

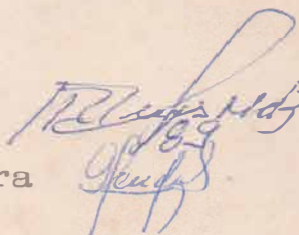
INSTITUTO SUPERIOR MINERO METALÚRGICO
FACULTAD METALÚRGIA ELECTROMECHANICA

TRABAJO DE DIPLOMA

TÍTULO: Evaluación de las pérdidas de amoníaco en la
Empresa "Cmdte. Ernesto Che Guevara"

DIPLOMANTE: Raúl Reyes Méndez

Gisela Mendoza Sierra



TUTOR: Ing. Gilberto Hernández

1989

DEDICATORIA

A los logros de la Revolución y a su 31 aniversario

AGRADECIMIENTO

Queremos expresar la más sincera gratitud a todos aquellos compañeros que de una forma u otra han contribuido a nuestra formación, así como la realización de este trabajo de diploma.

- Nuestro primer agradecimiento está dedicado a la Revolución cubana, pues sin su existencia no habría sido posible alcanzar tan preciados logros.

- Al colectivo de profesores y la Dirección del Instituto Superior Minero Metalúrgico que ayudaron a nuestra formación profesional e integral.

- Un reconocimiento especial a la ayuda prestada por el ingeniero Gilberto Hernández, tutor de este trabajo, quien nos brindó su apoyo y consejos técnicos en el mismo.

- A nuestros queridos padres, que con su amor y sacrificio han sabido inculcarnos hacia el estudio para de esta forma ser más útil a la patria. A todos.

Muchas gracias

Í N D I C E

<u>No.</u>	<u>Contenido</u>	<u>Página</u>
	Resumen	1
	Introducción.	2
1	Capítulo I - Generalidades.	4
1.1	Recuento histórico.	5
1.2	Descripción del proceso tecnológico - de la Empresa "Cmdte. Ernesto Guevara"	7
1.3	Amoníaco y sus compuestos.	17
2	Capítulo II - Consumo de amoníaco en el proceso.	20
2.1	Consumo de amoníaco según proyecto. .	21
2.2	Pérdidas de amoníaco durante la pues- ta en marcha y actual.	21
3	Capítulo III - Análisis de los causa- les de pérdidas de amoníaco.	23
3.1	Asimilación de capacidad y reparación de sedimentadores.	24
3.2	El sistema de recolección y absorción de gases en Lixiviación y Lavado y Re- cuperación de Amoníaco.	26
3.3	Derrames, salideros y emanaciones de gases a la atmósfera.	28
3.4	Influencia de la relación amoníaco- dióxido de carbono y la temperatura sobre las pérdidas.	32
4	Capítulo IV - Balance térmico del sis- tema de destilación de licor producto y colas.	36

No.	Contenido	<u>Página</u>
5	Capítulo V - Valoración económica . . .	45
6	Conclusiones.	48
7	Recomendaciones	50
8	Bibliografía.	52
9	Anexos.	54

R E S U M E N

El presente trabajo tiene como objetivo realizar una valoración de las pérdidas de amoníaco en la Empresa "Comandante Ernesto Guevara".

Para lograr esto primero se analiza el consumo de amoníaco que debe tener la Empresa según proyecto y luego apoyándonos en la información estadística recopilada - para un período de dos años y cuatro meses damos a conocer a cuanto ascendían las pérdidas durante este tiempo, siendo estos valores muy elevados, realizamos un análi-sis profundo de las causas que provocan dichas pérdidas y explicamos detalladamente cada una de ellas.

Se realiza un balance térmico del sistema de destilación de licor producto y colas con el objetivo de determinar el área de transferencia necesaria para enfriar el gas, lo que nos permite conociendo el área de diseño, saber hasta qué punto trabajan con eficiencia los precondensadores de la planta de Recuperación de Amoníaco.

Se incluye una valoración económica que permite conocer la afectación que producen dichas pérdidas desde el punto de vista económico.

INTRODUCCIÓN

Nuestra Revolución trabaja arduamente en la liquidación del subdesarrollo. En el III Congreso del Partido Comunista de Cuba, se previó el desarrollo progresivo de las ramas de la industria que determina el progreso técnico y el avance de la economía del país.

Entre estas ramas se encuentra la metalurgia no ferrosa, la industria química y la de materiales de construcción.

La creación de la base técnica y material del socialismo tiene su eco en el incremento de la industrialización en el campo de la minería y la metalurgia, principalmente en el noroeste de la provincia de Holguín, donde existen grandes yacimientos lateríticos que constituyen la materia prima para la industria de extracción de níquel.

El principal renglón exportable de la minería cubana es el níquel, por lo que esta industria recibirá los beneficios de un intenso plan de inversiones en los próximos años. Dentro de cuyo plan existe un programa para alcanzar la producción de más de 100 000 t de níquel para el año 2000; con el trabajo mancomunado de la Unión de Empresas del Níquel y el MINBAS, esto hará de Moa una importantísima región industrial.

Como lineamiento tendente a asegurar el desarrollo de la industria se prevee: Garantizar la terminación y puesta en marcha de la nueva planta de níquel "Comandan

te Ernesto Guevara" de Punta Gorda. Alcanzar en el año 1990 no menos de 27,5 miles de toneladas de sinter y óxido de níquel con una alta eficiencia metalúrgica.

Con la finalidad de dar respuesta adecuada a las líneas trazadas por el Estado y Gobierno, a principios de 1986 se inician los trabajos de ajuste y puesta en marcha de las diferentes instalaciones de la mencionada planta productora de níquel.

El esquema tecnológico de dicha empresa está basado en la lixiviación carbonato amoniacal del mineral reducido, es decir, que se utiliza como reactivo principal una solución de carbonato de amonio para compensar las pérdidas mecánicas que tienen lugar durante el proceso.

Teniendo en cuenta que el amoniaco es un producto de importación y su precio es de \$138 por tonelada, nuestro trabajo tiene como objetivo fundamental realizar una valoración de las pérdidas de dicho reactivo y plantear medidas concretas que permitan disminuirlas al máximo.

CAPÍTULO I

GENERALIDADES

1.1 Recuento histórico

En diciembre de 1972 se acordó entre los gobiernos de la URSS y la República de Cuba la colaboración técnica para la rehabilitación de las fábricas níquelíferas de Moa y Nicaro y la construcción de una nueva fábrica de Níquel en Punta Gorda.

En agosto de 1973 se elaboró el contrato No. 60800 por el Instituto cubano de Importación para la minería y la Metalurgia de la República de Cuba y la Asociación Nacional de la URSS TSVIETMETPROMEXPORT para la elaboración del proyecto técnico de la fábrica Níquelífera de Punta Gorda. Dicho Contrato sirvió como base para la proyección de esta fábrica.

El área de la construcción de la fábrica se encuentra al norte del yacimiento mineral de Punta Gorda, provincia de Holguín, en la costa norte del Océano Atlántico entre los ríos Moa y Yagrumaje, a 4 Km de la ciudad de Moa y a 2 Km del pueblo de Punta Gorda. El puerto marítimo está a unos 3 Km al noroeste de la fábrica.

El esquema tecnológico de la fábrica de Níquel de Punta Gorda está basado en el esquema de la lixiviación carbonato-amoniaca del mineral reducido, o proceso caron.

Esta tecnología estudiada y aprobada en la práctica durante muchos años en la República de Cuba, ha funcionado según dicho esquema en la fábrica de Ni

caro fundada en los años de la Segunda Guerra Mundial.

Este proceso posee algunas ventajas como: Es un proceso continuo que se realiza en las condiciones de presión atmosférica, el equipamiento tecnológico del proceso se distingue por su sencillez y amplia utilización de los aparatos conocidos, hornos de soleos múltiples, espesadores, columna de destilación, etc. Estas características favorecen la creación de una producción con alto nivel de mecanización y automatización.

El esquema amoniacal admite la elaboración de la mezcla de los minerales lateríticos y serpentiniticos, mientras que el esquema, por ejemplo: de lixiviación con el H_2SO_4 permite solamente la elaboración de la fracción laterítica.

Tomando en consideración el déficit de energía eléctrica en la República de Cuba, el proceso amoniacal consume mucha energía eléctrica, sin embargo, tiene muchas ventajas en comparación con el proceso pirometalúrgico.

Al mismo tiempo este proceso se realiza con un consumo relativamente pequeño de reactivos. El único reactivo que se utiliza en cantidades grandes es el amoníaco, el consumo del cual es necesario sólo para compensar las pérdidas mecánicas.

Otro de esos factores ventajosos a favor de la aplicación de la tecnología amoniacal en la fábrica de

Punta Gorda es la experiencia que se ha acumulado - durante el proceso de explotación de la fábrica de Nicaro.

1.2 Descripción del proceso tecnológico

El proceso tecnológico de la fábrica Ernesto Che - Guevara comienza con la extracción del mineral que se va a tratar de los yacimientos oxidados de Punta Gorda.

La extracción se efectúa a cielo abierto en la mina, donde el mineral con una ley de 1,3 % de Ni es transportado a la fábrica mediante camiones Beláz.

El mineral es sometido a un proceso tecnológico basado en la lixiviación carbonato-amoniaca del mineral, o proceso caron.

Dicho proceso tiene ventajas propias sobre la tecnología ácida a presión:

Es un proceso continuo, que se efectúa bajo condiciones de presión atmosférica, el equipamiento es - sencillo y favorece la creación de una producción - con un elevado nivel de automatización, además admite la elaboración de la mezcla de los minerales lateríticos y serpentiniticos.

Esta industria cuenta además como apoyo al proceso productivo con talleres de mantenimiento mecánico, eléctrico e instrumentación, facilidades de almacenaje y socio-administrativo.

Planta de secadero y molino:

El mineral recibido en esta planta es sometido a un proceso de secado y posteriormente molido, para luego someterlo a los procesos metalúrgicos.

Los camiones con mineral provenientes de la mina - son descargados en las tolvas de recepción, la cual tiene dos sistemas paralelos, uno trabajando y el otro de reserva.

Este mineral descargado en las cribas estacionarias donde la fracción de mineral (+450 mm) es separada como rechazo. Luego pasa a la trituradora primaria y posteriormente al zarandeo para separar la fracción (-100 mm) que se envía mediante un sistema de transportadores de correa al depósito de homogenización. La fracción (+100 mm) se envía al triturador de martillo, donde es reducido a un tamaño de (-100 mm) de ahí pasa al depósito de homogenización. La descarga del mineral se realiza por medio de grúas viajeras "jaiba".

El mineral homogenizado es enviado al proceso de secado hasta una humedad de 4,5% y posteriormente es enviado a la sección de molienda, utilizando transportadores de correa. Ya en la sección de molienda se almacena en cuatro tolvas, las cuales se ha provisto de alimentadores de disco con el objetivo de lograr una alimentación dosificada a los molinos.

Cada tolva alimenta a un molino de bolas, donde se obtiene como producto un mineral con una granulume-

tría de 80 % de la clase (0,074 mm).

El mineral molido es extraído del molino mediante succión con aire, que es producido por un ventilador de tiro ó recirculación de 134 000 m³/h de capacidad; para efectuar la descarga del mineral del molino. El mineral barrido y succionado pasa a un separador neumático, donde sufre una clasificación de forma que él tenga características de producto final, pasará al sistema de colección primaria (ciclones) y el que no posee tal característica se recircula al molino para su tratado nuevamente hasta que alcance la granulometría requerida.

El sistema de colección primaria se encarga de recoger el polvo producido y lo descarga a dos tolvas de productos finales y es enviado posteriormente a los silos, de almacenaje de producto seco y molido (-0,074 mm). El transporte de mineral desde las tolvas de producto final se efectúa utilizando bombas neumáticas de tornillo sinfin hacia los silos y posteriormente a los hornos de reducción.

