galón(Lima)

= 12Kms/galón(Sierra ó interior)/15Km/gal.

El costo del transporte será:

Rayon-Celanese (Dentro del radio urbano de Lima):

Máx = $\frac{50\text{Km.}}{15\text{Km/gal.}}$ = 3.33galones x $\frac{23}{\text{galón}}$ = \$/ 76.67 (gasolina)

= 3.33 galones x 12.32/galones = S/ 41.02 (petróleo)

Rayon-Celanese (Ica/Nazca/Camaná):

Ica : $\frac{306}{15} = 20.4 \times 23.0 = \text{S/ } 469.2$

Nazca : $\frac{450}{15} = 30.0 \times 24.5 = \text{S/ } 735.0$

Camaná: $\frac{855}{15} = 57.0 \times 25.5 = \underline{\text{S/ } 1453.5}$

Costo Promedio = S/ 8885.9

Precio
de
la
Gasolina

Ica : $\frac{306}{20} = 15.3 \times 12.32 = \text{S/ } 188.19$

Nazca : $\frac{450}{20} = 22.5 \times 13.00 = \text{S/ } 292.50$

Camaná: $\frac{855}{15} = 57.0 \times 13.50 = \underline{\text{S/ } 769.50}$

Costo promedio = S/ 416.50

Precio
del
Petróleo

Para Lima (De Centro MIn) (Ex-Cerro)

Consumo Para Sierra) = 12Kms/galón/-15Km/galón(petróleo)
(gasolina)

$\frac{315}{12} = 26.25 \text{ galones} \times 7.25/\text{galón} = \text{S/ } 656.25$

$\frac{315}{15} = 21.00 \text{ galones} \times 7.13.5/\text{galón} = \text{S/ } 283.50$

Ica / Nazca / Camaná de Centro MIn (Ex-Cerro)

Ica $\frac{635}{12} = 52.92 \times 25.0 = \text{S/ } 1322.9$

$$\begin{array}{l} \text{Nazca} : \frac{275}{12} = 64.58 \times 25.00 = \text{\$/ } 1614.6 \\ \text{Camaná} : \frac{1170}{20} = 97.50 \times 25.0 = \text{\$/ } 2437.5 \\ \text{Promedia} = \text{\$/ } 1792.0 \end{array}$$

Precio de Gasolina

$$\begin{array}{l} \text{Ica} : \frac{635}{15} = 42.33 \times 13.5 = \text{\$/ } 571.4 \\ \text{Nazca} : \frac{275}{15} = 51.66 \times 13.5 = \text{\$/ } 697.4 \\ \text{Camaná} : \frac{1170}{15} = 78.00 \times 13.5 = \text{\$/ } 1053.0 \\ \text{Promedio} = \text{\$/ } 774.0 \end{array}$$

Precio de Petróleo

Para Lima (de Planta Piloto Hierro Perú)

Consumo para Costa - 15Km/galón / 20Kms/galón
(gasolina) / (petróleo)

$$\frac{520}{15} = 34.66 \times 23.0 = \text{\$/ } 797.2$$

$$\frac{520}{15} = 26.00 \times 12.3 = \text{\$/ } 319.8$$

Ica/ Nazca/ Camaná de la planta piloto (Hierro-Perú)

$$\begin{array}{l} \text{Ica} : \frac{220}{15} = 14.67 \times 23.0 = 337.41 \\ \text{Nazca} : \frac{70}{15} = 4.67 \times 24.5 = 114.41 \\ \text{Camaná} : \frac{365}{15} = 24.34 \times 25.0 = 608.50 \\ \text{Promedio} = 353.44 \end{array}$$

Precio de Gasolina

$$\text{Ica} : \frac{220}{20} = 11 \times 12.3 = 135.3$$

Precio de

$$\begin{aligned} \text{Nazca} &: \frac{70}{20} = 3.5 \times 13.0 = 45.5 \\ \text{Camaná} &: \frac{369}{20} = 18.25 \times 13.5 = \underline{249.4} \\ \text{Promedio} &= 142.4 \end{aligned}$$

Petróleo

NOTA: Observando los cuadros de competencia de precios y costos de TRANSPORTE, LA CONCLUSIÓN FINAL es usar CARROS CISTERNA que trabajen a base de PETROLEO (como combustible) y descartamos la gasolina.

Cuadro Resumen Comparativo de Competencia de Precios (Mercadotecnica)

Compañía	Costo Total	Flete	Precio de Fabricación	Ubicación del Centro de Consumo
Rayón-Celanese	1485.73	= 41.02	+ 1444.71	LIMA
Rayon-Celanese	1635.90	=188.19	+ 1444.71	ICA
Rayon-Celanese	1740.21	=292.50	+ 1444.71	NAZCA
Rayón-Celanese	<u>2214.21</u>	=769.50	+ 1444.71	CAMANA
Promedio	1769.01			
Centro Min	1682.13	=283.50	+ 1398.63	LIMA
Centro Min	1970.03	=571.40	+ 1398.63	ICA
Centro Min	2096	=697.40	+ 1398.63	NAZCA
Centro Min	<u>2451.63</u>	=1053.00	+ 1398.63	CAMANA
Promedio	<u>2049.95</u>			
Hierro Perú	1638.75	=319.8	+ 1318.95	LIMA
Hierro Peru	1454.25	=135.3	+ 1318.95	ICA
Hierro Perú	1364.45	= 45.5	+ 1318.95	NAZCA
Hierro Perú	<u>1565.35</u>	=246.4	+ 1318.95	CAMANA
Promedio	1505.75			

En conclusión: Apreciando el cuadro se ve que el mejor precio de ventas es el de Hierro Perú. Solamente que en Lima, sufre en precio la Rayon-Celanese por tener el flete más bajo dentro del perímetro de la ciudad.

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.

1.) Apéndice del Cálculo de la Planta Acida

Literatura consultada:

- 1) Arthur Taggart "Hand Book of Mineral Dressity
Jhon Wiley Sons - Inc. New York-London (1960)
- 2) Jhon H. Perry "Chemical Engineers Hand Book
Mc. Graw Hill Book Company (1063)
- 3) Vilbrandt-Dryden "Chemical Engineering Plant Design"
Fornrth Edition Mc. Graw-Hill Book Company
Kogakusha Company Ltd. Tokyo (1959)
- 4) Erik Oberg and F.D. Jones "Machinery's Hand Book
Seventeenth Edition - The Industrial Press New York -
Manchinery Bupershing Brighton - England (1064)
- 5) César A. Raguz "Estudio de la Planta Concentradora de
Parashga de la Cerro de Pasco Corporation
Título de Bachiller de Minas y Metalúrgia (1968-1969)
- 6) Marcona Miniry Company "Operatin G Cost Report"
Angest (1974)
- 7) Marco Antonio Flores Olivera "El Cobre Oxidado de la -
Provincia de Ica y la Posibilidad de su aprovechamien-
to. - Tesis de Grado - Promoción (1958)
- 8) Jhon L. Bray "Metalurgia Extractiva de Metales no fé -
rreos" - Jhon-Wiluy & Sons - New York
1ra. Edición Española (1962)
Traducción de José Ma. Bermúdez de Castro y Mosquen
Dr. Ciencias Químicas.
- 9) Olaf H. Hongen, Kenneth W. Watson and Roland A. Rogats"

- Chemical Process Principals" Second Edition Jhon Wily & Jones Inc. - New York - London- (1954)
- 10) Schweyer "Process Engineery Economic" Mc Graw-Hill Book Company. Inc. New York - Toronto - London (1955)
 - 11) Edwin T. Williams and R. Curtis Johnson B.S, M.S. - Mc. Graw Hill Book Company and Kogaknsha Company Ltd. Tokyo (1958)
 - 12) George Granger Brown and Staff Consultoris Editorial Manin S. A. Barcelona - Buenos Aires - Bogotá Méjico - Río - Santiago (1955)
 - 13) George D. Van Arsdcoe "Hidrometalurgia de Metales Comunes" - Unión Tipográfica Editorial Hispand Angricana. - Méjico (1965)
 - 14) Warren K. Lewis, Arthur H.. Radasch and H. Clay Lewis "Industrial Storichiometry" Mc. Graw Hill Book Company Inc. New York - Toronto - London and Koad Kusha Company Ltd. Tokyo (1954)
 - 15) Allison Butts A.B.B.S. "Metalurgical Problems" Second Edition (1943) New York and London
 - 16) Reinhardt Schuhmann Jr. "Metallurgical Engineery" Addison - Wesluy Publishing Company Ing. Massachusetts USA - London England (1952)
 - 17) N. Serryokov B. Kuzmin y Chelishchev "General Metallery" Mir Publishers" Moscow (1969)
Translited from the Russian by Boris Kuznetsov
 - 18) K. Kelly "Contributions to the data en Theoritical" Metallurgy Bulletin 584 Bureau of Minas
 - 19) C.E. Wicks and F.E. Block "Thermodinamyc Properties

of 65 Elements - Theirs oxides, halides, carbides, and
nitrides - Bulletin 605 Bureau of Mines

20) Libros, Revistas y catálogos - Denver, Cinco Allia -
Charlmers.

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

CONCLUSIONES

- 1.) El financiamiento de esta planta piloto experimental de ácido sulfúrico, se puede llevar a cabo con una Reinversión de Capital basándose sobre el tonelaje de azufre (en forma de sulfuros de Fierro) que se pierden en los sumideros que desembocan en el mar y que es de orden de las 35,000 T.M. anuales ó 77,000.000 Lbs al año a un valor de. \$ 36 por tonelada métrica de azufre, se pierden 55,440,000 soles al año.
- 2.) La venta del ácido sulfúrico producido dentro del radio de acción de la Planta Piloto que es del orden de 520 Kms, a Lima, 731 Kms. a Camaná y el radio medio es Ica a 220 Kms. y su precio de oferta es el más bajo (\$/ 1505.75 por tonelada métrica en promedio), comparado con Centro-Min (\$/ 2049.95 por Tonelada Métrica) y Rayon Celanese en segundo lugar con (\$/ 1769.01 por Tonelada Métrica).
- 3.) Por otra razón, el volúmen o tonelaje de mineral oxidado de cobre en el área de Ica, Lima y Camaná da más de 10,000,000 T.M. a la vista que entran en el terreno de la Hidrometalurgia a base del ácido sulfúrico producido a bajo precio.
- 4.) El capital invertido del orden de los \$ 1,465,753.10 dólares (\$ 41.80 por T.M.) ó 65,958,889 soles y se recuperan en 2 años 3 meses el capital fijado en 56,135,205 soles.
- 5.) La utilidad obtenida es de \$ 1.75 por T.M. ó 2'756,250 soles al año, que justifique la inversión e reinversión de capital después de los tres años y 4 meses de recuperación.

RECOMENDACIONES

- 1.) Se debe hacer un mayor estudio exhaustivo de las mayores recuperaciones de Pirritas y Pirrotitas en la Flotación Selectiva y separación magnética en los tambores, tanto en la Molienda Fina (FG) o molienda gruesa (CG). De tal manera de superar el 40.2 % de S y llegar hasta 48% á 50%. Porque la base de este trabajo se ha hecho con una prueba experimental tomando la flotación gruesa y pasar a un tambor magnético de tres rodillos, obteniéndose esta ley, más empleando la flotación selectiva como era de esperarse, porque se necesitaría aumentar el número de baterías de celdas y el tiempo de acondicionamiento de cinco minutos y siete minutos a mayor tiempo, debido al incremento del flujo de volumen de 10,000 á 12,000 toneladas diarias.

- 2.) El estudio de esta tesis es un comienzo y se debe alentar a los Ingenieros dedicados a la investigación, volcar todas las inquietudes y horas extras en el estudio de dar a luz una mayor ayuda técnica de utilidad para la minería y el desarrollo del país.

