



MINISTERIO DE EDUCACIÓN SUPERIOR
INSTITUTO SUPERIOR MINERO METALÚRGICO
Dr. "ANTONIO NUÑEZ JIMENEZ"
FACULTAD METALURGIA ELECTROMECAÁNICA
DEPARTAMENTO DE ELECTRICA

*Trabajo de Diploma en opción al título de
Ingeniero Metalúrgico*

*Título: Evaluación de la Calidad del vapor de los
Separadores producido en la planta de Lixiviación "Pedro
Sotto Alba".*

*Autor:
Eliécer Peña Romero.*

Moa 2008

Año 50 de la Revolución.

MINISTERIO DE EDUCACIÓN SUPERIOR
INSTITUTO SUPERIOR MINERO METALÚRGICO
Dr. "ANTONIO NUÑEZ JIMENEZ"
FACULTAD METALURGIA ELECTROMECAÁNICA
DEPARTAMENTO DE ELECTRICA

*Trabajo de Diploma en opción al título de
Ingeniero Metalúrgico*

*Título: Evaluación de la Calidad del vapor de los
Separadores producido en la planta de Lixiviación "Pedro
Sotto Alba".*

Diplomante: Eliecer Peña Romero

Firma: _____

Tutores Técnicos: Ing. Yoel Lobaina Borques

Firma: _____

Ing. Ricardo A Quintana Santana

Firma: _____

Tutor Metodológico

Dr. C., Prof. Tit: Armín Mariño Pérez

Firma: _____

PENSAMIENTOS

El sol no espera a que se le suplique para derramar su luz y su calor. Imita, y has todo el bien que puedas sin esperar a que se te implore.

Epicteto

Por el poder de erguirse, se mide a los hombres.

José Martí

DEDICATORIA

Dedico este trabajo, primeramente al Instituto Minero Metalúrgico de Moa y en especial al Departamento de Metalúrgia con su claustro de profesores, por haberme acogido y formado durante este tiempo.

A mis compañeros de estudios, trabajo y familiares que durante estos seis años se han preocupado por mi trayectoria académica, y en especial.

- ✚ A mi mamá por todo su amor y sacrificio
- ✚ A mí padrastro por su apoyo en cada momento
- ✚ A mí papá, mi inspiración

A la revolución cubana y a nuestro comandante en jefe Fidel Castro Ruz, por haber influido desde mi niñez en esta formación, para que el día de mañana pueda ser una persona más útil a nuestra sociedad.

A todas aquellas personas que me extendieron su mano y parte de su valioso tiempo, les dedico este éxito.

Muchas Gracias,

El autor

AGRADECIMIENTOS

Agradezco profundamente a nuestra Revolución y en especial a su líder Fidel Castro, por darme la oportunidad de continuar y concluir los estudios superiores, para de esta forma contribuir y ser más útil a la sociedad.

A mis tutores: Ing. Yoel Lobaina Borges, Ing. Ricardo A Quintana Santana, Tutor Metodológico Dr.C. Armín Mariño Pérez, por haberme guiado también en esta etapa decisiva de mi carrera y todo lo que con su esfuerzo y entrega me ayudaron en este gran empeño.

A mis padres que insistieron en momentos difíciles de los estudios, con su apoyo y ayuda para que siguiera y lograra culminar los seis años de la carrera.

A todos los compañeros de trabajo de la planta de Lixiviación, y en especial al departamento de medio ambiente de la empresa Pedro Sotto Alba por su extraordinario apoyo en la búsqueda de informaciones.

A mis dos hijos Elaine y Eliannis para los cuales les pido que se superen también en el día de mañana. Un agradecimiento especial a mi esposa Adelaine Ramírez por su apoyo y confianza.

A los mencionados y a quienes he olvidado de forma imperdonable, vaya mi agradecimiento. Para todos y desde lo más profundo de mi corazón.

Muchas gracias,

El autor

RESUMEN

En este trabajo se realiza un estudio sobre la calidad del vapor producido por los enfriadores de pulpa lixiviada de la plana Lixiviación de la Empresa Pedro Sotto Alba. El objetivo es, evaluar la capacidad de los separadores actuales operando a capacidades actuales de producción de vapor. Se realizó el cálculo para determinar las dimensiones del equipo, evaluando los arrastres de condensado y la calidad del vapor:

Para el estudio se procedió de la manera siguiente:

1. Para declarar el trabajo actual de la temática, se valoraron los trabajos precedentes realizados sobre el tema de la calidad del vapor de 15 psig y dilución de la pulpa cruda.
2. Se analizan las características principales de los separadores y sus aplicaciones. Se ofrece el procedimiento de cálculo adecuado para la evaluación de la capacidad de los mismos.
3. La investigación recoge además un análisis económico valorativo a partir de los ahorros energéticos y incremento en la producción esperados. Luego se proponen acciones que contribuyen a disminuir el consumo de energéticos y se valora el impacto en la producción.