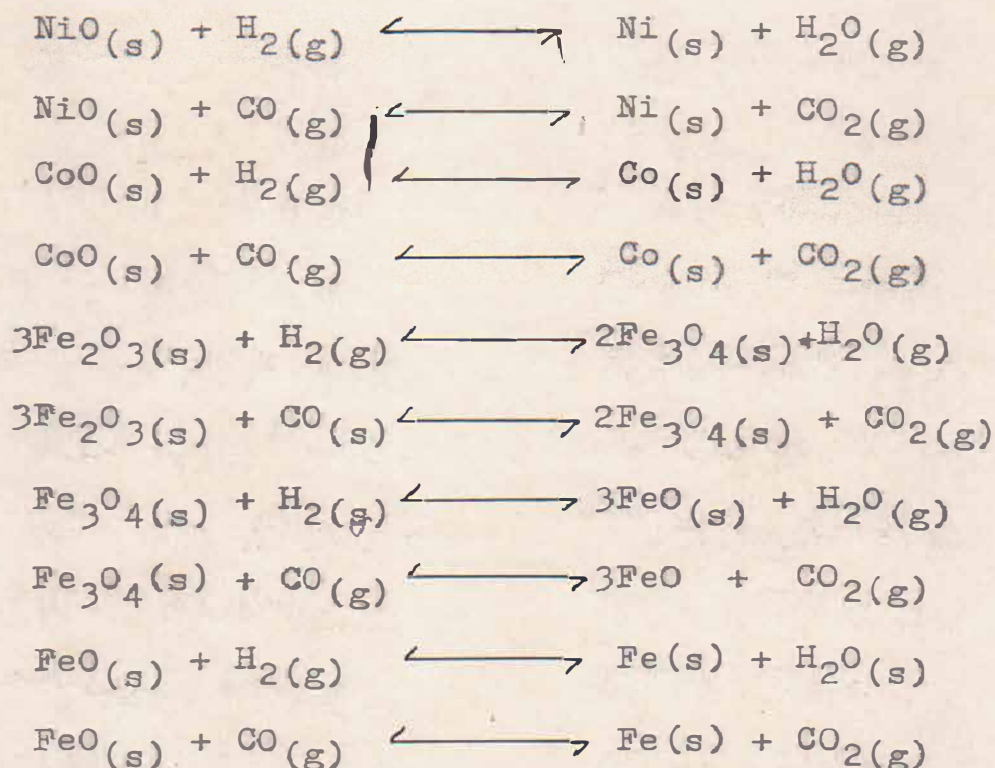
Planta de Hornos de Reducción

En esta sección del proceso el mineral es reducido en los hornos de hogares múltiples (17), que se alimenta con fuel-oil de bajo contenido de azufre y gas reductor, donde el Níquel y el Cobalto presentes pasan a la forma metálica.

El mineral almacenado, seco y molido, procedente de los silos se alimenta a los hornos de reducción de

hogares múltiples por la parte superior y luego pasa a través de los hogares consecutivamente, calentándose hasta una temperatura de 750 °C, lográndose el movimiento del mineral con ayuda de brazos (rastillos) rotatorios con enfriamiento con aire. Por la parte inferior del horno se inyecta el agente reductor; éste lo integran el CO₂, CO, H₂. Su composición presenta un porcentaje considerable de CO e H₂, que son los responsables de la reducción.

En estas condiciones ocurren las siguientes reacciones:



Las condiciones de trabajo a temperatura máxima de 710 °C, control de la cantidad de agente reductor y del tiempo de retención del mineral en el horno, - permite que las cuatro primeras reacciones ocurran en un % elevado, mientras que las restantes, ocurren en pequeñas proporciones, así menos del 1% del hie-

rro pasa al estado metálico.

Bajo los mismos principios que en la etapa anterior los gases de los hornos se trasladan por ciclones y precipitadores electrotásticos a fin de recuperar - el sólido, lo que se recircula nuevamente a los hornos.

El mineral reducido de cada horno es enviado a los enfriadores rotatorios, mediante transportadores de tornillo sinfín. Los mismos están sumergidos en piscinas con agua, en la que se enfría hasta 120°C . - De estos enfriadores el mineral reducido pasa a la etapa de lixiviación y lavado.

Planta de Lixiviación y Lavado

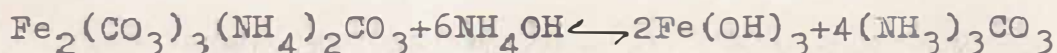
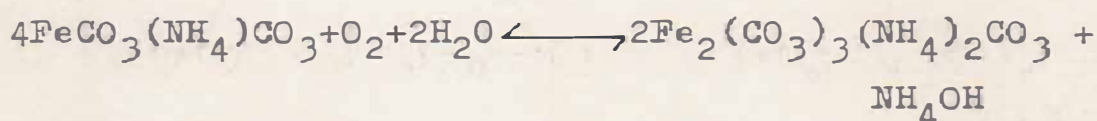
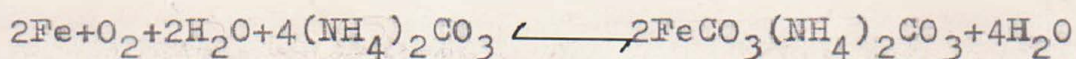
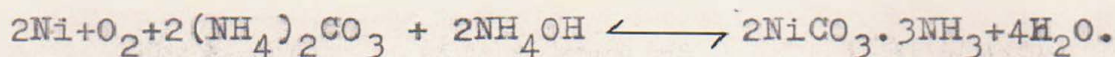
En esta etapa del proceso, el mineral reducido es - lixiviado con una solución carbonato amoniacal y se separa la disolución así obtenida del resto del mineral.

El mineral se mezcla en los tanques de contacto con licor carbonato-amoniacal (68 g/l de NH_3 y 35 g/l - de CO_2), obteniéndose una pulpa de alrededor de 30% de sólido, pasando a través de tres sistemas paralelos de lixiviación y cinco etapas de lavado, todo a contracorriente. En los sedimentadores el licor carbonato-amoniacal fuerte y fresco se inyecta en la - tercera etapa de lavado y el licor débil se inyecta en la cuarta etapa de lavado.

El licor y la pulpa se evacúan desde el sistema de lixiviación y lavado por dos puntos:

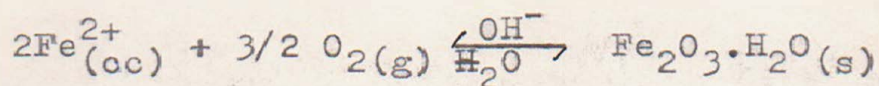
- En forma de licor producto, rico en níquel desde el reboso de la primera etapa de lixiviación.
- En forma de licor de lavado de la pulpa de cola - de la quinta etapa de lavado.

Realmente, es poco lo que se puede decir de las reacciones que ocurren al tratar el mineral reducido con las disoluciones de $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$ y NH_4OH ; pues hay una serie de índices que hacen inferir que el proceso no es tan sencillo, no obstante, en principio se consideran como reacciones principales las siguientes:



El aire es necesario para oxidar los metales, ya que ninguno es lo suficientemente activo como para poder desplazar el hidrógeno de una disolución amoniacal.

También el aire oxida al hierro (II) a hierro (III) que precipita en forma de óxido hidratado, lo que permite eliminarlo de la disolución.



En la salida de cada aereador y antes del sedimentador correspondiente, la pulpa es floculada mediante un electroimán, lo que permite reducir en una décima parte el área de sedimentación a utilizar.

El sistema de lixiviación y lavado está conectado a una línea de succión que permite que los gases lleguen al sistema de absorción, a fin de recuperar el NH_3 y CO_2 .

Posteriormente el licor producto y la pulpa de cola se bombea a la planta de recuperación de amoníaco, donde se extrae el níquel en forma de carbonato básico y se recupera el amoníaco.

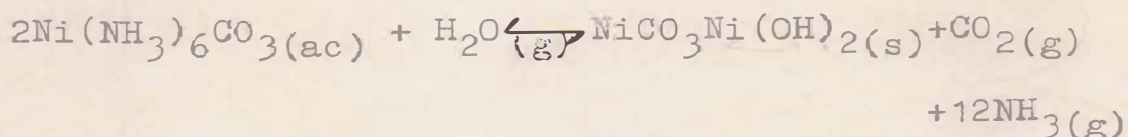
Planta de Recuperación de Amoníaco.

La función de esta sección, como su nombre lo indica, es la de recuperar el amoníaco y el dióxido de carbono del licor producto y de las colas, provenientes de lixiviación, así como la de precipitar el carbonato de níquel, obteniéndose al mismo tiempo la cola como desecho.

El licor que procede de la lixiviación se filtra en filtros de hojas, con el fin de eliminar los sólidos en suspensión que pueden traer, ya filtrado el licor se almacena y más tarde se lleva a los alambiques de destilación.

El licor se introduce por la parte superior, mientras que por su parte inferior se inyecta vapor a 180°C . El amoníaco y el dióxido de carbono son -

arrastrados por el vapor y cuando la concentración de amoníaco disminuye hasta un 2% en el licor, precipita el carbonato básico de níquel según la siguiente reacción:



La pulpa de carbonato básico sale de los alambiques hacia un sedimentador donde se espesa y posteriormente pesa a los filtros.

El reboso del sedimentador y el líquido que sale de los filtros pasan a los filtros de vacío, con el fin de recuperar el máximo de sólido en suspensión, el filtrado es un producto de desecho.

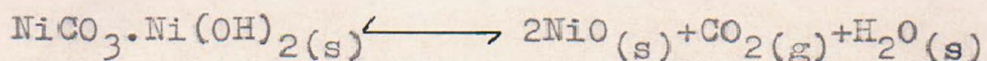
Las colas provenientes de lixiviación son precalentadas con los gases de salida de los alambiques y posteriormente introducidas en las columnas de destilación por su parte superior, mientras que por su parte inferior se inyecta vapor; los gases de salida del alambique se aprovechan en los precalentadores de cola, aquí se recupera cierta cantidad de amoníaco.

Luego las colas son diluidas y trasladada a los depósitos a cielo abierto donde se almacenan, con la perspectiva de su futura utilización en la siderúrgica integrada, que actualmente se construye en Felton, Holguín.

ducto y de la pulpa después de haberse enfriado previamente, se envía al sistema de absorción donde la recuperación se efectúa a contracorriente. En este momento se introduce una solución compensadora con 25% de NH_3 y se absorben los gases procedentes de la chimenea de la Planta Eléctrica, rica en dióxido de carbono que ocurre durante el proceso. La disolución resultante de este sistema se denomina licor fuerte y se envía al sistema de lixiviación.

Planta de Calcinación y Sinterización

El carbonato sólido de Níquel es suministrado por medio de transportadores para la calcinación en hornos de tambor rotatorio que trabajan a base de Fuel Oil, poniéndose en contacto a contracorriente en los gases producto de la combustión del combustible, ocurriendo la siguiente reacción:



El óxido de níquel obtenido en calcinación se enfría en un enfriador montado en el mismo horno, utilizando agua como agente refrigerante.

El óxido de níquel puede llevarse a la producción de sinter o dejarse como producto final, ésta variante está en dependencia del mercado.

Este sistema aglomera el producto y reduce parte del óxido a metal, aumentando por tanto el contenido de níquel, lo que hace el producto más valioso

para fines metalúrgicos.

Para la obtención del sinter el óxido de níquel se mezcla con carbón antracita, polvo y porción fina - de sinter de retorno, éstos se almacenan en tolvas separadas.

Luego es mezclado, bajo control, en un tambor mezclador donde se homogeniza y se añade agua para facilitar la aglomeración; dicha mezcla es alimentada a la máquina de sinterización, donde se somete a un calentamiento, ocurriendo una reducción parcial del óxido de níquel.

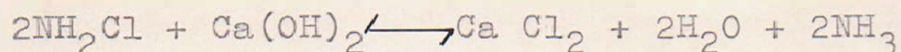


Los gases se hacen pasar por un ciclón y un precipitador electrostático y se recupera el sólido arrastrado, los que se unen a los finos de retorno para recircularlo al proceso. Los sólidos que salen del horno se pasan por una trituradora de rodillo y luego por un sistema de Zaranda que lo clasifica por tamaño.

Los tamaños adecuados salen como producto, los de mayor tamaño retornan a los trituradores de rodillo y los finos (finos de retorno) se recirculan.