A P E N D I C E

Cálculo del Balance de Materiales y Energía de la Planta Pilo
to de Ácido Sulfúrico

Nuestros datos son:

<u>Composición en %</u>	<u>% en Gases por Volúmen</u>
Piritas = 53.4%	SO ₂ = 12%
Pirrotitas = 40.6%	O ₂ = 7.5%
Inerte o ganga y otros = 4.0%	N ₂ = 80.5%
H ₂ O = 2.0%	

El bulk de piritas y pirrotitas se cargan a 25°C y el aire es suplementado a la misma temperatura con una humedad del 30% y una presión de 750 mm de Hg. Las cenizas salen del quemador a 400°C conteniendo 0.5% de S en piritas no quemadas. Las piritas y Pirrotitas quemadas forman Fe₂O₃ y la ganga pasa a las cenizas sin cambiar. El calor específico de la ceniza es 0.16. Los gases del quemador, después de pasar a través de la cámara de polvo, entran a la Torre de Glover a 450°C y salen a 91°C. En la torre de Glover 16% del SO₂ es convertido a H₂SO₄. Ellos son rociados en la cima de la Torre de Glover por 1000 Kgs, de bulk libre húmedo cargado como sigue:

- (a) 1820 Kgs. de ácido sulfúrico acuoso á 25°C de las cámaras conteniendo 64% H₂SO₄ y 36% H₂O
- (b) 5800 Kgs. de ácido mezclado á 25°C de la Torre de Gay Lusac conteniendo 77% H₂SO₄, 22.1% H₂O y 0.885% N₂O₃
- (c) 13.10 Kgs. de ácido nítrico acuoso á 25°C, conteniendo 36% HNO₃ y 64% H₂O.

El ácido sale de la base de la Torre Glover, libre de los óxi

dos de nitrógeno, a una temperatura de 125°C , conteniendo 78.0% H_2SO_4 y 22% H_2O . Este ácido es enfriado a 25°C , parte de ello es retornado a la tina de la Torre de Gay Lussac y el remanente es retirado como producto final de la planta. Los gases salientes de la Torre Glover son pasados a través de una serie de cuatro cámaras y entran finalmente a la Torre de Gay Lussac a 40°C . El ácido formado en las cámaras es retirado de la primera cámara a 58°C , conteniendo 64% H_2SO_4 .

Este ácido es enfriado a 25°C , y todo es alimentado en la parte alta de la Torre de Glover. Parte del ácido en el Glover después del enfriamiento a 25°C es retornado a la parte alta de la Torre de Gay-Lussac. Los ácidos salientes del Gay-Lussac en la base de la torre a 27°C y todo el alimento va encima de la Torre de Glover a 25°C . Los gases gastados salen a la cima de la Torre de Gay-Lussac a 30°C . La carta del flujo en los procesos enteros es demostrado diagramáticamente en la Fig. (A).

Los balances de material y energía de toda la planta en cada una de las unidades siguientes todas están basadas sobre 1000 Kgs. de bulk fresco de Piritas y Pirrotitas:

- (a) El horno de Fluo-Sólidos
- (b) La torre de Glover
- (c) Las cuatro cámaras como una sola unidad
- (d) La Torre de Gay-Lussac.

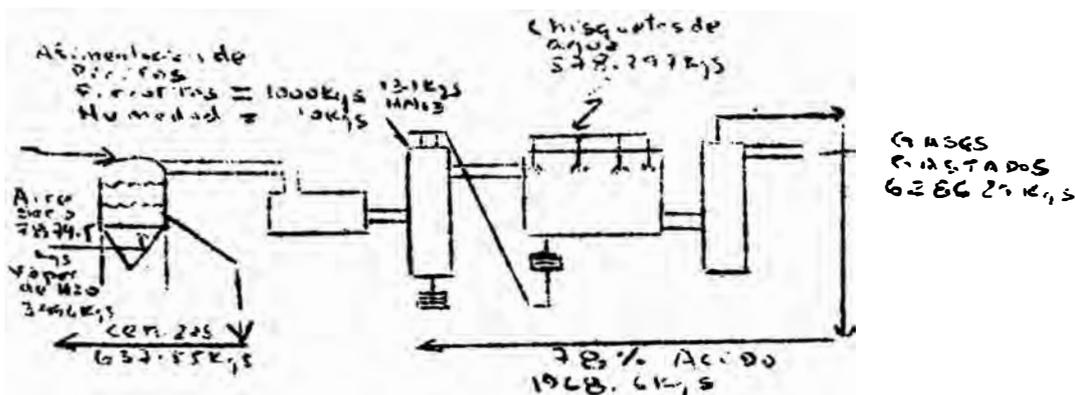


FIG. A-

Balance de Materiales de toda la Planta

Antes de discutir los balances de materiales, y energía de unidades individuales en la Planta de Acido Sulfúrico es mejor - calcular el balance de materiales de toda la Planta para tener en mente la perspectiva del mismo proceso. Este balance es presentado por las siguientes partes:

<u>ENTRADA</u>		<u>SALIDA</u>
Mineral seco	Humedad en el aire ácido	Acido producido,
humedad en el mineral	nítrico (Pentaóxido de - gases secos gas-	tados
aire seco	Vanadio catalítico) cho-	cenizas.
	rros de agua.	

(1) Peso de la Ceniza Formada

Base: 1000 Kg. del bulk de piritas y pirrotitas

$$\text{Peso de piritas como es cargado} = \frac{1000}{98} = 1020 \text{ Kgs.}$$

+
Peso de Pirrotitas

$$\text{Peso de piritas cargadas} = 1020 \times 0.534 = 545 \text{ Kgs.}$$

$$\begin{aligned} &+ \\ &\text{pirrotitas cargadas} = 1020 \times 0.406 = \underline{414 \text{ Kgs.}} \\ &959 \text{ Kgs.} \end{aligned}$$

$$6 \quad 545/120 = 4.510 \text{ Kg-mole}$$

$$414/472 = \underline{0.880 \text{ Kg-mole}}$$

$$5.420 \text{ Kg-mole}$$

$$\text{Peso de la ganga cargada} = 1020 \times 0.04 = \frac{41 \text{ Kg.}}{1000}$$

$$\% \text{ S en ceniza} = 0.5 \%$$

$$\% \text{ de FeS}_2 \text{ en ceniza} = \frac{0.5}{32} \times \frac{1}{2} \times \frac{60}{120} \times 100 = 0.940\%$$

$$\% \text{ de Fe}_5\text{S}_6 \text{ en ceniza} = \frac{0.5}{192} \times \frac{1}{2} \times \frac{236}{472} \quad y = 0.615\%$$

Tomemos $x =$ Kgs. de FeS_2 en ceniza

$y =$ Kgs. de Fe_5S_6 en ceniza

$$\text{Peso de FeS}_2 \text{ oxidado} = (545-x)\text{Kgs} \text{ ó } \frac{545-x}{120} \text{ Kg-moles}$$

$$\text{Peso Fe}_5\text{S}_6 \text{ oxidado} = (414-y)\text{Kgs} \text{ ó } \frac{414-y}{472} \text{ Kg-moles}$$

$$\text{Fe}_2\text{O}_3 \text{ formado} = \frac{545-x}{120} \times \frac{1}{2} \times 159.7 = (3.62-0.665x)\text{Kgs.}$$

$$+ \frac{414-y}{472} \times \frac{1}{2} \times 471.05(207-0.5y) \text{ Kgs.}$$

$$\text{Peso de la ceniza} = 41+x+y+(362-0.665x)+(207-0.5y)$$

$$= 41+362+207+0.335x+0.5y$$

$$= 610 + 0.335x + 0.5y$$

$$\text{Peso de FeS}_2 \text{ en ceniza} = 0.0894(610+0.335x)+0.00615(610+0.5y)$$

$$+\text{Fe}_5\text{S}_6=5.73+0.003125x+3.75+0.003075y$$

Ecuaciones Simultáneas:

$$(1) \quad x = 5.73 + 0.002125x$$

$$(2) \quad y = 3.75 + 0.003075y$$

$$(3) \quad x+y = 9.48 + 0.003125x + 0.003075y$$

Despejando x en (1) y reemplazando en (3): obtenemos:

$$x = \frac{5.73}{0.996875} = \underline{5.78}$$

$$5.78 + y = 9.48+0.003125(5.78)+0.003075y$$

$$y = 9.48-5.78+0.018+0.003075y$$

$$y = \frac{3.702}{0.996} = \underline{3.72}$$

$$\delta \frac{5.75}{120} = 0.048 \text{ Kg-mole de pirita}$$

$$\frac{3.73}{472} = \frac{0.008}{0.056} \text{ Kg-moles de pirrotita}$$

$$\text{Fe}_2\text{O}_3 \text{ en ceniza} = 362 - 0.665(5.78) + 207 - 0.5(3.72) \\ = \underline{563.5 \text{ Kgs.}}$$

$$\text{Peso de la ceniza} = 610 + 0.335(5.78) + 0.5(3.72) = \underline{613.8 \text{ Kgs}}$$

$$3.5 = 4.0 \quad \underline{614 \text{ Kgs}}$$

(2) Peso de los gases secos del horno

Balance de Azufre: Base : 1000 Kgs. del bulk y pirita +
+ pirrotita cargada

$$\frac{36+56}{2} = 54 + S(\text{Fe}_5\text{S}_6) + S(\text{Ceniza}) + S(\text{Gases}) = S \text{ total}$$

$$\text{FeS}_2 + \text{Fe}_5\text{S}_6 \text{ quemados} = 5.420 \text{ Kg-moles} - 0.056 \text{ Kg-moles} = 5.364 \text{ Kg-moles}$$

$$S \text{ quemado} = 5.364 \times 4 = 21.456 \text{ Kg-moles}$$

$$S \text{ por Kg-mole de gas quemado} = 0.12 \text{ Kg-átomo (12502/100)}$$

$$\text{Gases quemados secos} = \frac{21.456}{0.12} = 178.8 \text{ Kg-moles}$$

Total de gases secos:

$$\text{SO}_2 = 178.8 \times 0.120 = 21.456 \text{ Kg-moles} \times 64 = 1374.184$$

$$\text{O} = 178.8 \times 0.075 = 13.410 \text{ Kg-moles} \times 32 = 429.120$$

$$\text{N}_2 = 178.8 \times 0.805 = 142.734 \text{ Kg-moles} \times 28.0 = \underline{3996.552}$$

$$5799.856$$

(3) Peso del aire seco usado

Balance de Nitrógeno

Nitrógeno en gases quemados = 142.73Kg-moles

Aire introducido = $\frac{142.734}{0.79}$ = 193.33Kg-moles

6 193.33 x 29 = 5606.57Kg.

(4) Peso del vapor de agua en aire seco:

El aire suplementario que entra a 25°C, 30% de humedad y 750 mm. de presión.

De las tablas la humedad mole es 0.0101

Vapor de agua en el aire = 0.0101 x 21.98 = 0.222Kg-mole

6 0.222 x 18 = 3.996 Kg.

(5) H₂SO₄ producido en el sistema:

El ácido sulfúrico es formado solamente en la Torre de Glover y en las cámaras:

SO₂ entrante a la torre de Glover = 21.456Kg-mole

SO₂ convertido a ácido en la Torre de Glover = 3.433Kg-mole

= 21.456 x 0.16

H₂SO₄ formado en la Torre de Glover = 3.433x98.1 = 336.770Kg

H₂SO₄ en ácido de las cámaras = 1820 x 0.64 = 1164.800Kg

H₂SO₄ total formado = 1526.459Kg

6 1526.459/98 = 15.59Kg-mole

Producto total de ácido acuoso 78% H_2SO_4 = $\frac{1526.459}{0.78}$ = 1957.0Kgs.

(6) Peso de los chisquetes de agua en las cámaras Balance de agua

SALIDA:

El pequeño aumento de vapor de agua en los gases de la torre de Gay-Lussac puede ser despreciable. Sobre esta base toda el agua del proceso sale en el 78% del producto - del ácido:

H_2O usada para formar H_2SO_4	= 15.59Kg-mole
ó 15.59×18	= 180.62Kg.
H_2O en ácido acuoso = 1957.0×0.22 Kg.	= <u>430.54Kg.</u>
Agua total de salida	611.16Kg.

ENTRADA

H_2O en mineral = 1020×0.020	= 20.40Kgs.
H_2O en el aire	= 3.996Kgs.
H_2O de ácido nítrico acuoso 13.1×0.64	= <u>8.400Kgs.</u>
	32.796Kgs.

Ello es asumido que el HNO_3 introducido es descompuesto completamente en H_2O , NO y O_2 :

HNO_3 introducido = 13.1×0.36	= 32.796Kg-mole
ó $4.70/63$	
H_2O formada del HNO_3 = $0.075/2$	= <u>0.067Kg-mole</u>
ó 0.0375×18	
Agua total salida acumulada	= 32.863Kgs.
Agua suplementada por los chisquetes:	
= $611.16 - 32.863$	= 578.297Kgs.