SUMMARY

In this work, a study was executed with respect to the quality of the vapor produced by the leached slurry coolers in the Leach Plant at the Pedro Sotro Alba facility. The objective was to evaluate the capacity of the current separators operating at current production capacities with respect to the production of vapor. The calculation was to determine the dimensions of the separator, evaluating the carryover in the condensate and the quality of the vapor:

For the study proceeded in the following manner:

1. The topic of the evaluation was to determine the quality of the vapor of 15 psig and dilution of the raw slurry feed.
2. The main characteristics of the separators and their applications were analyzed. Provide the procedure to calculate and evaluate of the capacity of the existing separators.
3. The scope of investigation also includes an economic analysis considering the energy savings and the incremental production. Following the evaluation, various actions are listed to increase energy savings and the impact on incremental production. .

ÍNDICE

Contenido	Págs.
INTRODUCCION	1
CAPÍTULO I ANTECEDENTES Y ESTADO ACTUAL DE LA INVESTIGACION	4
1.1 Aspectos generales sobre separadores de condensado centrífugos	4
1.2.1 Algunos criterios de selección de los separadores	6
1.2.2 Trabajos de investigación realizados	11
Conclusiones	13
CAPÍTULO II MATERIALES Y METODO	14
2.1 Obtención de las muestras de trabajo	14
2.1.1 Toma de muestra para determinar el flujo de condensado a la salida del Separador.	14
2.1.2 Obtención de las muestras para determinar la variación del % de sólido precalentado	16
2.2 Producciones vapor en la planta de lixiviación	19
2.3 Determinación de las dimensiones del separador	25
Conclusiones	29
CAPÍTULO III RESULTADOS DE LA INVESTIGACIÓN.	
3.1 Resultado de los cálculos de la calidad del vapor	30
3.2 Resultado de las dimensiones del separador	31
3.3 Valoración económica:	32
Conclusiones	33
Recomendaciones	34
Bibliografía	35
Nomenclatura	37
Anexos	VII

I. INTRODUCCIÓN

La Planta de Lixiviación se puede considerar, principal, de todas las áreas del procesos que conforman la tecnología acida a presión de la Empresa Pedro Sotto Alba. En esta ocurre la Lixiviación selectiva de los óxidos de Níquel y Cobalto presente en el mineral crudo en presencia de Acido Sulfúrico (98% de concentración), y bajo condiciones de presión (525 psig) y temperaturas (475°F).

El proceso de lixiviación de la pulpa cruda tiene lugar en cuatro reactores conectados en serie. La pulpa lixiviada resultante es enfriada hasta temperatura de 275 °F en dos intercambiadores horizontales del tipo convencional. Durante el enfriamiento se genera gran cantidad de vapor de 15 psig, el cual es utilizado para el consumo interno de la Planta, como también para la Planta de Precipitación de Sulfuros.

Internamente en la Planta de Lixiviación el vapor de 15 psig se utiliza para el precalentamiento de la pulpa cruda alimentada con 45% sólidos desde 80°F hasta 200 °F por contacto directo. Este vapor se considera de baja calidad, debido a la gran cantidad de condensado que arrastra. Esto tiene una considerable influencia en la dilución de la pulpa cruda alimentada, limitando de forma volumétrica a la Planta acompañado de altos costos de operaciones por incremento en el consumo de vapor de 650 psig producido en la Planta Termoeléctrica.

En los últimos años, con el incremento de la producción de sulfuros de Ni + Co, se observa un incremento gradual del porcentaje de dilución de la pulpa cruda alimentada. El porcentaje del sólido precalentado ha disminuido drásticamente alcanzando valores entre 39% y 41% en comparación con 44% si el vapor de 15 psig se considerara seco.

Un incremento de la concentración de sólidos dentro de los reactores representa un aumento de la producción de sulfuro de níquel y cobalto, acompañado de una disminución del consumo de vapor de 650 spig y una ligera reducción del consumo de ácido sulfúrico.

Por lo que se plantea el siguiente **Problema**:

Alta dilución de la pulpa cruda alimentada a los reactores de Lixiviación durante su precalentamiento, causado por el alto contenido de condensado arrastrado por el vapor de 15 psig.

Para resolver el problema se plantea el siguiente **Objetivo**:

Aumentar la calidad del vapor de 15 spig, por el alto beneficio productivo y energético que representa.

Se plantea la siguiente **Hipótesis**:

La determinación de la eficiencia de recuperación del condensado en los actuales separadores centrífugo, permitirá conocer si se requiere de su sustitución o modificaciones de su diseño.

Para cumplir el objetivo y darle solución al problema se trazan las siguientes **Tareas**:

1. Sintetizar los antecedentes y el estado actual de la temática.
2. Determinar el flujo de condensado drenado en los actuales Separadores.
3. Determinar el porcentaje de dilución del sólido precalentado.
4. Evaluar y comparar los valores de diseño de los actuales separadores centrífugo con las dimensiones requeridas para mayores producción de vapor de 15 psig.

Campo de acción.

En los separadores se condensado de los intercambiadores de calor.