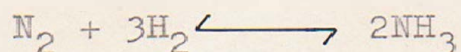
1.3 Amoníaco y sus compuestos

El amoníaco, NH_3 es un gas que condensa fácilmente (P.e : $-33,35^\circ\text{C}$; P.f. : $-77,7^\circ\text{C}$) y es muy soluble en agua, originando una solución alealina. El amoníaco se prepara fácilmente en el laboratorio calentando una sal amónica como el cloruro amónico, NH_4Cl , con un álcali fuerte, como el hidróxido sódico o cálcico.



El método comercial más importante para la fabricación del amoníaco es el proceso Haber, consistente en la combinación directa del nitrógeno e hidrógeno a presión elevada (varios cientos de atmósferas) en presencia de un catalizador (generalmente hierro que contiene molibdeno u otras sustancias para aumentar su actividad catalítica).

La reacción:



es exotérmica, y de acuerdo al principio de Lechatelier, el rendimiento del amoníaco en el equilibrio es menor a altas que a bajas temperaturas.

Cantidades menores de NH_3 se obtienen como subproducto en la fabricación del coque del gas de alumbrado por destilación del carbón y por el proceso de cianamida.

Se calienta en un Horno eléctrico una mecha de cal

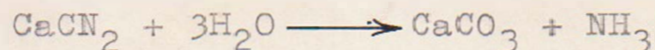
y coque, formándose acetiluro cálcico (carburo cálcico) CaC_2 .



El nitrógeno obtenido por destilación fraccionada del aire líquido, se hace pasar sobre CaC_2 caliente, formándose la cianamida cálcica, CaCN_2 .



La CaCN_2 puede utilizarse directamente como abono o puede convertirse en NH_3 tratándola con vapor de agua a presión.



Las sales amónicas son semejantes a las de potasio y robidio en su forma cristalina, volúmen molar, color y otras propiedades.

El cloruro de amonio se emplea en las pilas secas, el sulfato amónico, $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$, es un abono importante y el nitrato amónico NH_4NO_3 mezclado con otras sustancias se utiliza en explosivos.

Solubilidad del amoníaco en agua:

La disolución de amoníaco en agua, llamada disolución de hidróxido amónico (y a veces, agua amoniacal) contiene las especies moleculares NH_3 , NH_4OH (hidróxido de amonio), NH_4^+ y OH^- .

El hidróxido amónico es una base débil y sólo está ligeramente ionizada en ión amonio NH_4^+ y OH^- .



Esta propiedad es muy aprovechada en la industria-
donde se manipula esta sustancia.

El amoníaco líquido tiene una constante dieléctri-
ca elevada y es un buen diosolvente de las sales, -
con las que forma disoluciones iónicas. También -
tiene la rara facultad de disolver los metales al-
calinos y alcalino-térreos sin reacción química, -
formando disoluciones azules que tienen una conduc-
tividad eléctrica extraordinariamente elevada y -
brillo metálico.

CAPÍTULO II

CONSUMO DE AMONÍACO EN EL PROCESO

CAPÍTULO II - CONSUMO DE AMONÍACO EN EL PROCESO2.1 Consumo de amoníaco según proyecto

El amoníaco se utilizará para compensar las pérdidas en el proceso tecnológico de la fábrica y suministrará al sistema de absorción en forma de amoníaco acuoso (al 25 % de NH_3). El consumo de amoníaco se considera igual a 2,84 Kg por tonelada de mineral tratado. Ello corresponde al consumo anual de 8 400 t de amoníaco, o sea, 33 600 t/año del amoníaco acuoso. De esta cantidad la planta de recuperación de amoníaco utilizará 3 900 t/año para compensar las pérdidas en agua de destilación de las colas pérdidas mecánicas.

2.2 Pérdidas de amoníaco durante la puesta en marcha y actual

En las tablas No. 1; 2 y 3 se recogen las pérdidas que se tuvieron en el sistema durante los años 1987, 1988 hasta abril de 1989, reportando valores totales de 7 156,21 t, 13 923,13 t y 884,24 toneladas respectivamente.

Los factores son diversos, como pérdidas en el sistema de absorción de lixiviación, de recuperación, en la destilación de licor y colas, pérdidas por derrames y salideros, así como las pérdidas indeterminadas que como se puede observar son valores altos y somos del criterio de que es un amoníaco - que queda atrapado en las colas producto del proceso de pergoración en la formación de los pisos

en los sedimentadores de lixiviación.

CAPÍTULO III

ANÁLISIS DE LOS CAUSALES DE PÉRDIDAS DE AMONÍACO

CAPÍTULO III - ANÁLISIS DE LAS CAUSALES DE PÉRDIDAS DE NH_3 3.1 Asimilación de capacidad y reparación sedimentadores

Hasta el presente la Empresa no ha alcanzado la capacidad de producción prevista por el proyecto; más aún, no se ha estabilizado a plenitud las dos líneas de producción existentes. En la planta de Lixiviación y Lavado se han tenido que poner en operación 15 de los 19 sedimentadores instalados. Dada las deficiencias en el diseño de este equipo motivado por la gran altura a la que se encuentran los brazos del fondo metálico se forma un piso o cama de mineral de un volumen considerable, aproximadamente el 50 % de su volumen; cuando la existencia de un inventario pasivo en el licor que acompaña al sólido de la cama de 100 t de NH_3 , como este NH_3 es imposible contabilizar se declara pérdidas por asimilación de nueva capacidad en sedimentadores. De igual forma cuando los sedimentadores salen de operación para mantenimiento o reparación, el NH_3 en forma de inventario pasivo tiene que ser eliminado, establecido esto como medida de seguridad y que se logra por difusión del amoníaco al agua de lavado al piso. Por ende la reparación de un sedimentador ocasiona una pérdida de 100 t de NH_3 .

Desde la puesta en marcha a la actualidad la salida de operación de los sedimentadores por cuestiones no imputable a su reparación programada ha sido una cuestión de gran incidencia, motivado por averías o

ra mantener la operatividad de la fábrica (ver tabla #4). Las deficiencias principales en este equipamiento que han motivado su salida de operación son:

1. Selección inadecuada del diámetro de la tubería de fondo. Las tuberías para pulpa de fondo en los espesadores de lixiviación y lavado eran de diámetro 100 y 150 mm respectivamente; fueron sustituidas por diámetros 150 y 200 mm, no se tuvo en cuenta en su proyección la consideración de que la pulpa es un fluido no newtoniano y el sedimentador no garantizaba la productividad prevista.
2. Selección inadecuada del motor de la bomba de pulpa. Los motores de las bombas de pulpa de fondo del sedimentador fueron mal seleccionadas. Las mismas fueron suministradas de 55 Kw, resultando ineficiente su operación por los frecuentes disparos y grandes derrames, lo que se resolvió al sustituir estas por motores de 40 KW.
3. Frecuentes disparos eléctricos y tranques del mecanismo.

El deficiente diseño de los brazos y el cono ocasionan la formación de un piso con una altura excesiva y gran pendiente, con muchas posibilidades de obstrucción en la descarga, ocasionando en reiteradas ocasiones corrimiento del piso de mineral y el tranque de los brazos.

El esquema eléctrico del sedimentador también tenía deficiencias en su hermeticidad, por precipitaciones atmosférica o formación del rocío se produjeron disparos en sedimentadores que motivaron tranques y salida de operación para reparación.

4. Diseño deficiente del distribuidor de pulpa (feed welt) del sedimentador.

El feed welt de proyecto, no garantizaba una correcta distribución de la pulpa en el área del sedimentador barrido por el brazo, ocasionando grandes acumulaciones de mineral, tranques y disparos sacaban al sedimentador fuera de operación.

3.2 El sistema de recolección y absorción de gases en Lixiviación y Lavado y Recuperación de Amoníaco.

El proceso de lixiviación y lavado se ejecuta al vacío, dada las características del NH_3 de ser un solvente volátil y ejecutarse en los turboareadores la aereación de las pulpas que provocan un gran desprendimiento de gases.

El proyecto prevee una red de recolección con línea a cada equipo tecnológico, un ventilador trasiega el gas a través de 3 torres de absorción, absorbiendo el NH_3 en agua y descarga a la atmósfera el gas exhausto.

Red de recolección de gases. La red de recolección de gases posee serias diferencias en su proyección:

1. El ducto de gas que evacúa la mezcla de amoníaco y aire en (I, II y III etapa), turboareadores po see pendiente inversa, ocasionando la imposibilidad de recuperar el condensado en el sistema de absorción.
2. No tuvo en cuenta este proyecto el régimen de - trabajo de los equipos; aunque todos trabajan al vacío, los turboareadores trabajan a 30-40 mm H₂O, sedimentadores, cajas de arena, etc. 1-3 mm H₂O. Lo que provoca serias dificultades en su ajuste y averías en el techo de los sedimentadores por alto vacío.

La falta de hermeticidad en el sistema por perforaciones en líneas, sellos hidráulicos sin - agua, etc, arrastran gran cantidad de ga ses al sistema de absorción afectando su eficiencia, - según proyecto las pérdidas de amoníaco en lixiviación deben ser a plena capacidad 1,57 t/d.

En el sistema de absorción de recuperación de amoníaco se presentan otros problemas que afectan su eficiencia, entre ellos:

- Problemas con la instrumentación, que no existe o se afectan frecuentemente, cuestión que imposibilita conocer flujos, temperatura, presión, etc. en - determinadas ocasiones.
- Perforaciones en las calandrias de los precon- sadores de licor y cola, afectando la calidad de - los condensadores amoniacaes hacia el sistema.
- Perforaciones en la línea de CO₂ desde la central

termoeléctrica, afectando la calidad del gas para -
carbonatar.

- Otros

En todo esto, no debemos olvidar que en ocasiones -
se incurre en malas operaciones que afectan el sis-
tema, según proyecto las pérdidas de NH_3 deben ser
de 0,5 t/d.

En la tabla No. 5 obtuvimos mediciones de las pérdi-
das de amoníaco actuales (mes de marzo) y como se -
puede observar las pérdidas son superiores a lo plan-
teado en el proyecto, por las causas antes expues-
tas.

En estas plantas se viene realizando un serio traba-
jo de modificaciones en la tecnología para disminu-
ir o eliminar estos inconvenientes.

3.3 Derrames, salideros y emanaciones de gases a la at- mósfera

Las pérdidas de Amoníaco están dadas también por los
frecuentes derrames y salideros que suceden en los -
recipientes, equipos y líneas tecnológicas, en una
valoración que hicimos en la planta de Lixiviación
por concepto de salideros nos proporcionó valores -
de pérdidas de amoníaco de 1,82 t por día (Tabla 6)
en el chequeo no tuvimos en cuenta las pérdidas ocu-
rridas por los salideros por los prensaestopas de -
las bombas por la mala calidad de las mismas, que -
en ocasiones provocan pérdidas igual a las señala-
das, estas situaciones están dadas fundamentalmente
en los accesorios de tuberías, codos, Te, uniones, -

juntas entre tuberías, prensaestopas de válvulas, -
líneas de hierro fundido, muchas válvulas sin volantes, etc. Nuestro criterio es que estamos en presencia de factores objetivos y subjetivos que conspi--
ran para mejorar estas dificultades. Entre los fac-
tores objetivos podemos citar la mala calidad del -
acero, juntas, problemas en el montaje, pero hay -
cuestiones que la planta puede resolver llevando a
vías de hecho una consecuente política de manteni--
miento, cuestión que en gran parte no se ha priori-
zado en esencia en algunos recipientes y líneas tecno
lógica, por otra parte es necesario tener siempre
reservas de accesorios que permita en el momento de
producirse el salidero eliminarlo en el instante -
preciso, para evitar su continuidad y crecimiento, -
así mismo somos del criterio que se debe hacer un -
profundo estudio que proporcione fundamentos acertados, en cuanto, al tipo de acero que sea más resis-
tente al medio abrasivo del sistema, por ejemplo, -
muchos sedimentadores están presentando perforacio-
nes en la estructura de las paredes, en estos momentos se encuentran fuera de línea por necesidad de
reparar averías en su estructura los sedimentadores
109B y 120B, los cuales presentan serias y profun-
das grietas en el cuerpo del acero, así como, en -
las uniones de soldaduras, esta situación lógicamente
trae problemas de pérdidas, ya que, por las per-
foraciones se escapa el amoníaco y lo que es peor, -
obliga a forzar el sistema sacando equipos en emer-
gencia con las consecuentes alteraciones del régi--

men tecnológico.