(7) Gases salientes de la Torre de Gay-Lussac

Los gases salientes de la Planta Acida consisten de SO_2 , O_2 y N_2 de los quemadores y de los óxidos de nitrógeno los cuales son suplementados por ácido nítrico y perdidas del sistema. Más que el SO_2 y su correspondiente aumento de oxígeno son removidos de los gases del quemador para formar H_2SO_4 . Ello es asumido que no salen vapor de agua de la torre de Gay-Lussac.

$$\begin{aligned} SO_2 \text{ de los quemadores} &= 21.456 \text{Kg-moles} \\ SO_2 \text{ para fabricar } H_2SO_4 &= \underline{15.590 \text{Kg-moles}} \\ SO_2 \text{ en gases salientes} &= 5.866 \text{Kg-moles} \\ & \quad (5.866 \times 64) = 375.42 \text{Kgs.} \end{aligned}$$

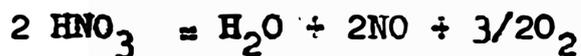
$$\begin{aligned} O_2 \text{ en los gases del quemador} &= 13.410 \text{Kg-moles} \\ O_2 \text{ usada en oxidación del } SO_2 &= \underline{7.795 \text{Kg-moles}} \\ & \quad \frac{15.59}{2} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} O_2 \text{ de los quemadores} &= 5.615 \\ & \quad (32 \times 5615) = 179.68 \text{ Kgs.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N_2 \text{ en los gases del quemador} &= 142.734 \text{Kg-moles} \\ & \quad (142.734 \times 28) = 3996.55 \end{aligned}$$

$$HNO_3 \text{ descompuesto } \frac{4.7}{63} = 0.075 \text{ Kg-moles}$$

De acuerdo a la reacción:



$$O_2 \text{ del } HNO_3 = 0.075(3/4) = 0.056 \text{Kg-moles} = 1.80 \text{ Kgs.}$$

$$NO \text{ del } HNO_3 = 0.075 = 0.075 \text{Kg-mole} = 2.25 \text{ Kgs.}$$

Totales de Gases Salientes:

$$\begin{aligned} SO_2 &= 5.866 \text{Kg-moles} \times 44 = 258.10 \text{ Kgs.} \\ O_2 &= 5.615 \text{Kg-moles} \times 32 = 179.68 \text{ Kgs.} \end{aligned}$$

NO	=	0.075 Kg-moles x 30	=	2.25 Kgs.
N ₂	=	<u>142.734</u> Kg-moles x 28.0	=	<u>3996.55</u> Kgs.
		154.290		4436.58 Kgs.

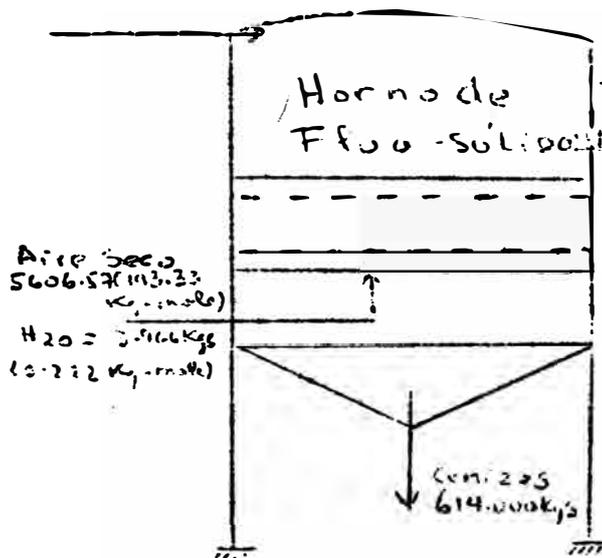
Balance de Materiales de toda la Planta

<u>ENTRADA</u>		<u>SALIDA</u>	
Bulk (piritas+pirrotitas)	= 1000.000Kgs.	Cenizas	= 614.00Kgs.
H ₂ O en el bulk	= 20.000 "	Gases Usados (154.290Kg-mol)	= 4436.58 "
Aire Seco(193.33Kg-mole)	= 5606.570 "	Acido(78%H ₂ SO ₄)	= 1957.00 "
Agua en el aire(0.222Kg/mol)	= 3.996 "	Ganancias por	<u>7221.963</u>
Acido nítrico	= 13.100 "	Reacciones y	
Agua en chisquetes	= <u>578.297 "</u>	Manipuleo	
	7221.963		

Balance de Materiales del Horno de Fluo-Sólidos:

<u>ENTRADA</u>		<u>SALIDA</u>	
Mineral seco	= 1000 Kgs.	Cenizas	= 614.000Kgs.
Humedad en el mineral	= 20 "	Gases secos	= 5799.856 "
Aire seco(193.33Kg-mole)	= 5606.57Kgs.	Vapor de agua	= <u>5.038 "</u>
Humedad en el aire	= <u>3.996Kgs.</u>	Total(3.996	6418.894
	6630.566	1.042)	
		Pérdida por	= <u>221.672</u>
		reacciones y	= 6640.566
		otros	

Mineral Seco = 1000Kgs
 H₂O = 55Kgs-mole = 20Kgs



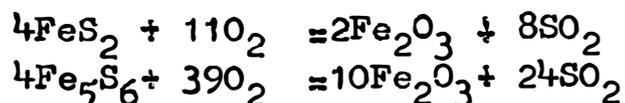
Gases secos 5799.856Kgs.
 SO₂ = 1374.184Kgs. (21.456Kg-mole)
 O₂ = 429.120 " (13.410Kg-mole)
 N₂ = 3996.552 " (142.734 ")
 Vapor de agua 5.038Kgs
 (0.279Kg-mole)

Balace de Energía del horno de Fluosólidos

El balance de energía del horno incluye el calor de combustión de FeS₂ á Fe₂O₃ y SO₂ y la entalpía del vapor de agua en el ai re como solamente es importante las fuentes de calor. La e - nergía de salida es distribuída como entalpía sensible que sa le de las cenizas y los gases calientes como la entalpía que parte del vapor de agua. La pérdida de calor incluye radia - ción de la cámara de polvo y ducto. A la entrada de la Torre de Glover donde la temperatura de los gases del horno es 4500C que fue medida:

(1) Calor envolvente en la combustión de Piritas y Pirrotitas

La reacción envolvente en la combustión de Piritas y Pirro titas y su correspondiente reacción standar es como sigue:



$$H_{25} = 2(0189,500) + 8(-70,960) - 4(-42520)$$

$$= -97,010 - 567,680 + 170,080 = 794,600 \text{ cal}$$

$$H_{25} = 10(-198,500) + 24(-70,960) - 4(-127,900)$$

$$H_{25} = 1'985,000 - 1,702,560 + 511,600 = -3,176,560 \text{ cal}$$

$$Fe_5S_6 + FeS_2 \text{ actualmente quemado} = 5.364 \text{ Kg-mole}$$

Calor envolvente en la combustión de:

$$FeS_2 + Fe_5S_6 \text{ quemado} = \frac{5.364 \times 794,600 + 3,176,560}{8(4 \text{ moles de } FeS_2 + 4 \text{ moles de } Fe_5S_6)}$$

$$5.364 \times 496,395 = \underline{2,662,663 \text{ Kcal}}$$

(2) Entalpía del Vapor de Agua en el Aire

$$\text{Calor de vaporización á } 25^{\circ}C = 10,513 \text{ Kcal por K-mole}$$

$$\text{Entalpía} = 0.176 \times 10,513 = 1.850 \text{ Kcal}$$

(3) Entalpía de las cenizas

$$614.00 \text{ Kgs} \times 0.16 (450 - 25) = \underline{41752 \text{ Kcal}}$$

(4) Entalpía de los Gases quemados

La capacidad media calorífica entre 25 y 450°C (400 y 500°C) tomamos en la Tabla 19-258

$$SO_2 = 21.456 \times 11.08 = 237.73$$

$$O_2 = 13.410 \times 7.461 = 100.05$$

$$N_2 = 142.734 \times 7.124 = \underline{1016.84}$$

$$T O T A L = 1354.62$$

$$\text{Entalpía} = (1354.62)(450-25) = 575,713 \text{ Kcal.}$$

(5) Entalpía del Vapor del agua en los gases del quemador

Vapor de agua presente = $5.038/18 = 0.279$ Kg-mole

Calor de vaporización = 10513 Kcal por Kg-mole
a 25°C

Capacidad calorífica molar
media del vapor de agua = (25°C-450°C) = 8.474

Entalpía = $0.28 \cdot 10,513 \cdot 8.474 (450-25) = 3952$ Kcal.

RESUMEN DEL BALANCE DE ENERGIA DEL HORNO DE FLUOSOLIDOS

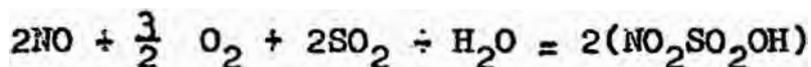
<u>E N T R A D A</u>	<u>Kcal</u>	<u>%</u>
1) Calor envolvente en la combustión de Pirritas y Pirrotitas	= 2'662,663	99.5
2) Entalpía del vapor de agua en el aire	= 1,850	0.5
	<u>2'664,513</u>	<u>100.0</u>
 <u>S A L I D A</u>		
1) Entalpía de las cenizas	= 41,752	1.6
2) Entalpía de los gases secos del horno	= 575,713	26.7
3) Entalpía del vapor de agua en los gases	= 4,090	0.3
4) Pérdidas calóricas (por diferencia)	= 2'664,513	100.0

Balance de Materiales de la Torre de Glover

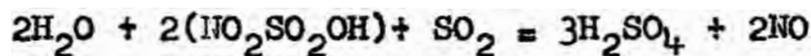
Las funciones de la Torre de Glover son como sigue:

- 1) Enfriamiento de los gases del horno siendo sopladados en las cámaras
- 2) Conversión al rededor del 16% del SO₂ del gas del horno a H₂SO₄
- 3) Mezcla de los ácidos de la cámara y Gay Lussac y ácido nítrico
- 4) Evolución de los óxidos de nitrógeno del ácido de Gay-Lussac y del ácido nítrico.
- 5) Concentración de la cámara ácida

En la cima de la Torre, mezclando los ácidos de las cámaras y Gay-Lussac toma lugar con la liberación de los óxidos de nitrógeno del ácido de Gay-Lussac cuando este ácido es calentado y diluido. Al ácido nítrico es también agregada la composición para la pérdida de los óxidos de nitrógeno a través de una absorción incompleta en la Torre de Gay-Lussac. Los óxidos de nitrógeno están presentes como una mezcla de NO y NO₂, pero desde que el equilibrio de la mezcla cambia gradualmente debido a la variación en temperatura y el contenido del oxígeno, ello es asumido que los óxidos de nitrógeno salen de la Torre de Glover como NO. La liberación de los óxidos de nitrógeno reaccionan en el estado de vapor con SO₂ y O₂ y vapor de agua formando líquido nitrosol-ácido sulfúrico.



Porque la alta concentración de SO₂ en la torre de Glover la descomposición de este nitrosol-ácido sulfúrico es completa, formando ácido sulfúrico de acuerdo a la ecuación:



La segunda reacción procede mucho más rápidamente que la primera en moles por unidad de volumen del espacio, principalmente porque ella es una reacción que procede a la fase líquida.

La alta concentración en el estado líquido permite una razón más rápida de reacción, siendo otras condiciones las mismas. La concentración final del ácido Glover toma lugar en la zona más altamente caliente de la base de la Torre y el ácido finalmente se da como 78% de H₂SO₄.

La entrada en el balance de materiales incluye los gases del quemador, la cámara ácida, la composición del ácido nítrico y el ácido en Gay Lussac. La salida incluye el ácido Glover y los gases salientes que entran a las cámaras.