CAPITULO I : ANTECEDENTES Y ESTADO ACTUAL DE LA INVESTIGACION

1.1. Aspectos generales sobre los separadores de condensado.

La separación de condensado es un tema ampliamente estudiado por investigadores como: Ken Arnold y Maurice I. Stewart (1980). Existen otros trabajos realizados por especialistas en diseño mecánico, sobre los actuales separadores instalados en la línea de vapor de 15 psig de 18" de diámetro en la Plantas de Lixiviación el Ing. Martin Liraldi Rodriguez (1972). Estos autores señalan los cambios en la calidad del vapor y las consecuencias de no eliminar las partículas de condensado.

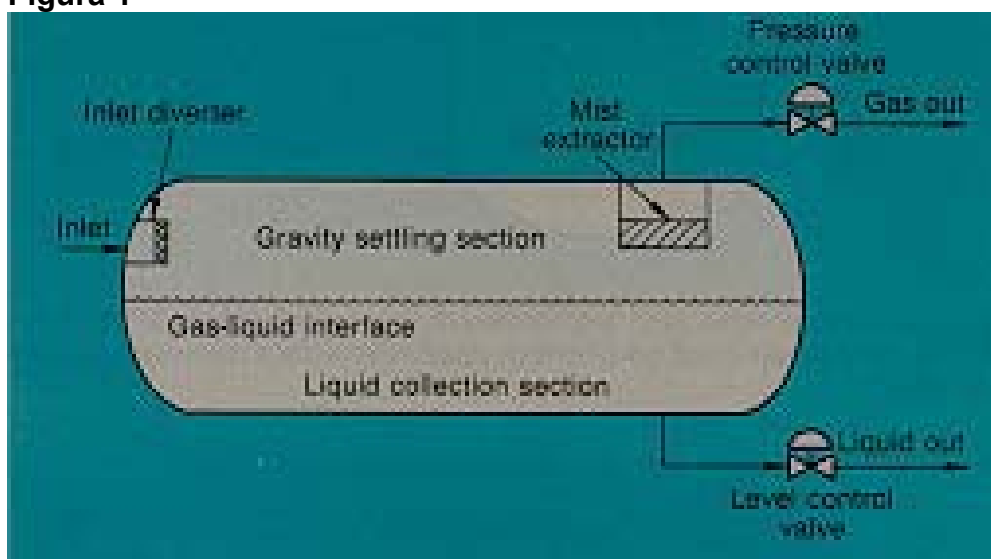
Una de las opciones para el mejoramiento de la calidad del vapor ha sido la utilización de separadores centrífugos. Los separadores se clasifican por su tipo en centrífugos horizontales y verticales. Los centrífugos horizontales son los mas estudiado por su variedad de en la aplicación y altas eficiencias en la separación. Los separadores horizontales normalmente son los preferidos por ser más eficientes en el manejo de grandes volúmenes de gas que los tipos verticales porque las gotas líquidas caen de manera perpendicular al flujo de gas en la sección de asentamiento de gravedad, y se asientan más fácilmente de la fase de gas continua. Sin embargo, tienen desventajas que podrían llevar a la preferencia de un separador vertical en ciertas situaciones. Los separadores horizontales no manejan los sólidos tan bien como los separadores verticales.

Aunque existen muchas variedades de separadores de fases, la mayoría de las unidades son utilizadas en la industria del petróleo y son diseños convencionales, construidos en configuraciones horizontales o verticales. Los autores proveen formulas para la velocidad de caída de líquidos, el diámetro de caída, y el tiempo de retención de líquidos, así como también procedimientos paso-a-paso para la selección de unidades horizontales y verticales. Las tablas simplifican los cálculos y la selección de tamaños de recipientes. La separación física de estas fases en una de las operaciones básicas de la producción, el procesamiento, y el tratamiento de petróleo y gas.

Los separadores son clasificados de dos fases si separan gas de la corriente total de líquidos y de tres fases si también separan la corriente líquida en sus componentes de petróleo crudo y agua. Este artículo discute los separadores de dos fases. Adicionalmente, discute los requerimientos de un buen diseño de separación y cómo los varios dispositivos mecánicos toman ventaja de las fuerzas físicas en la corriente producida para lograr la separación adecuada. Algunas veces los separadores son nombrados *depuradoras de gas* cuando la relación de la tasa de gas a líquido es muy alta. Algunos operadores utilizan el término *trampa* para separadores que manejan el flujo directamente de los pozos. De todas maneras, todos tienen la misma configuración y sus tamaños son escogidos de acuerdo a los mismos procedimientos.

Los separadores horizontales se pueden describir de la siguiente manera (**Ver abajo Fig. 1**). El separador horizontal emplea cuatro mecanismos básicos para liberar el gas del líquido. El desviador a la entrada impone una dirección repentina y un cambio de impulso en la corriente de flujo, causando que los líquidos más pesados caigan. La sección de asentamiento de gravedad provee la oportunidad para que las gotas más pequeñas salgan de la corriente de gas, y el extractor de neblina funde los líquidos restantes mientras el gas sale del recipiente. Adicionalmente, el gas arrastrado se escapa en la sección de colección de líquidos.