Durante el desarrollo de este trabajo, observamos - que los derrames más frecuentes y de mayor magnitud se producen en las llamadas cajas de arena, o sea descarga de los sedimentadores, en el tanque colector de los enfriadores y en los distribuidores de licor (fundamentalmente en la zona de lavado), esta situación está dada por disparos de bombas y malas operaciones, debemos señalar también que la instrumentación es muy deficiente, cuestión que no ayuda a coordinar y observar las diferentes operaciones.

También apreciamos frecuentes derrames en las baterías de turboareadores, donde se han realizado muchas modificaciones al proyecto inicial, pero aún - se tienen dificultades. Los mecanismos de los turboareadores que proporcionan la agitación y turbulencia de la pulpa dentro del tanque necesariamente deben estar engomados para evitar la rápida destrucción del metal, esta situación trae como consecuencia que pedazos de gomas se desprenden y viajan por los turboareadores hasta la descarga de la batería donde se encuentra el electrofloculador, equipo imprescindible en esta tecnología para formar las flóculas magnéticas ayudando a su sedimentación, provocando que muchas de las gomas queden atrapadas en la sección de paso del electroimán represando el flujo en la batería y el consecuente derrame, es por ello que nos dimos a la tarea de diseñar un medio - que permite la continuidad del flujo hacia el sedi-

mentador cuando se produce la obstrucción en el electroimán, de manera que al comenzar a subir el ni--vel del tanque o los tanques de los turbos, ésta - sea una vía de escape de la pulpa evitando el derrame (Croquis No. 2), de manera que posteriormente se puedan realizar las operaciones pertinentes para limpiar el electroimán de la obstrucción, el - operador podrá percatarse de la obstrucción por un sencillo sistema de instrumentación instalado en - los últimos dos turboareadores de cada batería que dará la alarma en el punto de control cuando los niveles empiecen a subir.

La planta de Lixiviación y Lavado, así como la planta de Recuperación de Amoníaco están regido por el principio de ser sistemas cerrados formado por recipientes sometidos a una ligera presión negativa provocada por la succión de un conjunto de ventilado--res situados en las torres de absorción de las respectivas plantas obligando a los gases pasar por estos equipos para recuperar el amoníaco presente en estos gases.

Necesariamente los recipientes deben tener un se--llo en la parte superior que permita la observación visual, la limpieza y el muestreo, la inmensa mayo--ría de los recipientes en lixivación lo tienen, pero cuando por cualquier situación se produce una alta succión el agua de sellaje (sellos hidráulicos) es arrastrada al interior del tanque por lo que de--ja de cumplir su función de sellaje y por tanto se

suceden emanaciones de gases amoniacaes al exterior, que es otro fenómeno de pérdidas que son difíciles de cuantificar.

En la planta de Recuperación de Amoníaco la mayoría de los recipientes adolecen de estos sellos provocando que no se pueda gozar de las ventajas que el mismo proporciona en la operación.

Es por ello que nos dimos a la tarea de recomendar y diseñar un sello que por sus características son más eficientes que los actuales y sugerimos que se instalen en la planta de Recuperación (Croquis No. 1).

Las ventajas de este accesorio son:

- Permite que resulte mucho más difícil, en caso de alta succión, que el agua se succionada.
- Puede mantenerse continuamente con un pequeño flujo de agua, sin el perjuicio de que la misma se introduzca en el recipiente provocando dilución.

Es necesario que la red de tubería de 1,25 cm que conduce el agua hasta los sellos sea reparada, así como instalar válvulas de paso nuevas y de fácil acceso al operador.

3.4 Influencia de la relación amoníaco y dioxido de carbono y la temperatura en el licor fresco sobre las pérdidas de amoníaco.

En el proceso de puesta en marcha se ha tenido la necesidad de carbonatar grandes cantidades de amo--

níaco con el fin de enviarlo a la planta de Lixivia-
ción y lavado (licor fresco) para el llenado del -
sistema y para reponer las pérdidas, inicialmente -
el flujo de CO_2 procedente de la central termoeléct-
trica no era suficiente para tratar grandes volúme-
nes, por lo que fue necesario proyectar y montar -
una línea que suministrara el flujo necesario para
suplir los déficit, bajo estas condiciones sólo es
posible, según balance, carbonatar 40 t/día de amoníaco.

Los precondensadores de licor y cola por su mal es-
tado técnico (fluserías perforadas) arrastran al -
sistema de absorción grandes cantidades de agua -
provocando dilución en el amoníaco, así como baja
eficiencia de condensación de los gases. En el trans-
curso de nuestro trabajo observamos que era forzado
a trabajar por encima de su capacidad por la necesi-
dad de evacuar aceleradamente las balas de amoníaco
del puerto para evitar sobre-estadía de los barcos
cisterna

Por todo lo expresado nos dimos a la tarea de hacer
un balance diario en el sistema de absorción con -
vista a observar la influencia que provocaban estos
factores adversos y definir la relación optima de -
 NH_3/CO_2 que debía operarse el sistema con vista a -
lograr una buena carbonatación y evitar pérdidas de
amoníaco en el circuito de lixiviación por concepto
de amoníaco libre (no carbonatado).

Como se puede observar en la tabla No. 7A, 7B, la -

relación obtenida por balance generalmente es mayor, que la obtenida en el licor fresco (L6), cuando la relación por balance se acerca al valor $\text{NH}_3/\text{CO}_2 = 2$ se aprecia una mejoría en el producto obtenido en L6 (licor fresco), esta situación nos proporcionó el criterio de que el sistema debe operar con relación $\text{NH}_3/\text{CO}_2 = 1, 8-2$, para evitar grandes excesos de NH_3 , o deficiencia de CO_2 , cuestión muy perjudicial en el circuito de Lixiviación por las pérdidas que ocasiona, así como para la eficiencia de extracción de Níquel. Se puede observar como en ocasiones se operó el sistema con un exceso de make-ys o amoníaco de reposición, cuestión perjudicial por cuanto son pérdidas seguras de amoníaco en lixiviación. La concentración óptima de NH_3 y CO_2 en el licor fresco (L6) debe ser de 140 y 70 respectivamente, en la tabla observamos las grandes fluctuaciones que sufre este parámetro provocado por las causas antes, dicha según un chequeo efectuado midiendo la temperatura de los licores en el sistema de lixiviación (Tabla No. 8A, 8B) no apreciamos que el perfil de temperatura es excesiva (mayor 50°C) por lo que éste factor no nos proporcionó fundamento para predecir pérdidas de amoníaco por aumento de la presión de vapor, sin embargo en la planta de Recuperación en las mediciones que hicimos a la descarga de los precondensadores observamos grandes alteraciones (Tabla No. 9) cuestión que conspira en la eficiencia del sistema de absorción.

LA METODOLOGIA UTILIZADA PARA EL BALANCE:

$$tCO_2 \text{ t.P} = (1CO_2 \text{ L.P/día } m^3 \text{ L.P} \cdot 10^{-3} \cdot 0,85$$

$$tCO_2 \text{ cola} = m^3 \text{ cola/d. cola} \cdot L/S \cdot CO_2) \cdot 10^{-3}$$

$$tCO_2 \text{ CTE} = m^3 \text{ N/d } \% CO_2 \cdot 1,96 \cdot 10^{-3}$$

$$tCO_2 \text{ P.S.A} = m^3 \text{ N/d} \cdot (CO_2) \cdot 1,96 \cdot 10^{-3}$$

$$X t CO_2 = t CO_2 \text{ L.P} + tCO_2 \text{ cola} + tCO_2 \text{ CTE} + tCO_2 \text{ PSA.}$$

$$t NH_3 \text{ L.P} = (NH_3) \cdot m^3 \text{ L.P/d} \cdot 10^{-3}$$

$$t NH_3 \text{ cola} = m^3 \text{ cola/día} \cdot \text{cola} \cdot (NH_3) \cdot L/S \cdot 10^{-3}$$

$$Y t NH_3 = tNH_3 \text{ L.P} + t NH_3 \text{ cola} + tNH_3 \text{ maice up}$$

Relación NH_3/CO_2

Esperada:

Obtenida por L_6

$$Z = \frac{Yt NH_3}{Xt CO_2}$$

$$\frac{NH_3}{CO_2} =$$

$$\text{Si } Z = 2$$

$$Z_1 t CO_2 = \frac{YtNH_3}{2}$$

$$\frac{\text{Déficit de } CO_2}{XtCO_2 - X_1t CO_2}$$

$$Y_1 tNH_3 = Z.XtCO_2$$

$$\frac{\text{Déficit de } NH_3}{Y t NH_3 - Y_1 t NH_3}$$

$$Y t NH_3 - Y_1 t NH_3$$

CAPÍTULO IV

BALANCE TÉRMICO DEL SISTEMA DE DESTILACION DE
LICOR PRODUCTO Y COLAS

CAPÍTULO IV - BALANCE TÉRMICO DEL SISTEMA DE DESTILACIÓN
DE LICOR PRODUCTO Y COLAS

La eficiencia del sistema de absorción está estrechamente vinculada al buen trabajo de los sistemas de precondensadores de licor y cola que enfrían los gases a la temperatura necesaria para la absorción.

- En estos equipos se producen con frecuencia averías por rajaduras de los tubos que conforman la calandria del haz del tubo. En la práctica se están solucionando estos problemas taponeando los tubos perforados y poner el precondensador nuevamente en operación.

- Con vista a determinar lo acertado de dicho procedimiento nos dimos la tarea de efectuar el balance térmico para definir el área de transferencia necesaria para enfriar el gas y la cantidad de tubos que es posible taponear si existe sobrediseño en el área de transferencia.

- Los datos de cálculos han sido tomados del balance de materiales de proyecto para la capacidad máxima de procesamiento.

- Balance térmico de los intercambiadores de los gases después de la destilación de cola y licor.

1ro. Cálculo del área de transferencia de calor del sistema de enfriamiento de los gases después de la destilación de cola.

Datos:

$$M = 1\,038 \text{ t/d}$$

$$\text{NH}_3 = 29\%$$

$$C_p = 0,45 \frac{\text{KCal}}{\text{Kg}^\circ\text{C}} = 1,86 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}^\circ\text{C}}$$

$$\text{CO}_2 = 15\%$$

$$M_{\text{cond}} = 721,28 \text{ t/a}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 56\%$$

$$\text{Cantidad de enfriadores} = 9$$

$$t_1 = 57^\circ\text{C}$$

$$x_{\text{NH}_3} = 0,29 \text{ g/l}$$

$$t_2 = 85^\circ\text{C}$$

$$x_{\text{CO}_2} = 0,15 \text{ g/l}$$

$$t_{\text{H}_2\text{O}} = 29^\circ\text{C}$$

$$x_{\text{H}_2\text{O}} = 0,50 \text{ g/l}$$

$$t_{\text{H}_2\text{O}} = 40^\circ\text{C}$$

$$K = 240 \frac{\text{KCal}}{\text{m}^2\text{h}^\circ\text{C}} = 1\,005,6 \frac{\text{KJ}}{\text{Kgh}^\circ\text{C}}$$

S o l u c i ó n

Flujo másico a los enfriadores:

$$M = \frac{1\,038 \cdot 1\,000}{24} = 43\,250 \text{ Kg/h}$$

Teniendo en cuenta que a un enfriador pertenece un alambique y el flujo volumétrico a estos es $317,03 \text{ m}^3/\text{h}$, su capacidad es: $66,6 \text{ m}^3/\text{h}$. Calculamos la cantidad de alambiques en operación:

$$N = \frac{317,03}{66,6} = 5 \text{ alambiques:}$$

Alambiques: 2 de reserva

1 de reparación

1 de limpieza.