Entrada a la Torre de Glover

Base: 1000 Kgs de mezcla fresca del bulk de piritas y Pirroti
tas cargadas:

1) Gases secos del horno = 178.83 Kg-mole =	5799.856 Kgs.
2) Vapor de agua en los gases del horno = 0.28 Kg-mole =	5.038 "
3) Cámara ácida (64% H_2SO_4 ; 36% H_2O) =	1820.000 "
4) Acido nítrico (36% HNO_3) =	13.100 "
5) Acido Gay-Lussac (77% H_2SO_4 ; 22.1% H_2 ; 885 N_2O_3) =	5800.000 "
Total que entra =	<u>13437.984 Kgs.</u>

Salida

1) Peso del Acido de Glover.- El ácido sulfúrico saliente en la torre de Glover es como 78% de ácido incluyendo los ácidos de la cámara y Gay-Lussac y el formado por conversión de SO_2 á H_2SO_4 calculado en la torre misma debe ser 2.3 Kg-mole

H_2SO_4 de la cámara = 1820×0.64 =	1164 Kgs.
H_2SO_4 del ácido de Gay-Lussac = 5800×0.77 =	4460 Kgs.
H_2SO_4 formado en la Torre = 2.3×98 =	<u>226.0Kgs.</u>
Total de H_2SO_4 =	5850.0Kgs.

Peso del 78% de ácido saliente de la Torre de Glover =
= $\frac{5850.0}{0.78}$ = 7526 Kgs.

2) Peso de los gases secos salientes de la Torre de Glover:
El peso y la composición de los gases del horno pasan a través de la Torre de Glover son cambiado, debido a que la desaparencia de algo de SO_2 y su correspondiente aumento de oxígeno en la formación del SO_3 y la evolución de NO y O_2 debido a la descomposición de ácido nítrico y la libe-

ración de los óxidos de nitrogeno del ácido de Gay-Lussac.

Gases secos del horno que entran en la Torre:

$$\begin{aligned} \text{SO}_2 &= 21.456 \text{ Kg-mole} \\ \text{O}_2 &= 13.410 \text{ Kg-mole} \\ \text{N}_2 &= \underline{142.734 \text{ Kg-mole}} \\ \text{T O T A L} &= 177.600 \text{ Kg-mole} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{SO}_2 \text{ convertido a } \text{H}_2\text{SO}_4 \text{ en la Torre} &= 2.30 \text{ Kg-moles} \\ \text{SO}_2 \text{ saliente de la Torre} &= 21.456 - 2.300 = 19.156 \text{ Kg-moles} \\ \text{O}_2 \text{ usado para formar } \text{SO}_3 &= 2.30 / 2 = 1.15 \text{ Kg-moles} \\ \text{O}_2 \text{ remanente de los gases del horno} &= 13.410 - 1.150 = 12.260 \text{ Kg-moles} \\ \text{Acido nítrico descompuesto} &= 13.1 \times 0.36 = 4.72 \text{ Kg} = 0.075 \text{ Kg-moles} \\ 2\text{HNO}_3 &= \text{H}_2\text{O} + 2\text{NO} + 1/2 \text{O}_2 \\ \text{O}_2 \text{ del HNO}_3 &= 0.075 \times 3/4 = 0.056 \text{ Kg-moles} \\ \text{NO del HNO}_3 &= 0.075 \text{ Kg-moles} \\ \text{H}_2\text{O del HNO}_3 &= 0.075 / 2 = 0.0375 \text{ Kg-moles} \\ \text{N}_2\text{O}_3 \text{ del ácido Gay-Lussac} &= 5800 \times 0.00885 = 51.3 \text{ Kgs} = 0.675 \text{ Kg-moles} \\ \text{N}_2\text{O}_3 &= 2\text{NO} + 1/2 \text{O}_2 \\ \text{O}_2 \text{ del N}_2\text{O}_3 &= 0.67 / 2 = 0.338 \text{ Kg-moles} \\ \text{NO del N}_2\text{O}_3 &= 1.35 \text{ Kg-moles} \\ \text{O}_2 \text{ total saliente} &= 12.260 \text{ kgs/mol.} + 0.056 \text{ Kgs/mol.} + 0.338 \text{ Kgs/mol.} = 12.654 \text{ Kg-moles} \\ \text{NO total saliente} &= 0.075 + 1.35 = 1.425 \text{ Kg-moles} \end{aligned}$$

Total de gases salientes:

$$\begin{aligned} \text{SO}_2 &= 21.456 \times 64 = 1373.18 \text{ Kgs.} \\ \text{O}_2 &= 13.410 \times 32 = 429.12 \\ \text{NO} &= \frac{142.734 \times 28.2}{179.025 \text{ Kg-mole}} = \frac{4025.09}{5870.14} \text{ Kgs.} \end{aligned}$$

Peso total de los gases secos salientes de la Torre = 5870.14 Kgs.

3) Vapor de agua en los gases salientes de la Torre de Glover

El peso del vapor en los gases salientes de la Torre de Glover es calculado sobre la base de un balance de agua. El agua entra como vapor en los gases, como agua en el Gay-Lussac y cámaras ácidas, y ello es disociado con ácido nítrico como HNO_3 y como agua.

El 2.30 Kg-moles de H_2SO_4 formado en la Torre requiere 2.3 Kg-mole de H_2O ó 41.4 Kgs. El 78% de ácido requerido sale como 7239 Kgs. $\times 0.22 \approx 1614.58$ Kgs. de agua.

El 13.1 Kgs. de 36% de ácido nítrico cargado producido sobre deshidratación y descomposición: $8.4 + 0.7 = 9.1$ Kgs. de H_2O .

Balance de Agua

E N T R A D A

En el gas (0.28Kg-mole)	=	5.038 Kgs.
En la cámara ácida 1820×0.36	=	655.000 Kgs.
En el ácido de Gay-Lussac 5800×0.221	=	1290.000 Kgs.
Del ácido nítrico	=	<u>9.100 Kgs.</u>
		1959.138 Kgs.

S A L I D A

En 78% de ácido	=	1614.58 Kgs.
En formación de H_2SO_4	=	41.40 "
En vapor de agua (por diferencia)	=	<u>303.158 "</u>
		1959.138 Kgs.

Agua total en vapor de los gases salientes ó 303.148/18 = 303.158 Kgs.

Humedad molar de los gases salientes = 16.841 Kg-mole

$$\frac{16.841}{16.78} = 1.00$$

El punto de rocío de los gases salientes (Ver Fig-19)

$$= 113^{\circ}\text{F} \text{ ó } 45^{\circ}\text{C}$$

SUMARIO DEL BALANCE DE MATERIALES DE LA TORRE DE GLOVER

E N T R A D A

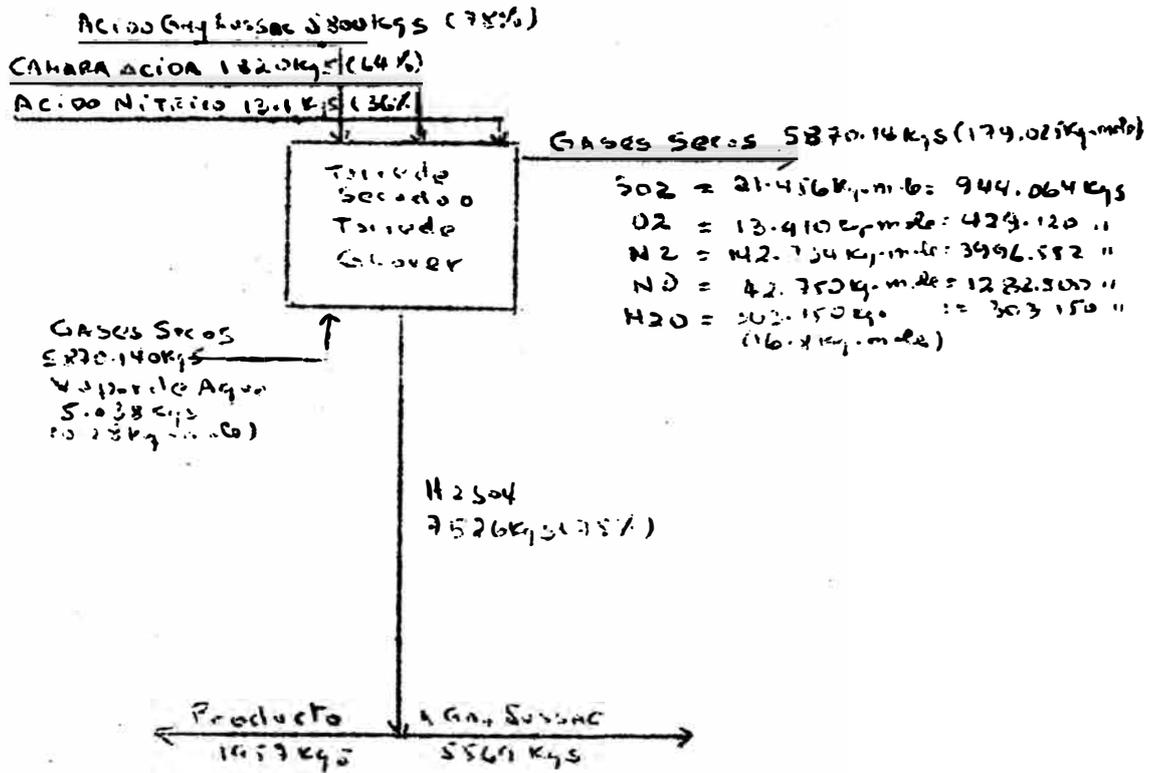
Gases secos (177.60Kg-mole)	5799.866 Kgs.
Vapor de agua (0.28Kg-mole)	5.038 "
Cámara ácida (64.1H ₂ SO ₄)	1820.000 "
Acido nítrico (26% HNO ₃)	13.100 "
Acido de Gay-Lussac	<u>5800.000 "</u>
T O T A L	13437.994 Kgs.

S A L I D A

Gases secos	5870.140 Kgs.
Vapor de agua	303.158 "
Acido del Glover (78% H ₂ SO ₄)	<u>7526.000 "</u>
T O T A L	13699.298 Kgs.

Balance de materiales de la Torre de Glover

El gráfico del resumen de balance se presenta así:



Balance de Energía de la Torre de Glover

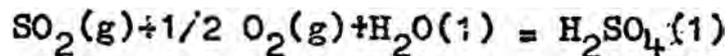
En adición a la entalpía de todos los materiales entrantes, y salientes la dirección de salida del balance de energía de la Torre de Glover incluye calor envolvente en la formación de H_2SO_4 en la torre.

Este ácido está en solución, pero al mismo tiempo algo de agua sale de la solución, siendo el efecto neto de una concentración requiriéndose la salida de calor. En adición al calor requerido para remover los óxidos de nitrógeno de la solución y descomponerse en NO y O₂. Ello será asumido a que todos los óxidos de nitrógeno ambos ácidos de Gay-Lussac y nítrico son descompuestos y salen de la torre de Glover como NO.

1) Calor envolvente en la formación de H₂SO₄

El ácido sulfúrico es formado del gas de SO₂, agua líquida

y oxígeno, Actualmente la conversión toma lugar en dos etapas, con formación intermedia de ácido nitrosulfúrico. Sin embargo el efecto neto es el mismo como pensamos que la reacción procede como sigue:



$$H_{25} = (-193,10) - (-70960) + (-68,317)$$

$$= -193,910 + 139,277 = 54,633 \text{ Kcal.}$$

El calor envolvente en la formación del $\text{H}_2\text{SO}_4 = 2.03 \times 54,633 =$

$$= 125,856 \text{ Kcal}$$

2) Calor absorbido en la concentración del ácido

El sulfúrico formado en la torre es diluido por el ácido - estando presente para formar 78% del ácido saliente. La cámara ácida entra a 64% y es concentrada a 78%. El ácido de Gay-Lussac actúa como ácido sulfúrico acuoso conteniendo $77/0.991 = 0.777\%$ de H_2SO_4 . Esto es concentrado a 78% de ácido. El resultado neto de estos cambios es de efecto concentrante.

El efecto de calor neto en los cambios de concentración en la Torre de Glover puede ser calculado del dato del calor integral de solución por el método discutido anteriormente.

El calor envolvente en la diferencia entre el calor total- envolvente en la formación de cada solución ácida entrante del H_2SO_4 y la envolvente en la formación de soluciones salientes del H_2SO_4 y H_2O . Estos efectos termales pueden ser calculados del dato de solución integral de calor en la Fig. 116, ésta curva fue ploteada del dato de tablas críti

cas internacionales:

64% H ₂ SO ₄	= -11,800Kcal por Kg-mole
77.7 % H ₂ SO ₄	= - 8,700Kcal por Kg-mole
78% H ₂ SO ₄	= - 8,600Kcal por Kg-mole

$$\begin{aligned}\text{Calor de solución de la cámara ácida} &= \frac{1820 \times 0.6}{98} \times -11,800 = \\ &= 140,000 \text{ Kcal.}\end{aligned}$$

Calor de solución del ácido de Gay Lussac:

$$= \frac{580 \times 0.77}{98} \times 8,700 = 397,000 \text{ Kcal}$$

Calor de solución de ácidos entrantes = -537,000 Kcal

$$\begin{aligned}\text{Calor de solución de ácido Glover saliente} &= \frac{7239 \times 0.78}{98} \times -8600 = \\ &= -495,000 \text{ Kcal}\end{aligned}$$

Calor absorbido en la concentración del ácido = +537,000 - 495,000
= 42,000 Kcal.