Figura 1

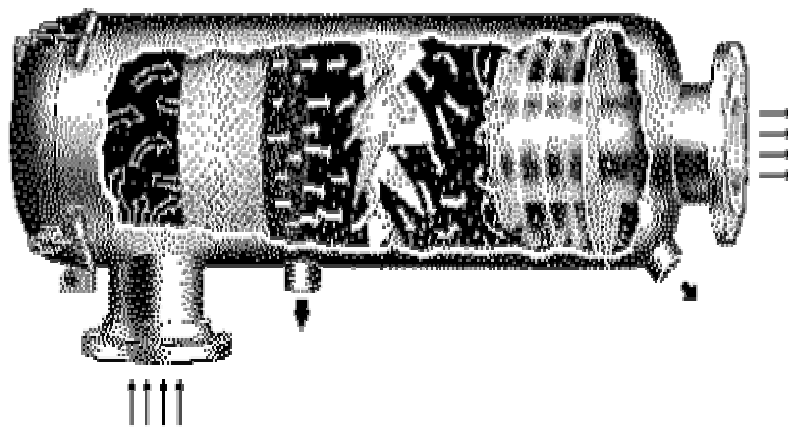


Otros Separadores como:

a) El Wright-Austin Tipo 36-CLC. (Ver abajo Fig. 2)

En este separador, las gotas de líquido arrastrado entra a una almohadilla de malla de alambre y las gotitas crecen en tamaño (se unen). Las hojas curvadas estacionarias le transmiten el movimiento centrífugo al gas. La acción de las fuerzas arrastra el líquido y sólidos a la pared exterior resultando la separación gas y el líquido. Las gotas de líquidos son separadas y se recogen en la parte inferior, asegurando un flujo de gas seco en el separador a la salida. La eficiencia en la separación del tipo 36L-CLC supera cualquier otro tipo de separador centrífugo, ciclón, o de tobera. Todos estos separadores son ineficaces por debajo de ocho micros. Este diseño es adecuado para plantas de energía y plantas industriales. A través del drenaje se elimina el 99% de todas las gotas de líquido del tamaño de cuatro micros y más grande.

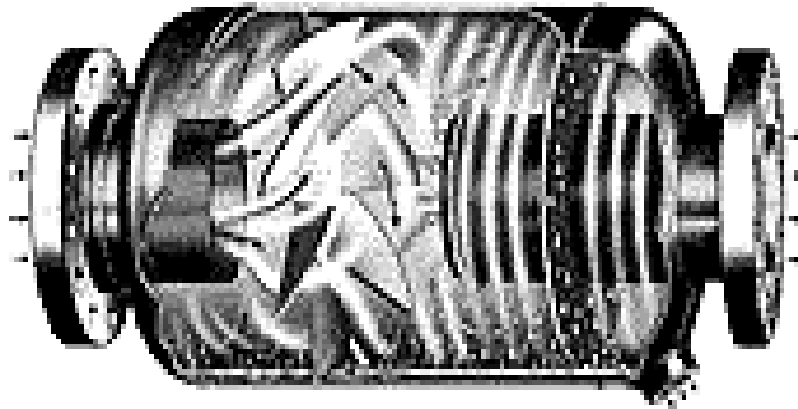
Figura – 2



b) Wright-Austin . Separador de líquidos

Está diseñado para la eliminación líquidos o sólidos arrastrado por el aire, gas o vapor. Las hojas curvadas estacionarias le transmiten el movimiento centrífugo al gas. Esta acción de las fuerzas arrastra el líquido y sólidos a la pared exterior, y lo separa del flujo de gas. (Ver Fig 3 abajo)

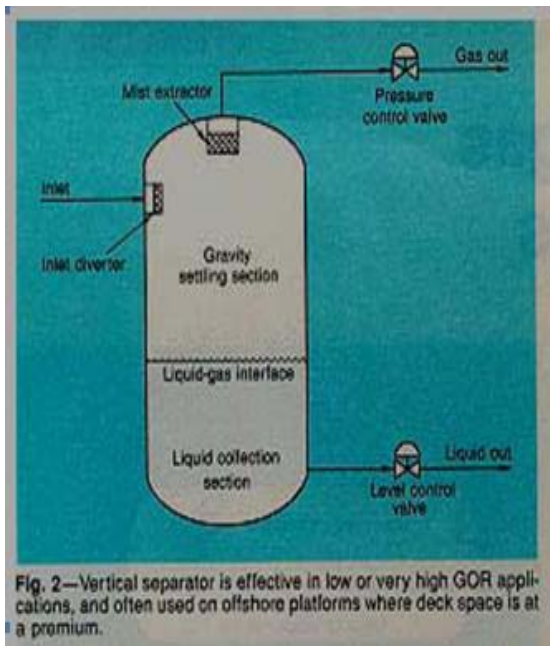
Figura – 3



Con respecto a los tipos de **separadores verticales** (Ver fig 4 abajo), el flujo de gas entra por un lateral. A igual que con el separador horizontal, el desviador a la entrada hace la separación bruta inicial. El líquido fluye hacia abajo a la sección de recolección de líquidos en el recipiente, y luego baja a la salida de líquidos. Cuando el líquido llega al equilibrio, las burbujas de gas fluyen en sentido contrario a la dirección del flujo de líquidos y eventualmente migran al espacio de vapor. El controlador de nivel y la válvula de descarga de líquidos opera de la misma forma como en el separador horizontal.