- Cálculo del flujo másico de gases de cada alambique:

$$M = \frac{43\,250}{5} = 8\,650 \text{ Kg/h}$$

- Cálculo de la cantidad de calor que se desprende en el sistema:

$$Q = Q_1 + Q_2 \quad (1)$$

Donde: Q_1 = Calor sensible del gas

Q_2 = " latente del gas o sea el calor que se desprenden los gases al condensar en el precondensador.

$$Q_2 = M_{\text{NH}_3} \cdot Q_{\text{NH}_3} + M_{\text{CO}_2} \cdot Q_{\text{CO}_2} + M_{\text{H}_2\text{O}} \cdot Q_{\text{H}_2\text{O}}$$

$$Q_1 = M \cdot C_p \cdot \Delta t$$

$Q_{\text{H}_2\text{O}}, Q_{\text{CO}_2}, Q_{\text{NH}_3}$ - Calor de vaporización

$$Q_1 = 8\,650 \cdot 0,45(85 - 57) = 108\,990 \frac{\text{KCal}}{\text{h}}$$

$$Q_1 = 45\,666 \text{ KJ/h}$$

- Cálculo del flujo másico de condensado, teniendo en cuenta la fracción en peso de los componentes en la mezcla.

$$M_{\text{NH}_3} = M_{\text{cond}} \cdot X_{\text{NH}_3}$$

$$M_{\text{NH}_3} = \frac{721,74 \cdot 0,29 \cdot 1000}{24 \cdot 5} = 1\,744 \text{ Kg/h}$$

$$M_{\text{CO}_2} = M_{\text{cond}} \cdot X_{\text{CO}_2}$$

$$M_{\text{CO}_2} = \frac{721,74 \cdot 0,15 \cdot 1000}{24 \cdot 5} = 902 \text{ Kg/h}$$

$$M_{H_2O} = M_{cond} \cdot X_{H_2O}$$

$$M_{H_2O} = \frac{721,74 \cdot 0,56 \cdot 1000}{24 \cdot 5} = 3\ 368\text{ Kg/h}$$

Por la tabla XLV del Paulov K.F, tenemos:

$$Q_{NH_3} = 286 \frac{\text{KCal}}{\text{Kg}} = 1\ 200\text{ KJ/Kg}$$

$$Q_{CO_2} = 56 \frac{\text{KCal}}{\text{Kg}} = 235\text{ KJ/Kg}$$

$$Q_{H_2O} = 597 \frac{\text{KCal}}{\text{Kg}} = 2\ 500\text{ KJ/Kg}$$

$$Q_2 = 1\ 744 \cdot 286 + 902 \cdot 56 + 3\ 368 \cdot 597 = 2\ 559\ 992\text{ KCal/h}$$

$$Q_2 = 10\ 726\ 366\text{ KJ/h.}$$

- Cálculo de la cantidad de calor desprendido en el sistema:

$$Q = Q_1 + Q_2 = 108\ 990 + 2559992$$

$$Q = 2\ 668\ 982 \frac{\text{Kcal}}{\text{h}} \quad (11183034\text{ KJ/h})$$

- Cálculo del área de transferencia del calor a partir de la ecuación siguiente:

$$Q = K \cdot A \cdot \Delta t_m \quad (2)$$

- La determinación media de la temperatura (Δt_m) de ambos portadores el caliente y el frío sucesivamente se determina:

$$\Delta t_m = \frac{\Delta T_{may} - \Delta T_{men}}{2,3 \log \frac{\Delta T_{may}}{\Delta T_{men}}}$$

Cabezal caliente

$$t_1 = 85 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$t_2 = 40 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$AT_{\text{may}} = 45 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Cabezal frío

$$t_1 = 57 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$t_2 = 29 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$AT_{\text{men}} = 28 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$AT_m = \frac{45-28}{2,3 \log \frac{45}{28}} = 36 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

- Despejando el área de la ecuación (2) tenemos

$$A = \frac{Q}{K \cdot AT_m} = \frac{2\,668\,982}{240 \cdot 36} = 318 \text{ m}^2$$

- El área necesaria para lograr el enfriamiento de un precondensador es: 318 m^2 .

- Área de diseño: 388 m^2

- El enfriamiento se garantiza ya que el precondensador posee un 18 % de sobre diseño en el área de transferencia de calor.

2do. Cálculo del área de transferencia de calor del sistema de enfriamiento de los gases después de la destilación de licor.

Datos:

$$M = 1\,279,02 \text{ t/d}$$

$$C_p = 0,45 \frac{\text{KCal}}{\text{Kg}^{\circ}\text{C}} = 1,86 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}^{\circ}\text{C}}$$

$$M_{\text{cond}} = 721,78 \text{ t/d}$$

$$X_{\text{NH}_3} = 0,32$$

$$X_{\text{CO}_2} = 0,15$$

$$X_{\text{H}_2\text{O}} = 0,53$$

enfriadores: 8

$$t_1 = 57 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$t_2 = 84 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$t_{1\text{H}_2\text{O}} = 29 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$t_{2\text{H}_2\text{O}} = 40 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$K = 240 \frac{\text{KCal}}{\text{m}^2 \text{h}^\circ\text{C}} = 1\,005,6 \frac{\text{KJ}}{\text{m}^2 \text{h}^\circ\text{C}}$$

S o l u c i ó n

$$M = \frac{1\,379,02 \cdot 1\,000}{24} = 57\,459 \text{ Kg/h: Flujo másico de gases a los enfriadores.}$$

- Teniendo en cuenta que un enfriador pertenece a un alambique y el flujo volumétrico es: $301,7 \text{ m}^3/\text{h}$, su capacidad es: $66,6 \text{ m}^3/\text{h}$, calculamos la cantidad de alambiques en operación:

$$N = \frac{301,7}{66,6} = 6 \text{ alambiques}$$

Alambiques: 1 en reparación

1 en limpieza

- Flujo másico de gases a cada alambique:

$$M = \frac{47\,459}{6} = 9\,577 \text{ Kg/h}$$

- Cantidad de calor que se desprende en el sistema

$$Q = Q_1 + Q_2$$

$$Q_1 = M \cdot C_p \cdot \Delta T$$

$$Q_1 = 9\,577 \cdot 0,45 (84 - 57)$$

$$Q_1 = 116\,360 \frac{\text{KCal}}{\text{h}} (487\,548 \text{ KJ/Kg})$$

- Flujo másico de condensado por cada enfriador teniendo en cuenta la fracción en peso de los componentes de la mezcla.

$$M_{\text{NH}_3} = M_{\text{cond}} \cdot x_{\text{NH}_3} = \frac{721,78 \cdot 0,32 \cdot 1000}{24 \cdot 6} = 1\,604 \text{ Kg/h}$$

$$M_{CO_2} = M_{cond} \cdot X_{CO_2} = \frac{721,78 \cdot 0,15 \cdot 1000}{24,6} = 752 \text{ Kg/h}$$

$$M_{H_2O} = M_{cond} \cdot X_{H_2O} = \frac{721,78 \cdot 0,53 \cdot 1000}{24 \cdot 6} = 2 \text{ 656 Kg/h}$$

Por la tabla XLV del Paulov tenemos:

$$Q_{NH_3} = 286 \frac{\text{KCal}}{\text{h}} = 1 \text{ 280 KJ/h}$$

$$Q_{CO_2} = 56 \frac{\text{KCal}}{\text{h}} = 235 \text{ KJ/h}$$

$$Q_{H_2O} = 597 \frac{\text{KCal}}{\text{h}} = 2 \text{ 500 KJ/h}$$

- Cantidad de calor que desprenden los gases en el pre-condensador.

$$Q_2 = M_{NH_3} \cdot Q_{NH_3} + M_{CO_2} \cdot Q_{CO_2} + M_{H_2O} \cdot Q_{H_2O}$$

$$Q_2 = 1 \text{ 604} \cdot 286 + 752 \cdot 56 + 2 \text{ 656} \cdot 597$$

$$Q_2 = 2 \text{ 086 488} \frac{\text{KCal}}{\text{h}} (8 \text{ 742 384 KJ/h})$$

Cantidad de calor desprendido en el sistema:

$$Q = Q_1 + Q_2 = 116 \text{ 360} + 2 \text{ 086 488}$$

$$Q = 2 \text{ 202 848} \frac{\text{KCal}}{\text{h}} (9 \text{ 229 933 KJ/h})$$

- Por la ecuación (2) calculamos el área de transferencia de calor.

Cabezal caliente

$$t_1 = 84 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$t_2 = 40 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Cabezal frío

$$t_1 = 57 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$t_2 = 29 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$AT_{\text{may}} = 44^{\circ}\text{C}$$

$$AT_{\text{men}} = 28^{\circ}\text{C}$$

$$AT_m = \frac{44-28}{2,3 \log \frac{44}{28}} = 35,5^{\circ}\text{C}$$

$$A = \frac{Q}{K \cdot AT_m} = \frac{2\,202\,848}{240 \cdot 35,5} = 258 \text{ m}^2$$

- El área necesaria para lograr el enfriamiento óptimo de un precondensador es : 358 m^2 .
- Area de diseño 388 m^2 .
- El sistema de enfriamiento garantiza el enfriamiento de los gases necesarios, ya que el sobre diseño es de $33,6 \%$ de área de transferencia de calor.
- Del balance térmico se infiere: En el sistema de destilación de colas los precondensadores que enfrían el gas que va a la absorción poseen un sobrediseño de 18% , lo que es igual a: $338-318 = 70 \text{ m}^2$,

El área de un tubo es de $0,60 \text{ m}^2$, lo que significa - que es posible taponear 116 tubos.

En el sistema de destilación de licor los precondensadores que enfrían el gas poseen un sobrediseño de $288-258 = 130 \text{ m}^2$ o sea, $33,6\%$. El área de un tubo es $0,60 \text{ m}^2$, lo que significa que es posible taponear 216 tubos en cada enfriador (según diseño del precondensador el número de tubos son 644 unidades).

CAPÍTULO V

VALORACIÓN ECONÓMICA

CAPÍTULO V - VALORACIÓN ECONÓMICA

Una condición previa fundamental de la determinación del nivel del costo de la producción es la clasificación de los gastos que incluye, la cual se efectúa con ayuda de los métodos.

Por el primer método, todos los gastos en la producción se planifican teniendo en cuenta los elementos económicos, y por el segundo método en dependencia del lugar de surgimiento y de determinación por partida de los gastos, en nuestro caso, la materia prima o material básico es el consumo de amoníaco en el taller básico (Plantas), con el fin de obtener el producto deseado, níquel.

- La empresa debe consumir según proyecto 8 400 t/a de NH_3 para producir 30 000 t de Ni + Co al precio actual de una tonelada de amoníaco tenemos:

$$8\,400 \text{ t/año} \times \frac{\$138}{\text{t}} = \$ 1\,158\,200$$

- El índice de consumo será:

$$280 \text{ Kg de } \text{NH}_3/\text{t Ni+Co}$$

- Gastos en 1987

$$7\,156,21 \text{ t/año (pérdida)} \times \frac{\$138}{\text{t}} = \$ 987\,557$$

El índice de consumo fue:

$$7\,079,5 \text{ Kg de } \text{NH}_3/\text{t Ni+Co}$$

- Gastos en 1988

$$13\,923,13 \text{ t/año (pérdida)} \times \frac{\$ 138}{\text{t}} = \$ 1\,921\,392$$

El índice de consumo fue:

$$1\,989 \text{ Kg de } \text{NH}_3/\text{t Ni+Co}$$

- Gastos en 1989 (hasta abril)

3 884,24 ₡/4 meses $\frac{\$ 138}{₡} \neq \$ 536\ 025$

El índice de consumo es:

1 757,4 Kg de NH_3 /t Ni+Co

Como se puede observar los gastos de amoníaco, así como los índices de consumo han sido (referido al - proyecto) extraordinariamente altos. No obstante de**u**bemos tener presente que éste es un período de puesta en marcha, donde es necesario consumir gran cantidad de Amoníaco para el llenado del sistema de - lixiviación e irremisiblemente gran cantidad de amo**u**níaco se pierde por encontrarse embebido en las co-las de los sedimentadores.