El calor neto absorbido en la concentración de 42,000 Kcal., al cual sería ubicado sobre el lado de salida del balance de energía. El mayor aumento de calor requerido para la concentración de la cámara ácida es comparado por el calor envolvente cuando el H₂SO₄ formado en la torre es disuelto.

3) Calor absorbido en liberación y descomposición del N₂O₃ del Acido de Gay-Lussac

Los óxidos de nitrógeno entran en la Torre de Glover como ácido nitrosol-sulfúrico de la Torre de Gay-Lussac, componer ácido nítrico. El ácido Gay-Lussac puede ser considera

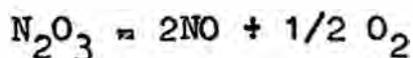
do consistente de 0.677 Kg-mole de N_2O_3 disueltos en 1290 Kgs. (71.5 Kg-moles) de Agua. Esta concentración corresponde a 106 moles de agua por mole de N_2O_3 . Los efectos termales en la evolución del N_2O_3 de la solución y la descomposición puede ser calculado de los siguientes datos termoquímicos:

Formula	Estado	Calor de formación por Kcal por Kg-mole	Moles de agua	Calor de solución
NO	g	+ 21,600		
N_2O_3	g	+ 20,000	100	28,900
NO_2	g	+ 8,091		
N_2O_4	g	+ 2,309		
N_2O_5	g	+ 3,600		
HNO_3	l	- 41,404	6.22	- 7,000

El calor absorbido en la evolución del N_2O_3 de la solución en el ácido de Gay-Lussac = $0.677 \times 28,900 = 19,600$ Kcal.

Esta entrada no es realmente exacta desde que ha sido asumida que el calor de solución de N_2O_3 es la misma como 77.7% del ácido H_2SO_4 como en el agua, el cual es una aproximación pobre.

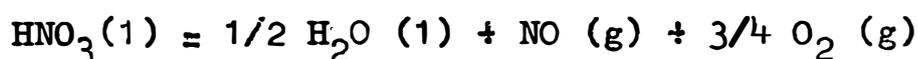
El N_2O_3 es asumido se descompone enteramente como NO y O_2 , esto también es una aproximación. Sin embargo, en vista del efecto del relativo aumento estos son aproximadamente justificados:



$$H_{25} = 2(21,600) - 20,000 = 23,200 \text{ Kcal.}$$

4) Calor absorbido en la descomposición del ácido nítrico.-

El ácido nítrico consiste de 0.075 Kg-mole de HNO_3 disueltos en 0.466 Kg-mole de agua, correspondiendo a 62.2 moles de agua por mole de HNO_3 . Este ácido puede ser considerado estar separados entre sus componentes líquidos, HNO_3 y agua, y entonces se descomponen de acuerdo a la siguiente reacción:



$$H_{25} = 1/2 (-68,317) + (21,000) - (-41,404) = 28,845 \text{Kcal.}$$

Calor absorbido en la separación de HNO_3 de la solución =

$$= 0.075 \times 7000 = 520 \text{ Kcal}$$

Calor absorbido en la descomposición del $\text{HNO}_3 = 0.075(28,845) =$

$$= 2160 \text{ Kcal}$$

Total calor absorbido = 2680 Kcal.

La descomposición de los óxidos de nitrógeno es de interés particular porque salen sus calores endotérmicos de formación.

5) Entrada de calor en Gases quemados

Esto ha sido calculado con el calor de salida de los quemadores = 575,713 Kcal.

6) Entalpía de la cámara ácida = 0 Kcal.

7) Entalpía del ácido Gay-Lussac = 0 Kcal.

8) Entalpía del ácido nítrico = 0 Kcal.

9) Entalpía de los gases secos salientes = Las capacidades medias calóricas entre 25 y 91°C son tomados de la Tabla 19.

$$\begin{aligned} \text{SO}_2 &= 21.456 \times (9.81) = 210.48 \\ \text{N}_2 &= 142.734 \times (6.97) = 994.85 \\ \text{NO} &= 1.425 \times (7.14) = 10.17 \\ \text{O}_2 &= 13.410 \times (7.08) = \underline{94.94} \\ &1310.44 \end{aligned}$$

Entalpía 1310.44 (91-25) = 85,498 Kcal.

10) Entalpía total del vapor de agua saliente de la Torre de Glover

Calor de vaporización a 25°C = 10,513 Kcal por Kg-mole.

Capacidad calórica media molar del vapor entre 25 y 91°C = 8.077

ENTALPIA = 16.8 10,513 + 3.077 (91-25) = 185,574 Kcal.

11) Calor absorbido en el enfriamiento alrededor del ácido.

La capacidad calórica = 0.44 Kcal por Kg. por °C despreciándose el coeficiente de temperatura de la capacidad calórica.

Calor absorbido = 7526 x 0.44 (125-25) = 331,144 Kcal.

12) Entalpía alrededor del ácido = 0 Kcal.

SUMARIO DEL BALANCE DE ENERGIA DE LA TORRE DE GLOVER

<u>E N T R A D A</u>	<u>Kcal</u>	<u>%</u>
Entalpía de los gases secos del horno	575,713	81.70
Entalpía del vapor de agua del horno	3.952	0.55
Entalpía de la cámara ácida	0	0.00
Entalpía del ácido de Gay-Lussac	0	0.00
Entalpía del ácido nítrico	0	0.00
Calor envolvente en la formación de H ₂		
	<u>128,856</u>	<u>17.75</u>
T O T A L	705,521	100.00
<u>S A L I D A</u>	<u>Kcal</u>	<u>%</u>
Entalpía de los gases secos	86,489	12.20
Entalpía del vapor de agua en los gases	185,574	26.30
Entalpía del ácido saliente del enfriador	0	00.00
Calor absorbido en la concentración del ácido	42,000	5.95
Calor absorbido en la descomposición del ácido nítrico	2,680	0.38
Calor absorbido a liberación y descomposición del N ₂ O ₃ del ácido de Gay-Lussac	35,300	4.95
Calor absorbido por expansión del ácido enfriado	331,144	47.00
Pérdidas de calor (Por diferencias)	<u>22,334</u>	<u>3.22</u>
	705,521	100.00

Ello será visto que sobre una mitad de la energía desarrollada en la Torre de Glover es absorbida por el ácido concentrado. Este ácido debe ser enfriado antes que ello puede ser usado por la absorción de gases en la Torre de Gay Lussac y después almacenado. El enfriamiento de este ácido representa uno de los problemas difíciles en la fabrica

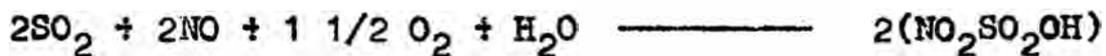
ción del ácido, en desarrollar un intercambio de calor el cual soportará un ácido sulfúrico caliente altamente concentrado y al mismo tiempo permite una transferencia rápida de calor.

Balance de Materiales de las cámaras

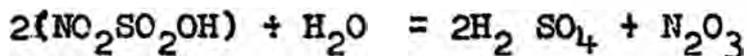
Uno sería propiamente considerar los balances de materiales y energía de cada cámara separadamente para evitar una repetición innecesaria de las cuatro cámaras que serán consideradas como una unidad. En las cámaras H_2O , SO_2 y O_2 son removidos de los gases para formar H_2SO_4 .

Balance de Energía de las Cámaras

La primera reacción procedente en las cámaras es una reacción gaseosa según el SO_2 , H_2O , O_2 y NO en gases en contacto con los chisquetes de agua formado nitrosol-ácido sulfúrico.



Esta reacción es favorecida por la alta concentración de SO_2 y NO . Los chorros de ácido están lanzados contra los lados de las paredes de la dilución con agua H_2SO_4 es formado con la liberación de los óxidos de nitrógeno.



La primera de estas reacciones procede de la fase líquida y es fabricada por una alta concentración de vapor traída por los chisquetes y conducida sobre los lados de las paredes.

Calculando los calores envolventes a las reacciones de las cá

maras solamente la final debe ser considerada efectivamente neta. Ello será asumido que los óxidos de nitrógeno ultimamente salen de las cámaras en la misma forma en los cuales ellos entran como NO. Esta acepción no es exacta por que por alguna oxidación de NO a N_2O_3 probablemente toma lugar relativamente a temperaturas bajas de la última cámara.

Los efectos últimos de las reacciones en las cámaras son entonces en producción de H_2SO_4 del SO_2 y H_2O y la disolución de este ácido para formar solución acuosa conteniendo 64% H_2SO_4 .

Temp. de Referencia: 25°C

Base: 1000 Kg del bulk de piritas y pirrotitas cargadas.

- 1) Calor envolvente en la formación del H_2SO_4 : Del primer ítem de balance de energía de la Torre de Glover, el calor envolvente es de 54,633 Kcal por K-mole de H_2SO_4 formado:

H_2SO_4 formado en las cámaras = 11.90 Kgs-moles

Calor entrante = $11.90 \times 54,633 = 650,100$ Kcal.

- 2) Calor envolvente en la disolución de H_2SO_4 : El calor integral de solución Fig.116 es una concentración del 64% de $H_2SO_4 = 11,800$ Kcal por Kg-mole

Calor envolvente en la disolución = $11,800 \times 11.90 = 140,400$ Kcal

- 3) Entalpía de los gases secos y el vapor de agua entrante: Esta siempre había sido calculada como parte del calor saliente de la torre de Glover como 27,300 Kcal.
- 4) Entalpía de los chisquetes de agua: Desde que los chisquetes de agua entran a 25°C como temperatura de referencia,

en entalpía es igual a 0 Kcal.

- 5) Entalpía de los gases secos salientes: La capacidad emdia calórica entre 25°C y 40°C se saca de la tabla 19.

$$\begin{array}{r}
 \text{SO}_2 \quad (9.556) \times (9.60) \quad = \quad 91.738 \\
 \text{O}_2 \quad (7.460) \times (7.03) \quad = \quad 52.444 \\
 \text{N}_2 \quad (142.734) \times (6.96) \quad = \quad 993.222 \\
 \text{NO} \quad (1.425) \times (7.14) \quad = \quad \underline{10.174} \\
 \hline
 \quad \quad \quad \quad \quad \quad \quad \quad \quad 1447.578
 \end{array}$$

Entalpía de los gases secos = $1447.578(40-25) = 17214 \text{Kcal.}$

- 6) Entalpía del vapor de agua saliente:
 Calor de vaporización a 250°C (Fig. 21) = 10,513Kcal por Kg-mole

$$\text{ENTALPIA TOTAL} = 1.55 \ 10,513 + 8.036(40-25) = 16,314 \text{ Kcal.}$$

- 7) Calor absorbido en el enfriamiento del ácido saliente: La capacidad calórica del ácido conteniendo 64% $\text{H}_2\text{SO}_4 = 0.50 \text{Kcal}$ por Kg x °C.

$$\text{Entalpía} = 0.50 \times 1820(68-25) = 910 \times 43 = 39,130 \text{ Kcal.}$$

- 8) Entalpía del ácido saliente del enfriador = 0 Kcal.