El gas fluye sobre el desviador de ingreso y luego arriba hacia la salida de gas. En la sección de asentamiento de gravedad, las gotas de líquido caen hacia abajo, en sentido opuesto a la dirección del flujo de gas. El gas pasa por la sección del extractor de neblina antes de salir del recipiente. La presión y el nivel son mantenidos de la misma forma que en el separador horizontal.

Fig. 4

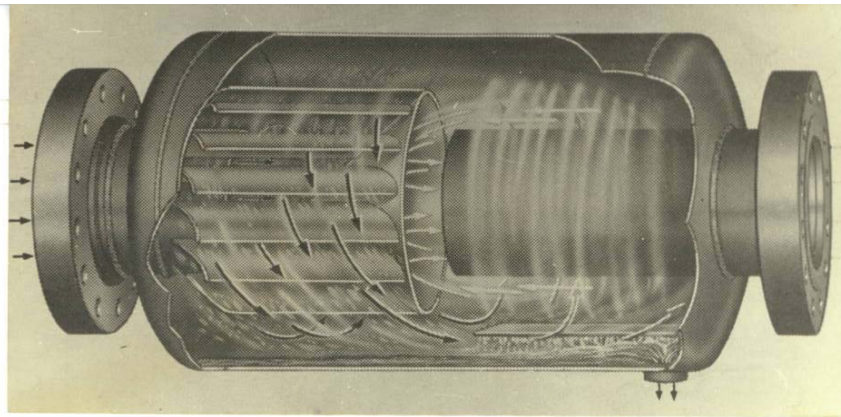


En la Planta de Lixiviación utiliza esta tecnología de separación de forma vertical para separar las partículas de sólidos y líquidos arrastrada por el vapor de 0 psig producido y consumido en la misma planta. En la planta existen alrededor de 10 unidades instaladas. Esta tecnología se combina con un separador horizontal para incrementar la eficiencia en la separación (Ver fig.5 abajo). En otra área de la Planta de Lixiviación también tiene instalado un separador similar al de la fig 5. Este tiene como objetivo separar las partículas de condensado arrastrada por el vapor de 15 psig. El principio de

funcionamiento de ambos separadores es similar, y tan solo se diferencian en sus dimensiones.

El autor ing Martín Lliraldi Rodríguez, en (1972), realizó el diseño mecánico e instaló los actuales separadores centrífugos de condensado de la planta Lixiviación (Ver fig 5), con el objetivo separar de forma mecánica las partículas de condensado del vapor de 15 psig.

Fig. 5



Este separador tiene como diseño asimilar flujos de vapor de 15000 l/h procedente de los enfriadores de pulpa lixiviada. El Separador esta instalado en una línea de 18" de diámetro, y tiene un diámetro interior de 1003 mm y 2220 mm de largo. Tiene en su interior 12 alabes ó paletas, con una distancia entre los alabes de 150 mm, longitud de 430 mm y una cuerda del perfil de .90 mm.

El principio de funcionamiento de este separador es como sigue: el vapor adquiere una curva de ángulo pronunciado a gran velocidad, donde las gotas de agua tiene una cantidad de movimiento mayor que el vapor en el que están suspendidas, y estas se desplazan circunferencialmente hasta chocar con las paredes y caen hacia la trampa inferior. En su interior posee una placa de desviación en forma de cono que limpia el vapor de los arrastres de cortinas de líquido a alta velocidad que sale de los bordes de la placa tomando entonces un movimiento de remolino. El cambio del sentido del movimiento del vapor lo obliga a salir por el tubo, lo cual evita que las gotas de agua que aun quedan

en el seno del vapor no puedan mantener la suficiente velocidad como para abandonar el equipo separador con el vapor. La placa inferior impide que el líquido que se reúne para su extracción no tenga contacto con el vapor libre de humedad que sale por el tubo, y a su vez su construcción facilita la entrada del líquido a la trampa de evacuación por el drenaje

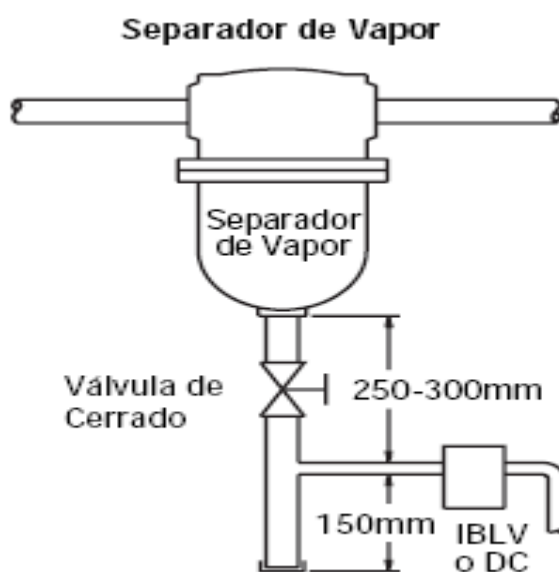
1.2.1 Algunos criterios de selección de los separadores