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

1. En la Empresa hay deficiencias con la disciplina -
tecnológica para trabajar con un reactivo tan volá-
til como es el amoníaco; lo que está fundamentado -
por las siguientes causas:
 - Mala hermeticidad de los equipos
 - En muchas ocasiones los parámetros de operación -
establecidos no se cumplen.
 - Deficiente diseño de los sellos hidráulicos.
 - Grandes problemas de derrames y salideros.
 - Existen problemas relacionados con la imposibili-
dad de medición de algunos parámetros muy impor-
tantes y necesarios para el proceso y que nos per-
mitirían disminuir al máximo las pérdidas; dentro
de estos tenemos: temperatura, presión, nivel en
los equipos.
2. En lo adelante se debe tener una mejor planificación
que relacione las necesidades de amoníaco en el pro-
ceso, la capacidad disponible en el puerto y la en-
trada de los barcos cisterna para evitar forzar el
sistema de absorción y carbonatación por encima de
su capacidad de diseño.
3. Al analizar los resultados de la valoración económi-
ca vemos que los gastos de amoníaco han sido extra-
ordinariamente altos, dados por las causas antes -
mencionadas; esto ha provocado afectaciones consi-
derables a la economía por lo que proponemos una -

serie de medidas encaminadas a disminuir al máximo las pérdidas de amoníaco.

4. Se debe tener presente que los grandes consumos están dados también en este período por la puesta en marcha de la fábrica y el llenado del sistema de lixiviación donde gran cantidad de amoníaco se pierde por estar - atrapado en las colas.

RECOMENDACIONES

1. Realizar un estudio profundo tendiente a modificar el sistema de instrumentación de la planta de recuperación de amoníaco por uno más sofisticado.
2. Modificación del diseño actual de los sellos hidráulicos que consiste en el aumento de la altura del cilindro interior del sello lo que evitaría: Succión del agua de sellaje, escape de gases de amoníaco e introducción en el sistema de aire parásito. Croquis No. 1
3. Cambiar el metal de los sedimentadores y líneas de gases sustituyéndolas por otro tipo de material mucho más resistente para eliminar los salideros.
4. Instalar en la sección de los turbos una línea que permita que cuando el nivel de éstos comience a subir la pulpa vaya directamente al sedimentador hasta que se solucione el problema, de esta forma se evitaría el derrame. Croquis No. 2
5. En los alambiques de destilación de licor y cola, no operar a capacidades superiores a las establecidas por el proyecto; aunque en la práctica estos equipos asimilan un flujo superior a lo establecido, los sistemas de enfriamiento no deben operar con esa sobrecarga.
6. Es necesario que la red de tubería de 1,25 cm que conduce el agua hasta los sellos hidráulicos sea reparada, así como instalar válvulas de peso nuevas y de fácil acceso al operador.

7. No operar lasprecondensadores de licor y cola con -
mayor cantidad de tubos de la calandria taponeados
que lo permisible por el área de transferencia de -
sobrediseño.

BIBLIOGRAFÍA

1. OMAROV. A.M. Economía de Empresas Industriales.
Editorial ORBE. La Habana. 1984.
2. PAULIN Linus. Química General. Edición Revolucionaria. Instituto del Libro. 1969.
3. PAULOV. K.F. Problemas y ejemplos para el curso de operaciones básicas y aparatos en tecnología química.
4. SIENKO. Plane. Química. Edición Revolucionaria. La Habana. 1966.
5. Proyecto técnico de la Planta de Níquel de Punta - Gorda, Moa. GRIPRONIQUEL. Leningrado. 1974.
6. Manual de operaciones de la Planta Lixiviación y Lavado.
7. Manual de operaciones de la Planta de Recuperación de Amoníaco.

SIMBOLOGÍA

- M : Flujo másico de gases a los precondensadores
- M_{cond} : " " condensado a los enfriadores
- C_p : Capacidad calorífica del gas
- t_1 : Temperatura del gas a la salida
- t_2 : " " entrada
- t_{1H_2O} : " agua a la entrada
- t_{1H_2O} : " agua a la salida
- AT_m : Diferencia media de temperatura de ambos porta-
dores de calor
- K : Coeficiente de transferencia de calor
- X_n : Fracción en peso de los componentes de la mezcla
gaseosa
- Q : Cantidad de calor que se desprende en el sistema
- Q_1 : Calor sensible del gas
- Q_2 : " latente del gas
- Q_{NH_3} , Q_{CO_2} , Q_{H_2O} : Calor de vaporización.

A N E X O S :

TABLA #1

PÉRDIDAS DE NH_3 (t/año 1987)

M e s	Pta. Lix.	Recuperac.		
Enero	98,18	150,22		
Febrero	-	-		
Marzo	813,35	266,70		
Abril	498,63	101,25		
Mayo	607,38	14,73		
Junio	-	-		
Julio	32,97	319,02		
Agosto	511,98	213,71		
Septiembre	516,14	176,95		
//////////	Sist Abast Lixiviac.	Sist. Ab. Recuper.	Destilac. Licor	Destilación Colas
Octubre	177,07	131,66	20,31	19,23
Noviembre	55,41	71,07	59,75	15,52
Diciembre	80,24	41,29	55,32	15,46

Total en el año: 7 156,21 t NH_3

HOJA

No

Instituto Superior Minero Metalúrgico
Facultad Metalurgia-Electromecánica

TRABAJO
DE
DIPLOMA

TABLA #2

PÉRDIDAS DE NH_3 (t/mes) año 1988

M e s	Sist. abs. Lixiviac.	Sist. Ab Recuper.	Destilac. de licor	Destilac. de Colas	Por derram Lixiv.	y salid. Recupeup	Pérdidas indeterminadas
Enero	150,68	149,12	68,12	-	-	-	-
Febrero	23,02	43,79	67,67	-	11,54	92,21	1 062,13
Marzo	42,19	96,25	68,0	33,44	-	1,18	76,45
Abril	26,32	52,51	57,34	25,02	0,97	14	700,03
Mayo	47,562	55,181	52,264	54,098	3,44	10,186	1 057,40
Junio	224,926	114,645	65,331	37,083	253,350	12,350	454,96
Julio	150,66	31,9	72,21	64,62	1,21	6,3	-
Agosto	433,51	13,99	88,16	62,77	2,17	-	-
Septiemb	117,87	53,0	75,85	39,06	1,46	4,66	-
Octubre	165,20	54,41	79,1	51,12	536,88	256,23	-
Noviembre	105,79	154,8	75,77	55,75	560,12	186,71	-
Diciembre	140,79	86,57	95,12	59,46	906,99	302,34	-

Total en el año: 13 923,13 t de NH_3

TABLA #3

PÉRDIDAS E NH_3 (t/mes) AÑO 1989

M e s	Sist Abs. Lixiviación	Sist Abs. Recuperación	Destil. Licor	Destil. colas	Pérd. por derr y Sal. Lixiv. Recuperación	Pérdidas indetermin.
Enero	158,24	97,0	56,06	32,01		566,39
Febrero	67,02	21,09	84,0	40,48		1 002,36
Marzo	61,66	26,38	135,32	104,73		803,90
Abril	61,47	20,19	57,19	53,73	24,89 -	309,16

Total hasta abril: 3 884,24 t de NH_3 .

TABLA #4

ILUSTRATIVA DE LA SALIDA DE OPERACION DE LOS SEDIMENTADORES.

4/2

No.	Fecha	SD fuera de Oper.	Motivos	Modificaciones industriales
1	30-4-87	109B	Tanque de mecanismo y disparo del electromotor.	-Limpieza del interior verificando el estado de los brazos, cuchillas y estructura entral del mecanismo de agitación. -Revisión del mecanismo de transmisión: revisión del reductor diferencial, los reductores verticales del tornillo sinfin, el engranaje dentado -abierto y todas las válvulas de agua y de cola.
2	27-5-87	120B	Tanque del mecanismo.	-Sustitución de dos rodamientos del reductor diferencial del mecanismo de transmisión, cambio de lubricantes de los reductores. -Revisión del sistema centralizado de engrase
3	30-7-87	109B	Tanque del mecanismo y disparo del electromotor	-Limpieza del interior producto del exceso de mineral, lo que impedía el accionamiento del mecanismo de transmisión y del mecanismo interior

No.	Fecha	SD fuera de Oper.	Motivos	Modificaciones introducidas
				-Revisión de brazos, cuchillas, limpieza del distribuidor de carga, y de la estructura central del tanque
4	19-10-87	109B	Tranque del mecanismo y disparo del electromotor.	-Limpieza del interior del tanque, brazos, cuchillas, distribuidor de carga y estructura central del mecanismo. -Revisión del mecanismo de transmisión. Se modificó la alimentación de mineral al distribuidor con el objetivo de buscar un compartimiento uniforme dentro del tanque por lo que fue necesario eliminar dos de las tres alimentaciones que poseía por proyecto el distribuidor, evitando de esta forma las paradas constantes a consecuencia de tупición de los orificios del distribuidor.

No.	Fecha	SD fuera de Operac	Motivos	Modificaciones introducidas
5	17-12-87	120B	Ruido en el mecanismo de transmisión del tanque.	- Revisión del mecanismo de transmisión, reductores, tornillo sin fin. - Se cambiaron las bolas de la pista central del mecanismo.
6	22-12-87	120B	Ruido en el mecanismo de transmisión del tanque.	- Revisión de las bolas y se alinearon correctamente las placas de bronce del mecanismo. - Se revisó brazos, cuchillas, se introdujo la modificación del distribuidor de mineral
7	5-5-88	109B	Tranque del mecanismo y disparo del electromotor.	Limpieza del interior del tanque, brazos, cuchillas, limpieza del distribuidor de mineral, de la canal de reboso y estructura central del mecanismo. - Sustitución del reductor diferencial y cambios de los rodamientos del tornillo sin fin.

HOJA

No

Instituto Superior Minero Metalúrgico
Facultad Metalurgia-Electromecánica

TRABAJO

DE

DIPLOMA

4/5

No.	Fecha	SD fuera de Operac	Motivos	Modificaciones introducidas
8	10-5-88	120B	Tranque del mecanismo	Limpieza interior: brazos, cuchillas y estructura central del mecanismo
9	4-6-88	131	Reparación	-Revisión del mecanismo de transmisión, mecanismo interior, modificación del distribuidor de mineral. - Cambio de posición de los tensores de los brazos.
10	30-9-88	109B	Tranque del mecanismo y disparo - del electromotor	Limpieza del interior del tanque, brazos, cuchillas y estructura central del mecanismo. Debido al mal estado técnico en que se encontraba: grietas y perforaciones en las paredes laterales del tanque se decide dejarlo fuera de operación.

No.	Fecha	SD fuera de Oper.	Motivos	Modificaciones introducidas
11	1-12-88	131	Tranque del mecanismo	- Limpieza del interior del tanque - Revisión del mecanismo de transmisión
12	3-12-88	120B	Ruido en el interior del tanque.	- Limpieza del interior del tanque, donde se detectó que uno de los brazos largos estaba partido por una de sus secciones desde la pared hacia el ceno.
13	30-1-89	120B	Tanque del mecanismo y defectos eléctricos y de instrumentación.	- Limpieza del interior del tanque y la estructura central.