SUMARIO DEL BALANCE DE ENERGIA DE LAS CAMARAS

<u>E N T R A D A</u>	<u>Kcal</u>	<u>%</u>
Entalpía de los gases secos de la Torre de Glover	86,489	08.05
Entalpía del vapor de agua en los gases entrantes	185,574	17.40
Entalpía de los chisquetes de agua	000,000	00.00
Calor envolvente en la formación de H_2SO_4	650,100	60.50
Calor envolvente en la disolución del H_2SO_4	<u>140,400</u>	<u>14.05</u>
	1'062,563	100.00

<u>S A L I D A</u>	<u>KCAL</u>	<u>%</u>
Entalpía de los gases secos salientes	17,214	1.60
Entalpía del vapor de agua en los gases	16,314	1.52
Entalpía del ácido saliente del enfriador	00,000	0.00
Calor absorbido por enfriamiento	39,130	3.70
Pérdida de calor de las cámaras (Por difer.)	<u>989,905</u>	<u>93.18</u>
	1062,563	100.00

Ello será visto que necesariamente que la fuente necesaria de energía (74.3%) viene de la formación del H_2SO_4 y su disolución, mientras cercanamente la energía entera de salida es pérdida por radiación de la superficie extensiva de plomo de las cámaras. Desarrollos más recientes en el proceso de las cámaras habían provisto medios más rápidos de remover el calor con medio menos espacio en el psio y el tamaño del equipamiento por una correlación rápida de ambos gases y ácidos en las Torres compactas.

Balance de materiales de la Torre de Gay-Lussac

El propósito de la Torre de Gay-Lussac es recobrar los óxidos de nitrógeno de las cámaras de los gases. Estos óxidos entonces son retornados al sistema en la Torre de Glove. El agua remanente en la cámara de los gases es también absorbida. Las condiciones favorables para la absorción de los óxidos de nitrógeno son una alta concentración de ácido, a una baja temperatura y una baja concentración del SO_2 en el gas residual. Un alto contenido de agua en el gas de las cámaras causa dilución objeccionable del ácido. Pequeños aumentos del SO_2 causará descomposición del ácido nitrofilico-sulfúrico con liberación y pérdida de los óxidos de nitrógeno. La presencia del oxígeno es esencial para efectuar la oxidación del NO a N_2O y su absorción en el ácido. La pérdida de los óxidos de nitrógeno en los gases de la Torre de Gay-Lussac puede ser asumido por equivalente introducido en la fabricación de ácido

nitrico.

Ello sería asumido que estos óxidos salen en la forma de NO.

Base: 1000 Kgs. del bulk de Piritas y Pirrotitas cargados:

GAS ENTRANTE	GAS REMOVIDO	GASES SECOS SALIENTE
SO ₂ 21.456 Kg-moles	11.90 Kg-mole	9.556 Kg-moles
O ₂ 13.410 Kg-moles	5.95	7.460 Kg-moles
NO 1.425 Kg-moles		1.425 Kg-moles
H ₂ O 1.000 Kg-moles	11.90 Kg-moles	
N ₂ 142.734 Kg-moles		142.734 Kg-moles
		160.175 Kg-moles

Vapor de Agua saliente: El agua entrante con los gases y de los chisquetes que son usados a la formación de H₂SO₄ y la dilución del H₂SO₄ para formar la cámara ácida:

ENTRADA DE AGUA

H ₂ O de los gases	=	303.158 Kgs.
H ₂ O de los chisquetes	=	<u>578.297 Kgs</u>
T O T A L	=	881.455

SAJIDA DE AGUA

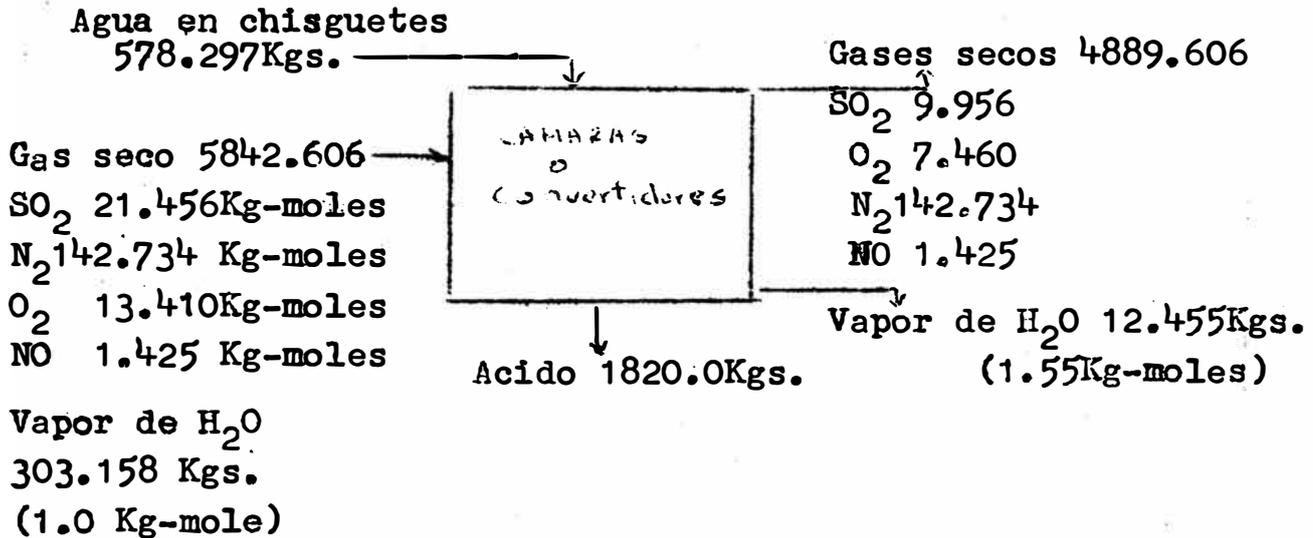
H ₂ O para formar H ₂ SO ₄	= 11.90 x 18	= 214.000 Kgs.
H ₂ O en la cámara ácida	= 1820 x 0.36	= <u>655.000 Kgs.</u>
Salida acumulada para		= 869,000 Kgs.
H ₂ O en gases salientes	= 881.455-869.000	= 12.4550 Kgs.
	ó 12.4550/18	= 0.60 Kgs-moles

Moles de gases secos salientes = 160.175 Kg-moles
 Humedad molal = $0.69/160.175$ = 0.004
 Punto Rocío (Fig.20) = 46°F ó 8°C

SUMARIO DEL BALANCE DE MATERIALES EN LAS CAMARAS

E N T R A N T E

SO ₂ (21.451Kg-moles) = 1374.184	SO ₂ 9.556Kg-mole = 611.584
O ₂ (13.410Kg-moles) = 429.120	O ₂ 7.460Kg-mole = 238.720
N ₂ (142.734Kg-mole) = 3996.552	N ₂ 142.734Kg-mole = 3996.552
H ₂ O (1.000Kg- moles) = 303.158	H ₂ O 1.000Kg-mole = 12.455
NO (1.425) = 42.750	NO 1.425Kg-mole = 42.750
Agua en chisquetes = <u>578.279</u>	Acido = <u>1820.000</u>
T O T A L = 6724.661	= 6702.061
	Pérdida de calor (por diferencia) = <u>133.510</u>
	6855.651



CUADRO RESUMEN DEL BALANCE DE LAS CAMARAS

(1) ENTRADA: La entrada a la Torre de Gay-Lussac consiste en gases húmedos de las cámaras y el ácido de Glover es intro

ducido cada uno. Todos los gases pasan através de la Torre sin cambiar con excepción del NO y O₂.

(2) NO en gas saliente = 0.08 Kg-mole ó 2.0 Kgs.

(3) O₂ en gases salientes:

NO oxidado á N ₂ O ₃	= 1.425 - 0.080	= 1.345 Kg-mole
O consumido	= 1.345/4	= 0.340 Kg-mole
O ₂ saliente	= 7.460-0.340	= 7.120 Kg-mole = 227.840Kg.

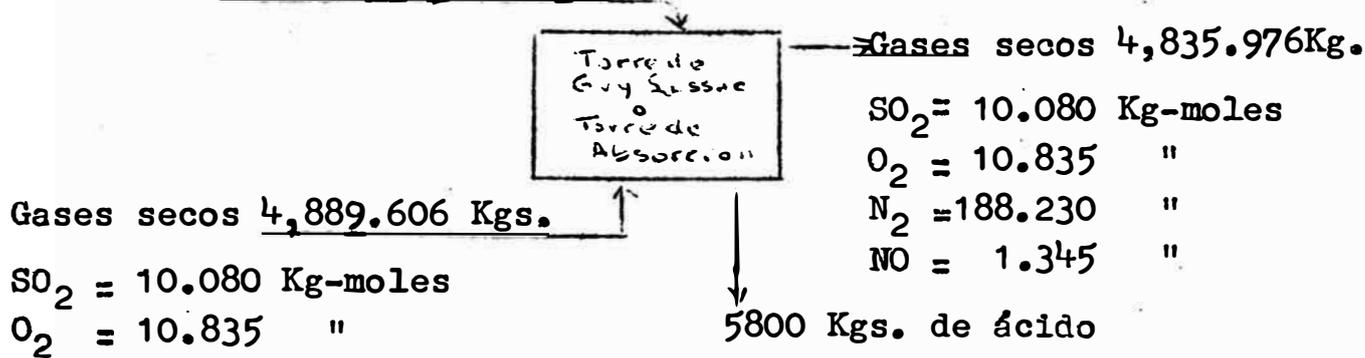
RESUMEN DEL BALANCE DE MATERIALES DE LA TORRE DE GAYLUSSAC

<u>E N T R A D A</u>		<u>S A L I D A</u>	
SO ₂ (9.556Kg-mole)	= 611.584	SO ₂ (9.556Kg-mole)	= 611.584
O ₂ (7.460Kg-mole)	= 238.720	O ₂ (7.120Kg-mole)	= 227.840
N ₂ (142.734Kg-mole)	=3996.552	N ₂ (142,734Kg-mole)	=3996.552
NO (1.425Kg-mole)	= 42.750	Acido saliente	=5800.000
H ₂ O (1.000Kg-mole)	= 12.455	No (0.08 Kg-mole)	= <u>2.000</u>
Acido del Glover	= <u>5569.000Kg.</u>		10645.856Kg.
	10451.061Kg.		

Balance de materiales de la Torre de Gay-Lussac

Este balance es resumido esquematicamente así:

Acido del Glover 5569.00 Kgs.



$N_2 = 188.235$ Kg-moles
 $NO = 1.425$ "
Vapor de agua 12 Kgs.
 $= 0.694$ Kg-moles

Balance de energía de la torre de Gay-Lussac

(1) Calor envolvente en la formación y disolución del N_2O_3 .

El N_2O_3 liberado del ácido de Gay-Lussac y la descomposición en la Torre de Glover es reformado y recuperado en la Torre de Gay-Lussac envolviendo 35,300 Kcal. Calculadas como parte del balance de energía de la Torre de Glover.

(2) Calor envolvente en la disolución del vapor de agua absorbido:

El vapor de agua saliente en la última cámara, es completamente absorbido en la Torre de Gay-Lussac. Desde que la concentración resultante cambia en esta absorción es despreciable, ello es necesario determinar el calor envolvente en la disolución del agua del dato sobre el Calor de solución diferencial del agua en la solución del ácido sulfúrico.

De la Fig-116, el calor de solución diferencial del agua en la solución del ácido sulfúrico conteniendo 77.7% H_2SO_4 es 3100 Kcal por Kg-mole. Este valor es despreciado en el efecto de disolver los óxidos de nitrógeno.

Calor envolvente = $3100 \times 0.176 = 520$ Kcal por Kg-mole.

(3) Entalpía de la introducción del ácido de Glover = 0 Kcal.

(4) Entalpía de los gases entrantes = Siempre es calculado como

no items salientes en el balance de energía de las cámaras =
 = (37330 Kcal + 16314 Kcal) = 53644 Kcal.

(5) Entalpía de los Gases Salientes:

La capacidad media calórica entre 25 y 30°C tomado de las tablas es de:

$$\begin{array}{rcl}
 \text{SO}_2 & = & 9.556 \times 9.56 = 91.35 \\
 \text{O}_2 & = & 7.120 \times 7.02 = 49.98 \\
 \text{N}_2 & = & 142.734 \times 6.96 = 993.43 \\
 \text{NO} & = & 0.080 \times 7.13 = \underline{0.57} \\
 & & 1135.33
 \end{array}$$

Entalpía = (1135.33) (30-25) = 5676.66 Kcal 5677 Kcal

(6) Pérdida de calor en las tuberías entre las Torres de Gay-Lussac y Glover: 5800 x 0.45 (27-25) = 5220 Kcal.