Estará determinada por factores tales como:

- 1. Diseño de ingeniería y desarrollo:** Si la operación esta establecidas, se puede adquirir el equipo de diseño mecánico estándar. La diferencia de costos entre un separador Horizontal y Vertical se requiere desarrollo y ensayo puede ser excesiva
- 2. Costos fijos:** Los costos fijos comprenden los costos del equipo y su instalación. Los costes del equipo dependen grandemente de la complejidad geométrica, de los materiales de construcción y de las condiciones de operación que ha de soportar. El último factor es favorable para los separadores que operan en condiciones requeridas.
- 3. Operabilidad:** Aunque no existen criterios distintivos para lo que constituye el diseño de un separador operable o no operable, la experiencia y el criterio de los ingenieros y operadores de planta debe tenerse muy en cuenta. Comprensiblemente, hay una fuerte resistencia frente al empleo del diseño mecánico no habitual, de equipo que ha de girar a elevada velocidad, de construcción frágil o que es de difícil mantenimiento. Por otra parte, la operación con fases gaseosas o líquidas es generalmente preferible a sólidos o suspensiones.
- 4. Dispositivos auxiliares:** Los separadores llevan acoplado por lo general una trampa de vapor en la línea de salida del condensado ó drenaje. Lo que permite recuperar gran parte del calor que acompaña al condensado. Se recomienda que el tamaño de la trampa de vapor sea similar al de la tubería, son necesarios para asegurar un flujo

positivo y rápido del condensado de la trampa. En el manual de trampas de vapor para los separadores de vapor recomienda la instalación de las trampas a la línea de drenaje del separador, a uno 250 a 300 mm debajo del separador, la tubería de drenado debe ser del mismo tamaño que es especificado del separador y va hasta la salida de la trampa, el tubo de drenaje y el colector de suciedad deben de ser del mismo tamaño que la conexión del drenaje. (Ver Fig 6 abajo)

Fig. 6



1.2.2 Trabajos de investigación realizados

Con anterioridad se ha venido estudiando el efecto de la mala calidad del vapor de 15 psig producido en la Planta de Lixiviación sobre la dilución de la pulpa cruda durante su precalentamiento. Estos trabajos estuvieron dirigidos a mejorar la calidad del vapor producido en los enfriadores de la Planta de Lixiviación.

Se realizaron algunas pruebas de la calidad del vapor considerando que unas de las causas principales de los arrastres de partículas líquidas era el descontrol en el nivel de agua de los enfriadores. En el enfriador si una gota de agua es arrojada desde el nivel del líquido a una masa de vapor de agua, se

elevará hasta cierta altura y luego empezará a caer, alcanzando finalmente una velocidad constante. Si la velocidad con que fue arrojada la gota es lo suficientemente grande para que no empiece a caer antes de salir el vapor será arrastrado por este. Las pruebas fueron encaminadas a encontrar el nivel óptimo para la operación de los enfriadores.

Se comprobó que el flujo de agua de arrastre variaba considerablemente de acuerdo al nivel de agua en los enfriadores, a mayor nivel, se alcanzaban mayor arrastre. Se comprobó que el nivel de operación óptimo del enfriador era de 3 " sobre el tope del último tubo superior de la calandria, lo cual permite aumentar hasta 86% del título del vapor con beneficios de productividad de 86 t de sulfuros de Ni + Co y ahorros energéticos de 434 t de fuel oil. Se confirmó también que el separador instalado tenía capacidad y eficiencia suficiente para eliminar el arrastre de partículas de condensado con el vapor.

Conclusiones.

Según reporte emitido por los reportes relacionados al tema, y basados en pruebas realizadas en la planta, los actuales separadores horizontales instalados son aplicables a nuestro caso en particular y con buenos resultados en la eficiencia de separación del condensado. Sin embargo, no han sido encontradas referencias sobre investigaciones dirigidas a determinar el separador adecuado para las producciones de vapor bajo las capacidades actuales de producción de Ni + Co.

CAPÍTULO II

MATERIALES Y METODOS.

Durante el desarrollo de la investigación se tomaron algunas muestras en el área correspondiente al precalentamiento de la pulpa cruda alimentada y separadores de condensado. Se realizaron algunas mediciones de parámetros operacionales necesarios para la evaluación energética de la instalación. Como también, mediciones físicas de equipos en el área para comprobar las dimensiones actuales de los separadores de condensado instalados en la Planta.

Obtención de las muestras de trabajo.

Toma de muestra para determinar el flujo de condensado a la salida del Separador.