TABLA #5

PÉRDIDAS (t/d) MARZO 1989

No.	Sistema Absorc. Lixiv.	Sist. Abs. Planta Recuperac.	Destilación de Colas	Destilación de Licor
1	1.61	1.27	3.9	2,84
2	1,61	1,269	4,41	5,47
3	1,61	1,268	1,82	1,18
4	3,64	1,27	2,9	6,41
5			4,01	4,52
6	0,42	1,152	3,44	0,54
7	2,04	2,25	4,68	6,10
8	0,926	0,333	3,78	5,79
9	0,856	1,612	2,82	2,24
10	0,856	1,612	3,31	2,87
11	0,856	1,612	4,91	5,35
12	0,856	1,612	4,97	2,59
13	0,636	2,612	4,14	1,62
14	0,782	0,332	2,15	2,86
15	0,724	0,369		
16	1,178	6,189	3,28	2,6
17	1,44	6,187		
18	4,28	5,16		
19	0,53	2,06		
20	0,53	2,06		
21	34,02	2,06	2,69	0,74
22	0,696	0,261	3,62	2,03
23	0,972	0,470	3,62	2,08
24	1,49	0,852	4,47	2,89
25			4,44	2,7
26			2,89	1,75
27			2,31	2,36

TABLA #5.1

PÉRDIDAS (t/d) MARZO 1989

No.	Sistem. Absorc. Lixiv.	Sist. Abs. Planta Recuperac	Destilacion de Colas	Destilacion de Licor
28	3,47	0,852	3,03	3,18
29	0,887	0,852	3,29	2,04
30	1,03	0,11	3,71	2,66
31	1,03	0,11		

TABLA #6

ESTADO DE LOS SALIDEROS EN LIXIVIACIÓN Y LAVADO

No. Tubería.	Ubicación	NH ₃ l/d	NH ₃ m ³ /d	NH ₄ g/l	NH ₃ t
T-7C	Colector de gases Turboaeradores I-Etapa C	1440	1 440	38,0	0,054
T-7A	Idem I etapa	114	.114	32,8	0,004
T-23C	Idem II etapa C	432	.432	52,0	0,22
T-46	Idem III etapa C	86,4	.086	35,6	0,003
T-117	Línea de licor fresco - Lavado	8500	8,5	120	1,0
T-233	Línea de gases Lavado	864	0,86	19,0	0,116
T-58	Descarga I etapa Lavado (licor)	720	0,72	54,4	0,042
T-528	Reboso SD-201B	764	0,86	51,8	0,044
T--524	Reboso SD-201A	1008	1,0	54,0	0,054
T-69	Descarga II etapa Lavado (licor)	7200	7,2	50	0,36
T-724	Reboso SD-206A	1440	1,44	45,2	0,065
T-72B	Reboso SD-206B	2880	2,88	54,4	0,156
/////	Totales/día				1,82
/////	Totales/año				664
=====					

TABLA #7A

Marzo 1989

No.	Relacion NH ₃ CO ₂ Esp. Makeup	Relacion NH ₃ /CO ₂ obt/L -6	Dife- rencia	Balance CO ₂ (g/l)	Balance NH ₃ (g/l)	Licor Fresco (L6)		Reposicion Makup (t)
						NH ₃ (g/l)	CO ₂ (g/l)	
1	2.51	2.03	0.48	-38,9045	77,809	109,93	55,96	57,69
2	2.29	2.18	0.11	-21.7745	43,549	114,47	52,30	47,63
3	2.3	1.92	0.38	-18.9605	37,921	87,4	45,47	47 ,9
4	2.43	1.97	0,46	-28,034	56,066	112,73	57,13	33,46
5	2.46	2.85	0,61	-32.244	64,488	133.27	72,05	36,52
6	2.27	1.80	0.27	-10.859	21.718	127.23	69.4	15.30
7	2.64	2.02	0.62	-48,8185	97.637	127	62.75	15.30
8	2.45	2.56	-0.11	-33.464	66.929	149.3	59.06	48.56
9	2.68	2.34	0.34	-40.365	80.73	141	60.40	46.69
10	2.62	2.06	0.56	-38,495	76,989	129.67	62.88	51.92
11	2.36	2.30	0.06	-28,229	56,457	137.27	89.98	49.55
12	2.61	2.31	0.30	-53.579	107.158	133	58.97	56.84
13	2.33	2.10	0.23	-42.717	85.435	126.33	56.36	51.3
14	2.76	2.11	0,65	-52.899	105.798	130.33	66.05	54.27
15	2.64	2.36	0,28	-44.499	88,999	136,6	57,68	59 ,62

TRABAJO DE DIPLOMA	HOJA		Marzo 1989							
	No.	No.	Relación NH ₃ CO ₂ Esp. Makup	Relación NH ₃ /CO ₂ obt/L6 ²	Dife- rencia	Balance CO ₂ (g/l ²)	Balance NH ₃ (g/l ³)	Licor Fresco (L-6)		Reposición Makup (t)
								NH ₃ (g/l)	CO ₂ (g/l)	
Instituto Superior Minero Metalúrgico Facultad Metalurgia-Electromecánica	16		1,41	2,38	-0,97	65,208	-130,416	135,8	56,94	53,51
	17		2,38	2,27	0,11	-24,483	48,967	92,6	63,39	59,14
	18		1,79	2,28	-0,48	21,202	-42,403	141,8	63,73	41,96
	19		2,15	2,56	-0,41	-11,565	23,13	148,6	63,70	55,07
	20		2,9	2,56	-0,34	-53,087	106,174	147,47	53,3	61,51
	21		2,12	2,49	-0,37	7,28	14,57	116,2	46,57	37,17
	22		3,3	2,72	0,58	-50,571	101,151	119,53	43,68	51,29
	23		2,02	2,34	-0,22	-2,2	5,99	137,47	62,79	56,80
	24		2,9	2,30	0,6	-77,117	154,234	144,3	63,38	59,58
	25		2,15	2,30	-0,15	-20,04	40,23	147,4	63,83	58,08
	26		2,26	2,53	-0,37	-20,05	40,1	247,8	59,68	58,92
	27		2,16	2,53	-0,37	-20,75	41,57	151,73	59,09	54,96
	28		2,24	2,48	-0,24	-24,421	48,842	149,07	60,85	56
	29		1,99	2,32	-0,33	-26,82	0,36	137,3	58,69	57,19
	30		1,92	2,38	-0,46	8,16	-16,32	133,13	55,43	60,48
	31		3,04	2,32	0,73	-98,555	197,11	155,2	69,03	49,38

Tabla No. 7B

Abril 1989

No.	Relacion NH ₃ CO ₂ Esp. Makeup	Relacion NH ₃ /CO ₂ obt / L6	Dif- rencia	Balance CO ₂ (g/l)	Balance NH ₃ (g/l)	Licor Fresco (L-6)		Reposición Makup (t)
						NH ₃ (g/l)	CO ₂ (g/l)	
1	2,74	2,22	0,52	-80,87	161,74	139,56	62,68	33,00
2	2,83	2,47	0,36	-54,48	108,97	127,46	51,49	50,62
3	2,47	2,64	-0,17	-42,02	84,04	117,84	44,57	55,07
4	1,97	2,62	-0,65	4,89	- 9,77	130,62	49,76	49,02
5	2,11	2,63	-0,52	-8,23	0,01	117,75	44,73	59,33
6	2,16	2,41	-0,25	-13,76	27,52	96,79	40,07	58,90
7	2,34	2,57	-0,23	-28,64	57,29	121,71	47,27	45,72
8	2,76	2,75	0,01	-61,12	122,05	130,59	47,42	40,31
9	2,14	2,47	-0,33	-16,41	32,83	136,19	54,54	14,60
10	2,08	2,42	-0,34	- 7,80	15,60	126,24	52,10	58,22
11	2,65	2,10	0,55	-45,72	91,44	118,61	56,24	33,64
12	2,55	2,46	0,09	-34,15	68,34	110,13	44,71	30,46
13	2,31	2,38	-0,07	-17,81	35,62	99,92	41,92	36,97
14	2,46	2,14	0,32	-29,88	89,16	115,61	53,88	26,53
15	1,65	2,38	-0,73	21,12	-42,25	125,48	52,27	31,08

HOJA	No	Cont... Tabla #7B						Abril 1989		
		No.	Relacion NH ₃ CO ₂	Relacion NH ₃ / CO ₂	Dife- rencia	Balance CO ₂	Balance NH ₃	Licor Fresco (L-6) NH ₃ (g/l) CO ₂ (g/l)		Reposición Makap (t)
Instituto Superior Minero Metalúrgico Facultad Metalurgia-Electromecánica		16	2,47	1,83	0,64	- 8,54	17,08	104,65	57,10	33,13
		17	2,00	2,06	-0,06	- 0,03	0,06	108,17	52,36	18,78
		18	1,62	2,38	-0,76	10,69	-21,37	88,40	36,92	33,87
		19	1,84	2,08	-0,24	2,7	68,46	89,0	42,62	21,71
		20	2,92	1,78	1,14	-14,96	29,92	77,1	40,75	28,35
		21	1,74	1,98	0,16	16,48	-32,95	90,46	47,48	23,06
		22	2,58	1,71	0,87	-18,33	36,4	86,13	51,25	16,0
		23	2,82	1,80	0,82	-52,50	105,01	119,6	66,22	24,31
		24	2,79	1,88	0,91	-22,86	45,73	78,13	42,84	33,2
		25	1,18	1,94	-0,76	35,42	-70,83	116,8		30,0
		26	2,94	2,43	-0,49	2,06	- 4,12	106,68	43,9	35,25
		27	1,96	1,97	-0,1	1,12	- 2,23	122,8	62,10	31,22
		28	2,35	2,14	-0,5	- 0,60	19,20	123,46	57,5	28,06
		29	PARADA DE LA PLANTA							
TRABAJO DE DIPLOMA		30	1,95	1,56	0,39	-,65	61,44	121,40	77,35	19,97

TABLA No. 8A - PERFIL DE TEMPERATURA ($^{\circ}\text{C}$)

Equipo		Día: 8-5-89		Día: 10-5-89	
		10:30 am	1:30 pm	8:30 am	1:30 pm
TK de cont. serie B		36	38	38	38
"	C	39	37	40	40
Turbos I-etapa	C	37	38	42	41
"	B	38	39	42	41,5
Sed. 109 C		45	46	45	45
Turbos II-etapa	B	37	38	38	38
"	C	36	37	38	39
Sed. 120 B		35	36	40	40
"	C	40	41	41	42
Turbos III-etapa	B	37	38	42	43
"	C	36	37	36	37
Sed. 131 B		34	35	35	37
"	C	38	39	37	38
201B Lavado		34	35	34	33,5
206B	"	33	34	31	31
211B	"	*	*	-	-
216B	"	31	32	32	33
221B	"	30,5	*	31	32