RESUMEN DEL BALANCE DE ENERGIA EN LA TORRE DE GAY LUSSAC

(Incluyendo tuberías a la Torre de Glover)

<u>E N T R A D A</u>	<u>Kcal</u>	<u>%</u>
Entalpía de los gases entrantes =	37,330	40.5
Entalpía del vapor de agua entrante =	16,314	17.8
Entalpía del ácido de Glover entrante =	0	0.0
Calor envolvente en la formación de N_2O_3 =	15,700	17.1
Calor envolvente en la disolución del N_2O_3 =	19,600	21.3
Calor envolvente en la disolución del H_2O =	<u>520</u>	<u>3.3</u>
T O T A L	89,464	100.0

<u>S A L I D A</u>	<u>Kcal</u>	<u>%</u>
Entalpía de los gases salientes =	5,677	8.3
Pérdida de calor de las líneas de tuberías =	5,220	6.7
Entalpía del ácido a la Torre de Glover =	0	0.0
Pérdida de calor (por diferencia) =	<u>78,567</u>	<u>86.0</u>
	89,464	100.0

BALANCE GENERAL DE TODAS LAS PLANTAS

El balance resumen o generalizado de todas las plantas es obtenido de todas las ENTRADAS Y SALIDAS NETAS DE BALANCE DE ENERGIAS tomados de todos los balances parciales por secciones:

La temperatura referencia es de 25°C

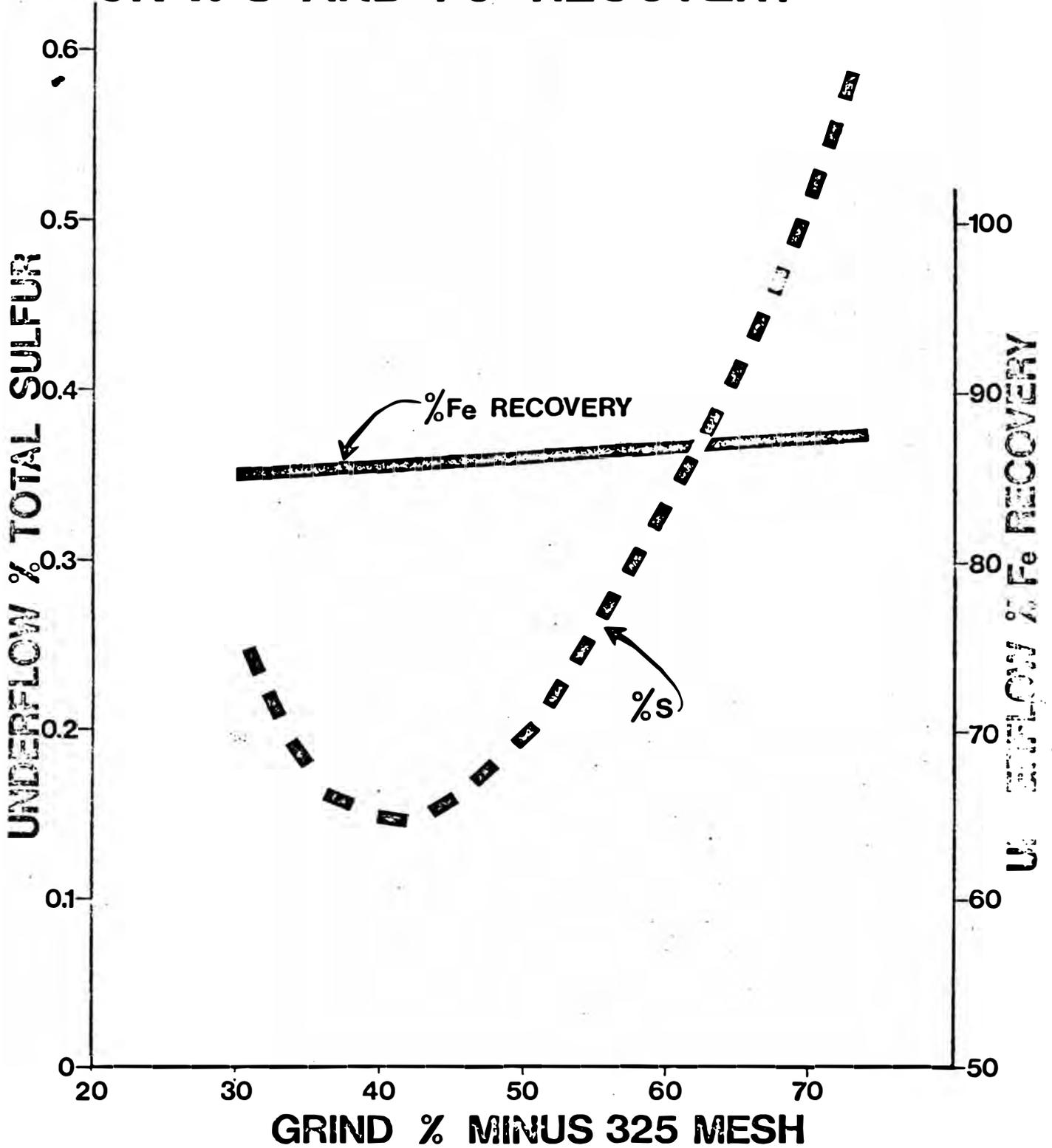
Base: 1000 Kgs. de bulk de Piritas y Pirrotitas secas:

<u>E N T R A D A</u>	<u>Kcal</u>	<u>%</u>
1) Calor envolvente de combustión de Piritas y Pirrotitas =	2'662,663	74.5
2) Entalpía del vapor del agua en el aire =	3,952	0.0
3) Calor envolvente en la formación del H ₂ SO ₄ en la Torre de Glover	125,856	3.5
4) Entalpía sensible del ácido nítrico =	0	
5) Entalpía de los chisquetes de agua =	0	
6) Calor envolvente en la formación del H ₂ SO ₄ =	650,100	18.0
7) Calor envolvente en la solución del H ₂ SO ₄ en las cámaras =	140,400	4.0
8) Calor envolvente en solución del H ₂ O en la Torre de Gay-Lussac =	<u>520</u>	<u>0.0</u>
	3'583,491	100.0

<u>S A L I D A</u>	<u>Kcal</u>	<u>%</u>
1) Entalpía de las cenizas =	41,752	1.2
2) Calor neto absorbido en la concentración del ácido de la Torre de Gay-Lussac	42,000	1.2
3) Concentración y descomposición del ácido nítrico =	2,680	0.0
4) Pérdidas por radiación del horno =	2,042,958	56.8
Pérdidas por radiación de la torre de Glover =	22,334	0.6
Pérdidas por radiación de las cámaras =	989,905	27.4
Pérdidas por radiación de la Torre de Gay-Lussac =	78,567	2.2
5) Enfriamiento del ácido de Glover =	331,144	9.2
Enfriamiento de la cámara ácida =	39,130	1.1
Enfriamiento del ácido de Gay-Lussac en la línea de tuberías =	5,220	0.1
6) Entalpía del producto ácido =	0	
7) Entalpía de los gases salientes de la torre de Gay-Lussac =	5,667	0.2
	<u>3,602,357</u>	<u>0.0</u>
Pérdida por Ignición =	<u>38,856</u>	<u>0.0</u>
	3,583,491	100.00

FIGURE 1

EFFECT OF GRIND ON % S AND Fe RECOVERY

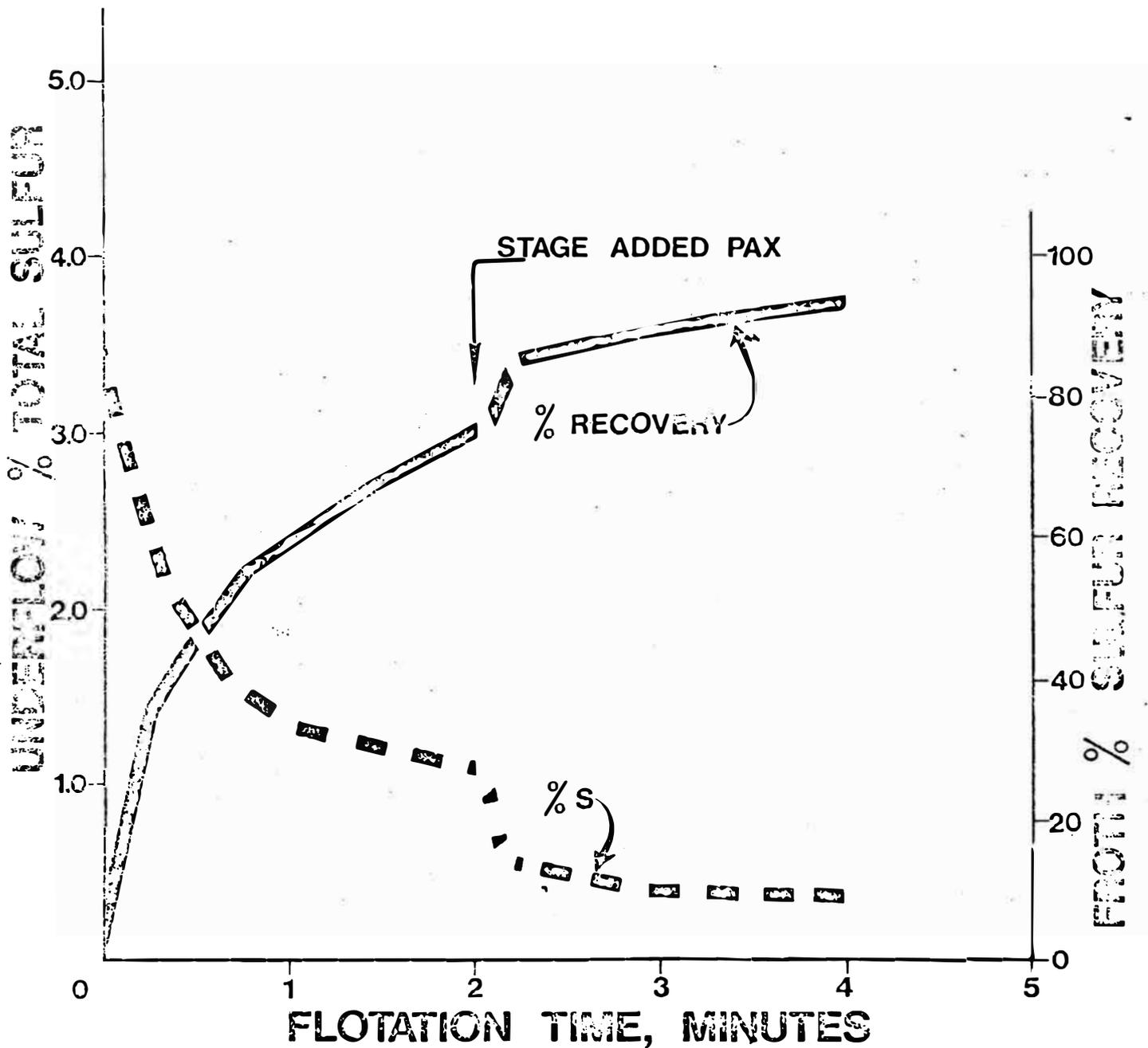


CONDITIONS:

- 3 STAGE 7' FLOAT
- .2 lb/T PAX PER STAGE
- 1.0 lb/T CuSO_4
- HEAD ASSAY > 1.5 % S/FeS

FIGURE 3

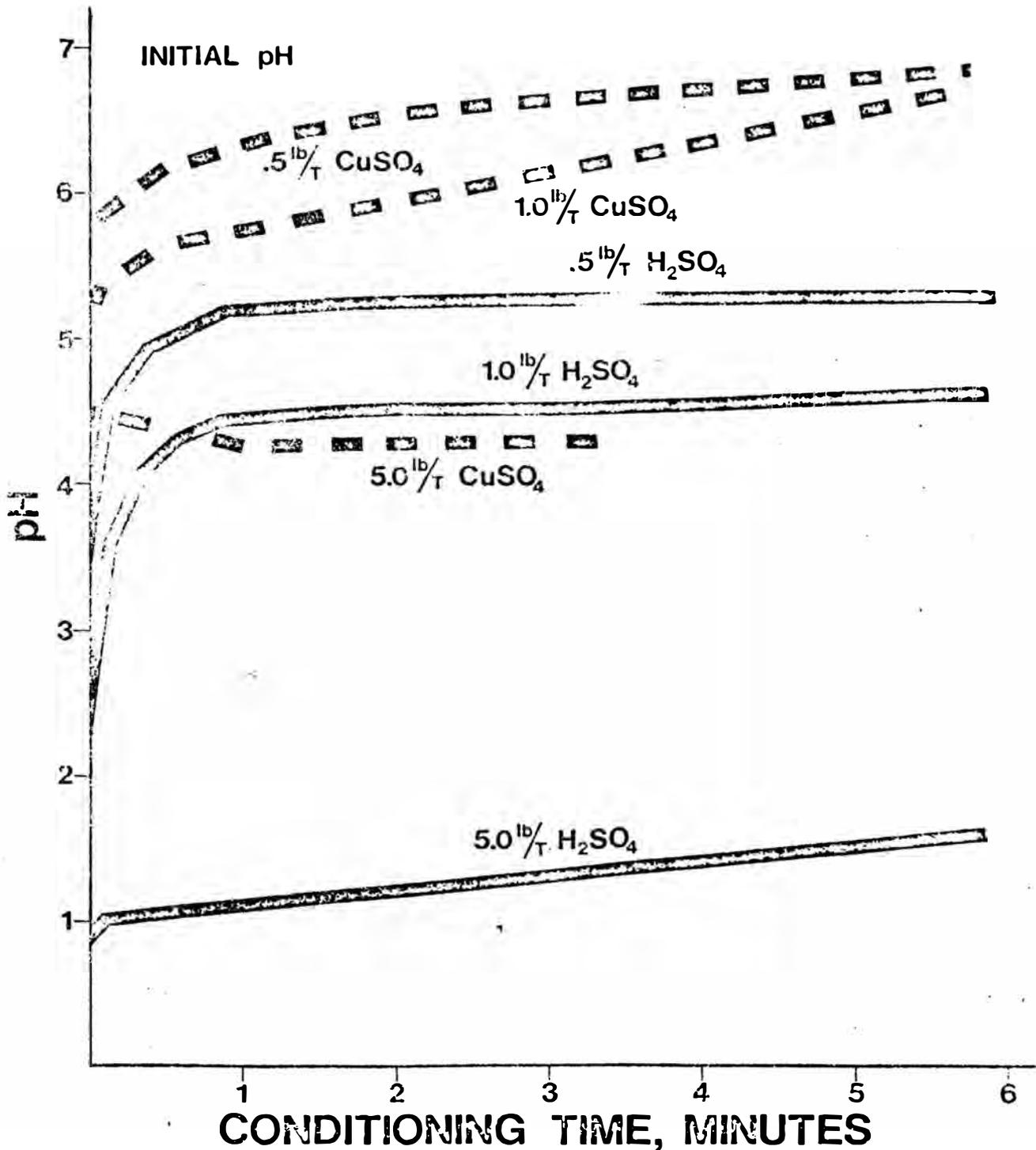
EFFECT OF STAGE PAX ADDITION ON % S AND RECOVERY



CONDITIONS:

- 40 % MINUS 325 M. GRIND
- PAX .2 lb/T + .1 lb/T
- 1.0 lb/T CuSO₄
- HEAD ASSAY > 1.5 % S/FeS

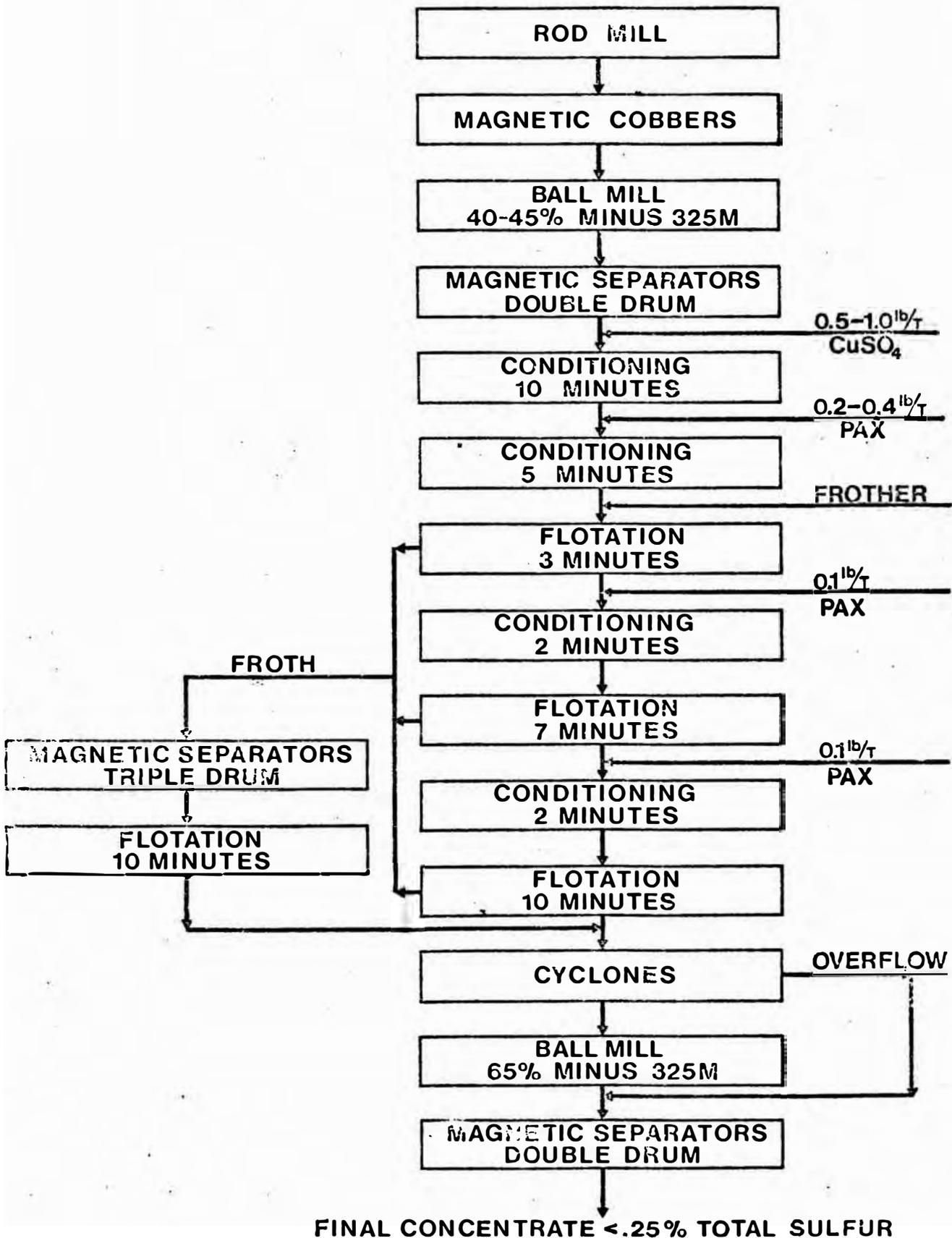
**BUFFERING EFFECT OF MAGNETIC
HIGH PYRRHOTITE MAGNETITE ORE
(GROUND TO 40-45% MINUS 325 M)**

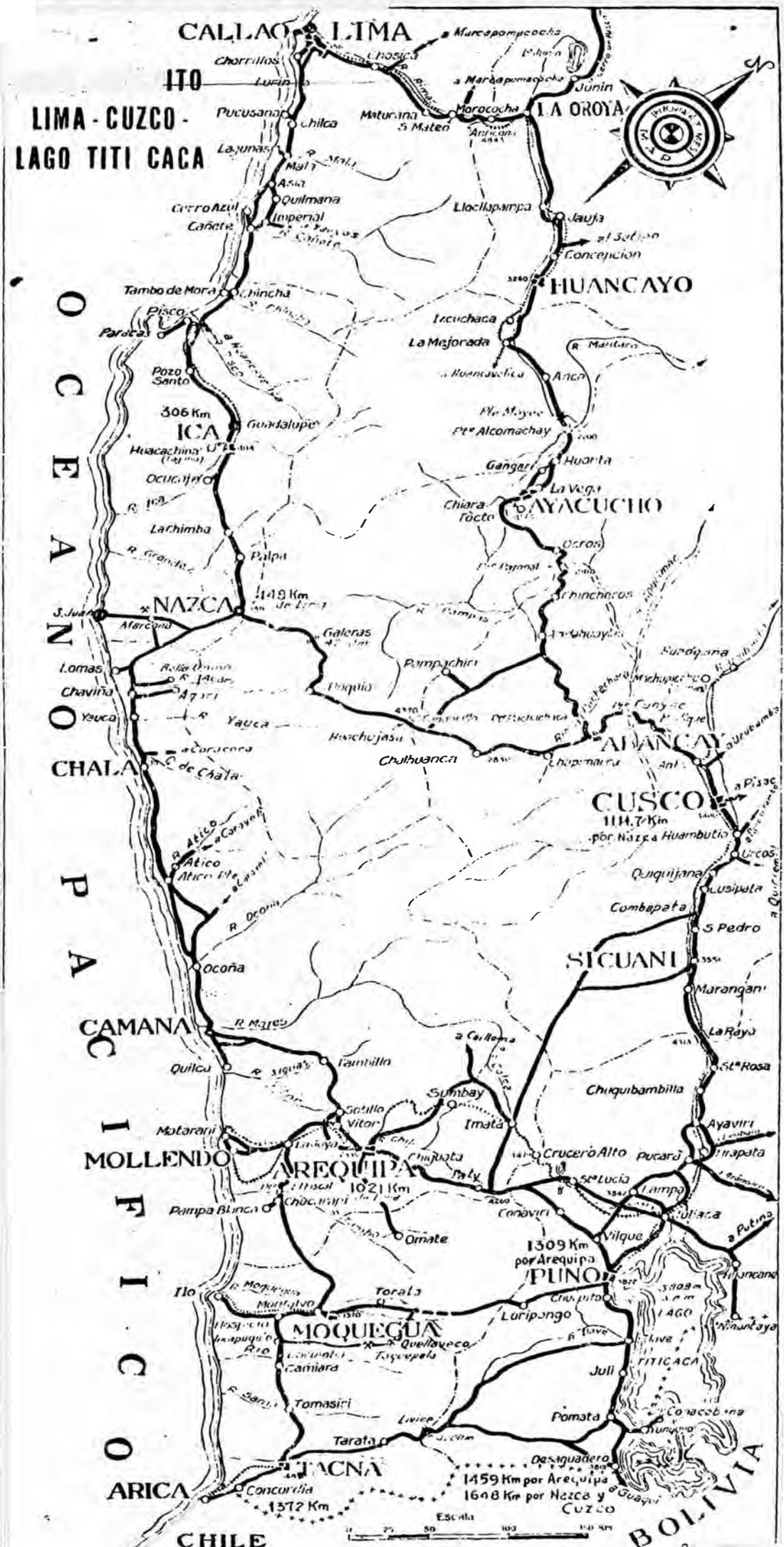


CONDITIONS:
 MAGNETIC CONCENTRATE
 NATURAL pH BEFORE
 REAGENT ADDITION 7.2

FIGURE 7

IDEALIZED FLOWSHEET FOR TREATMENT OF MAGNETITE ORES WITH MORE THAN 1% SULFUR AS PYRRHOTITE





CONTROL CALIDAD MINA
PRONOSTICO DE LEYES DEL F.G. REFRACTARIO
MARCONA MINING COMPANY

	% Fe TOTAL CABEZA -10MALLA			% S TOTAL CONC.-10 MALLA			% S/ Fe S CONC.-100 MALLA		
	MAX	MIN	PROM	MAX	MIN	PROM	MAX	MIN	PROM
ENERO									
FEBRERO									
MARZO	61.9	54.1	56.2	1.56	1.42	1.46	.66	.61	.65
ABRIL	63.1	49.6	54.4	2.34	1.10	1.60	1.36	.30	.55
MAYO	59.5	52.3	56.5	2.34	1.35	1.65	1.36	.23	.65
JUNIO	63.7	51.1	57.4	1.98	.84	1.41	1.45	.24	.85
JULIO	58.3	49.6	53.3	2.99	1.36	1.88	1.36	.24	.83
AGOSTO	60.2	45.4	53.6	2.66	.97	1.65	1.61	.40	.87
SETIEMBRE	61.5	53.0	58.0	2.00	.81	1.15	.67	.21	.49
OCTUBRE	61.4	54.6	57.9	1.98	.84	1.45	1.45	.24	.66
NOVIEMBRE	62.3	48.0	54.5	2.10	.84	1.40	1.89	.36	.86
DICIEMBRE	62.6	47.0	58.9	2.91	.99	1.84	2.13	.24	1.00