* No está trabajando

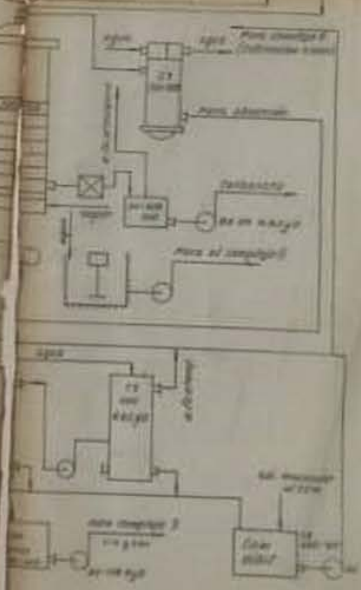
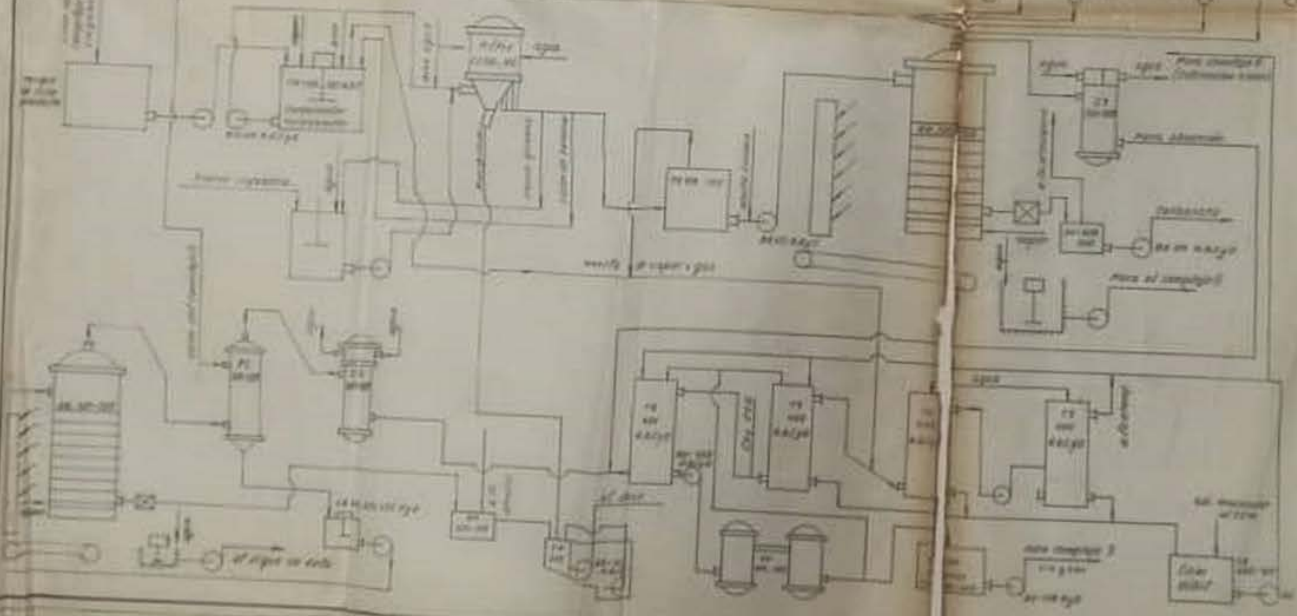
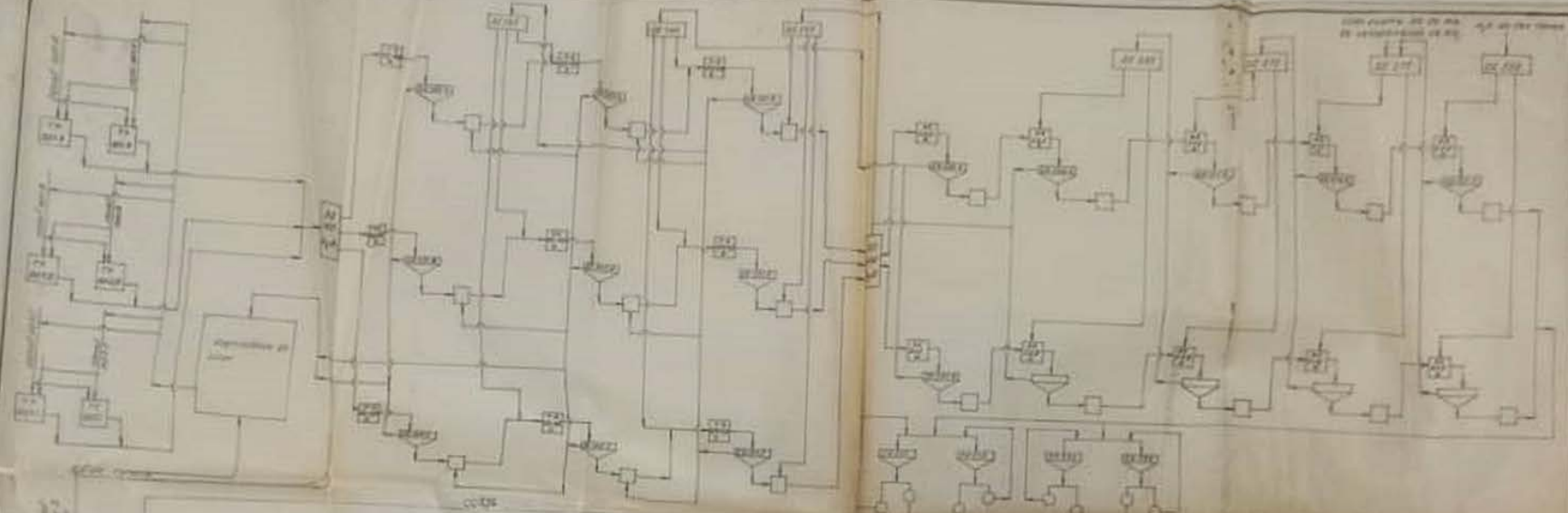
TABLA No. 8B - PERFIL DE TEMPERATURA °C

Equipo	Día: 15-5-89		Día: 20-5-89	
	1:00 am	1.30 pm	9:30 am	1.30 pm
TK cont. serie B	39	42	38	40
" C	38	43	40	41
Turbos I-etapa C	36	37	39	39
" B	38	38	40	42
SD: 109C	43	45	46	47
Turbos II-etapa B	36	37	37	39
" C	35	36	37	38
SD: 120B	35	37	38	40
SD: 120C	36	38	37	39
Turbos III-etapa B	35	37	38	40
" C	36	38	37	40
SD: 131C	34	35	35	36
SD: 131B	37	39	36	37
SD: 201B Lavado	34	35	35	36
SD: 206B "	33	34	33	34
SD: 211B "	32	33	32	33
SD: 216B "	31	31,5	31	31,5
SD: 221B "	30	30,5	30	30

TABLA No. 9

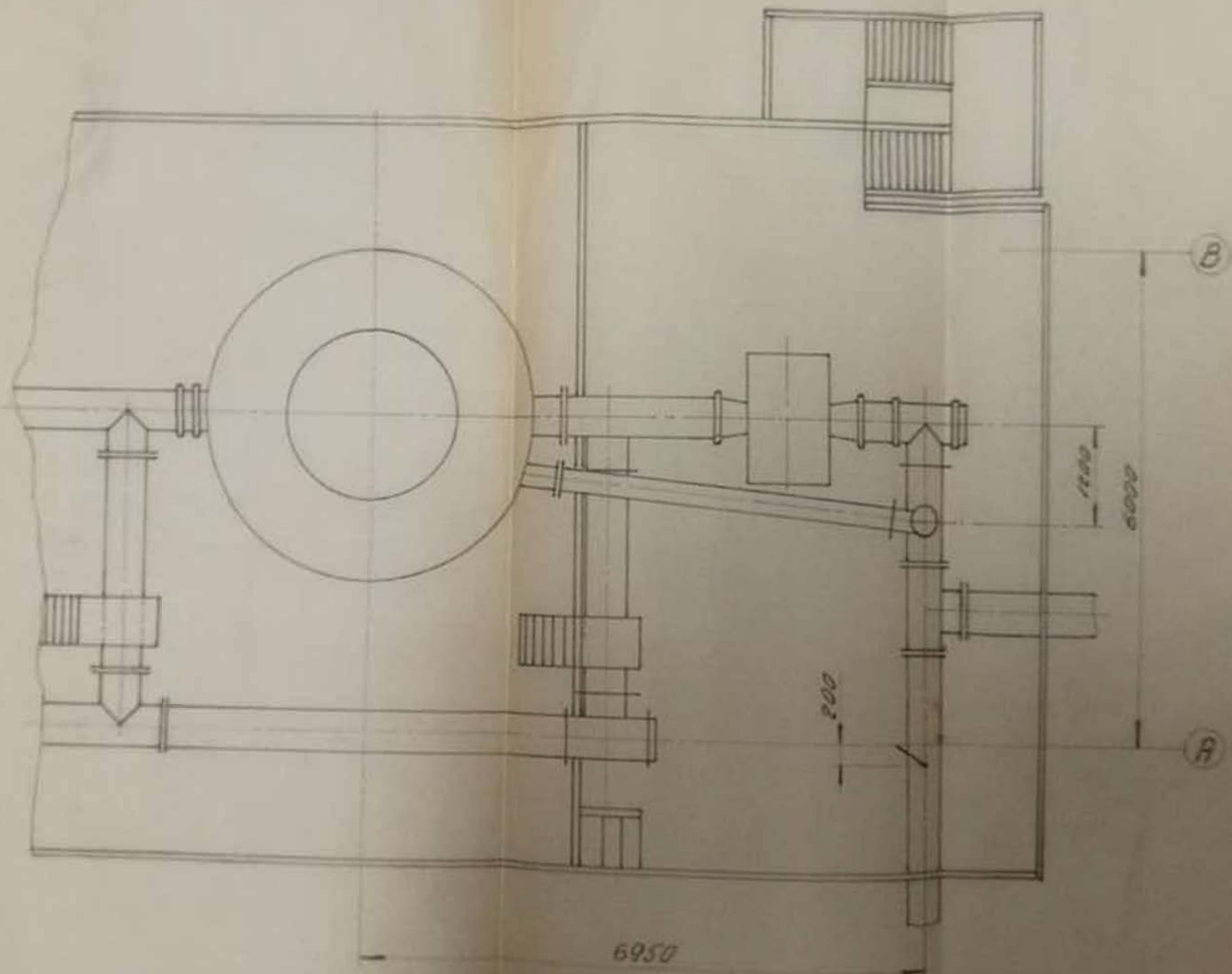
Temperatura de descarga en los precondensadores de licor y cola en la planta de Recuperación de Amoníaco/

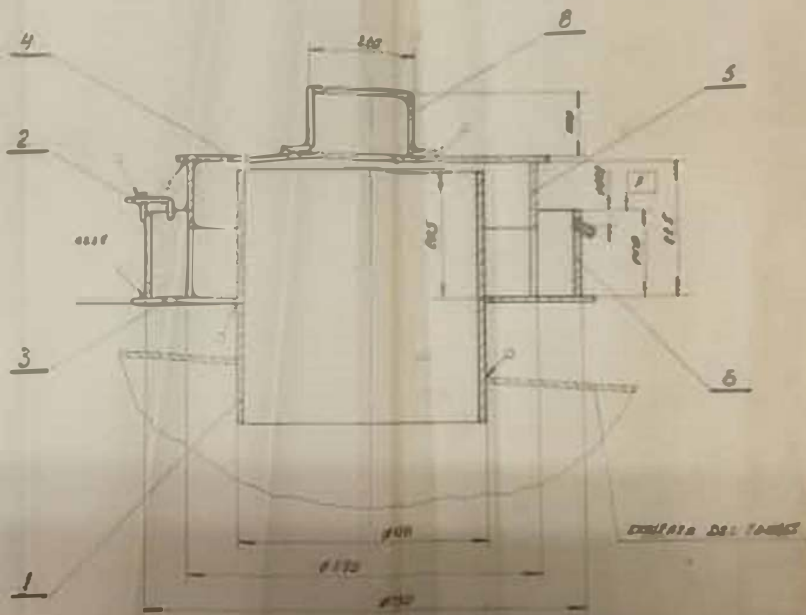
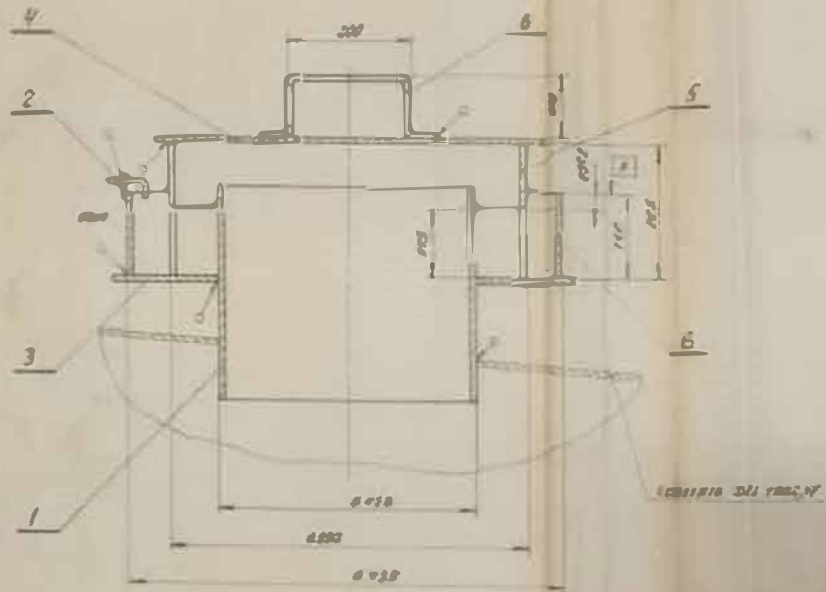
Día	Temp. Proyecto	Unidad	Precondensadores							
			de Licor				(cola)			
	57	°C	201	204	205	207	301	302	304	306
1-4-89			59	70			45	50		
3-4-89			60	75			50	62		
4-4-89			57	59			57	59		
6-4-89			63	67			58	60		
7-4-89					57	58			70	73
11-4-89					63	65			68	65
12-4-89					70	80			65	63
14-4-89					65	64			57	59
15-4-89			60	70			57	60		
17-4-89			59	60			63	62		
18-4-89			57	59			58	59		
19-4-89			55	57			55	52		
20-4-89			64	68			70	68		
22-4-89			70	65			48	54		



	FILE TECNOL DCD DE LIMA EN Y DCD DE 1914	ISMM DE 1914
--	---	-----------------

CROQUIS : 2





MODIFICACION DE LOS SELLOS HIDRAULICOS				ISMM			
Plano de Modificación				Plano de Modificación			
Auto	Revisado	Revisado	Revisado	Auto	Revisado	Revisado	Revisado
100	1	1	1	100	1	1	1