Se procedió a la toma de muestras condensado a la salida del separador, a diferentes capacidades de producción del intercambiador de calor. Las muestras se tomaron a través del By-pass instalado en la línea de drenaje del separador y siempre valiéndose del tiempo estimado entre el volumen de producción recomendado. Esto se realizó en un mismo tiempo de llenado del recipiente, y a diferentes horas, tratando de encontrar una respuesta en la disminución de condensado por el drenaje. Actualmente el control del nivel de cada enfriador se realiza de forma automática, por lo que se considera su comportamiento constante. Luego de ser tomadas las muestras, se procedió al análisis de la cantidad de tn/d de condensado que se drena a distintas capacidades, los valores están en la tabla 7.

Tabla N° 7 Muestras de condensado a la salida del Separador.

Separador	Distintas capacidades del Enfriador	
MUESTRAS	50%	100 %
1	41 lit/min	60 lit/min
2	45 lit/min	59 lit/min
3	42 lit/min	55 lit/min
4	46 lit/min	64 lit/min
5	43 lit/min	59 lit/min
6	47 lit/min	61 lit/min

7	48 lit/min	63 lit/min
8	46 lit/min	64 lit/min
9	47 lit/min	58 lit/min
10	48 lit/min	61 lit/min
11	50 lit/min	63 lit/min
12	47 lit/min	59 lit/min
13	53 lit/min	62 lit/min
14	53 lit/min	65 lit/min
15	47 lit/min	59 lit/min
PROMEDIO	47 lit/min	57 lit/min

Los resultados de la tabla muestran de forma clara la baja eficiencia separación del Separador a diferentes capacidades de producción de vapor de 15 psig. El valor promedio alcanzado a máxima capacidad fue de 3.72 m³/h. Este separador no logra eliminar en su totalidad el agua del vapor, lo que conlleva a una dilución de la pulpa proveniente de la planta de espesadores durante el precalentamiento de mineral.

Este valor nos permite realizar una evaluación preliminar de la calidad del vapor producido de los intercambiadores de pulpa por tonelada de mineral seca alimentado al precalentador de mineral. Si determinamos el porcentaje de sólido precalentado real en la planta, y realizamos un balance de masa y energía alrededor del precalentador de mineral, asumiendo que el vapor de 15 psig consumido esta totalmente seco (100% Calidad), se puede determinar la cantidad de agua que sale del separador. Entonces, utilizando los valores de la Tabla 7 y el flujo de agua calculado se puede determinar la recuperación de condensado actual del separador centrifugo.

Obtención de las muestras para determinar la variación del porcentaje de sólido precalentado.

Tomamos muestras de pulpa a la entrada y salida del precalentador de mineral en la Planta de Lixiviación. Se le efectuó el calculo de % sólido precalentado por el método de secado con los resultados siguientes:

Tabla N° 6: Resultado de la calidad del vapor y % de humedad en el vapor

MUESTRA	ENTRADA		SALIDA		RESULTADO	MUESTRA -1	Entrada al Precalentador pulpa	
No	Temp. (° C)	% Sólido	Temp. (° C)	% Sólido	% Sólido resultado	Diferencia del % solido (real – calculado)	% de Humedad en el vapor	Calidad de vapor
1	30	44,73	92,1	41,97	43.93	0.8	17.65	82.35
2	30	44,38	90,1	42,24	43.61	0.77	17.50	82.50
3	30	44,80	90,2	42,35	44.03	0.77	17.04	82.96
4	30	44,61	90,3	41,56	43.84	0.77	17.29	82.71
5	30	44,35	90,4	41,35	43.58	0.77	17.61	82.39
6	30	44,31	89,8	41,80	43.55	0.76	17.51	82.49
7	30	44,58	90,9	41,99	43.80	0.78	17.47	82.53
8	30	44,32	92,0	41,70	43.53	0.79	18.05	81.95
9	30	43,20	92,0	40,89	42.42	0.78	19.20	80.80
10	30	44,21	92,0	41,02	43.42	0.79	18.18	81.82
11	30	44,88	90,0	41,70	44.11	0.77	16.90	83.10
12	30	44,36	91,0	41,78	43.58	0.78	17.75	82.25
13	30	43,88	92,0	40,89	43.09	0.79	18.58	81.42
14	30	44,15	92,0	41,28	43.36	0.79	18.25	81.75
15	30	44,18	92,0	41,36	43.39	0.79	18.22	81.78
Promedio	30	44,30	91.1	41.60	43.55	0.78	17.81	82.19

La calidad del vapor es un valor difícil de determinar con exactitud. En la actualidad existen varios métodos para medir la calidad del vapor, sin embargo, no existe ninguno que pueda considerarse simple y sencillo. Se utilizó el más utilizados como sigue:

Cálculo de agua por 1 tonelada de mineral seco

$$Flujo (pulpa) = \frac{Min (seco)}{\%Sól (ent)} = \frac{1}{0,4473} = 2,2356 \text{ tn} \quad (2.1.1)$$

$$Flujo (agua) = flujo (kg pulpa) - flujo (kg mineral)$$

$$Flujo (agua) = 2,2356 - 1 \quad (2.1.2)$$

$$Flujo (agua) = 1,2356 \text{ tn}$$

Cálculo del calor total absorbido por la pulpa

$$Q_t = \left[M_{\text{sólido}} \cdot Cp_{\text{sólido}} \cdot (Temp (\text{sólido})_{(sal)} - Temp (\text{sólido})_{(ent)}) + \right. \\ \left. M_{\text{líquido}} \cdot Cp_{\text{líquido}} \cdot (Temp (\text{líquido})_{(sal)} - Temp (\text{sólido})_{(ent)}) \right] \\ Q_t = [1 \cdot 0,22 \cdot (92 - 30) + 1,2356 \cdot 1 \cdot (92 - 30)] \\ Q_t = 89,15 \quad Kcal / kg \text{ de mineral} \quad (2.1.3)$$

Cálculo del flujo de vapor por cada tonelada de mineral.

$$W_v = \frac{Q_t}{(h_1 - h_2)} \\ W_v = \frac{89,15}{(2705,93 - 503,812)} \\ W_v = \frac{89,15}{2202,1} \\ W_v = 0,0404837 \quad tn \quad (2.1.4)$$

Cálculo del % de sólido en la pulpa a la salida del precalentador.

$$\% S = \frac{Min (\text{seg o})}{Min (\text{seg o}) + Flujo (\text{agua}) + W_v} \\ \% S = \frac{1}{1 + 1,2356 + 0,0405} \\ \% S = 0,4393 \quad \% \quad (2.1.5)$$

De los cálculos resulta que durante la operación normal se alcanza una disminución de 0.8% del sólido precalentado, considerando un vapor seco. Por determinación física en el área de los precalentadores, el valor del porcentaje de sólido precalentado resulta ser de 41,60 % como promedio.

A partir del vapor promedio del % de salida precalentado se puede calcular la cantidad de condensado que arrastra el vapor así como su calidad

Utilizando nuevamente la ecuación (2.3.1)

$$\text{Flujo de agua} = \frac{1}{0.4160} = 2,4038 \quad (2.1.6)$$

$$2,4038 - 1 = 1,4038 \text{ tn}$$

$$\text{Flujo cond} = (\text{Flujo (agua)} + W_v) - \text{flujo (agua)} - (\text{flujo (agua)} + W_v)$$

$$\text{Flujo cond} = (1,2356 + 0,0405) - 1,4038 - (1,2356 + 0,0405) \quad (2.1.7)$$

$$\text{Flujo cond} = 0,162 \text{ tn cond}$$

Calculo de la calidad del vapor a la entrada del precalentador

$$C_{VAPOR} = \frac{X}{X + W_v}$$

$$C_{VAPOR} = \frac{0,162}{0,162 + 0,0404} \quad (2.1.8)$$

$$C_{VAPOR} = 0,8 \%$$

Calculo del % de Humedad en el vapor a la salida del separador

$$\% = 100 - C_{VAPOR}$$

$$\% = 100 - 80 \quad (2.1.9)$$

$$\% = 20 \%$$

Producciones vapor en la planta de lixiviación

Para el calculo se consideró la planta de lixiviación operando a una capacidad promedio de 8500 t/d de sólidos alimentados para una capacidad de producción de Sulfuro de Ni + Co de 33000 t/a.

Cálculo del sólido Lixiviado.

$$N_{SL} = \frac{100 \cdot ((Fe (PA) \cdot Ni (LL))}{((Fe (SL) \cdot Ni (LL))} - \frac{((Ni (PA) \cdot Fe (LL))}{((Ni (LL) \cdot Fe (LL))}$$

$$N_{SL} = \frac{100 \cdot (44,2 \cdot 6,25)}{(45,0 \cdot 6,25)} - \frac{(1,38 \cdot 1,25)}{(6,25 \cdot 1,25)} \quad (2.2.1)$$

$$N_{SL} = 84,98 \text{ t}$$

Cálculo del Volumen de licor Lixiviado.

$$\begin{aligned}V_{LL} &= \frac{((Ni (PA) - (Ni (SL) \cdot N (SL))}{100} \\V_{LL} &= \frac{((1,38 - (0,075 \cdot 84,98))}{100} \\V_{LL} &= \frac{1,313}{Ni (LL)} \quad (2.2.2) \\V_{LL} &= \frac{1,313}{6,25} \\V_{LL} &= 0,210 \quad m^3\end{aligned}$$

Cálculo licor Lixiviado.

$$\begin{aligned}M (lic) &= V_{LL} \cdot \delta (licor) \\M (lic) &= 0,210 \cdot 1,089 \quad (2.2.3) \\M (lic) &= 0,229 \quad tn\end{aligned}$$

Cálculo Mineral Procesado.

$$\begin{aligned}M (Proc) &= \frac{(GPM (lix) \cdot \%Sol (PA))}{100} \cdot \frac{\delta (pulp) crudo \cdot 60 \cdot 24}{2205} \\M (Proc) &= \frac{520 \cdot 40,00}{100} \cdot \frac{11,8 \cdot 60 \cdot 24}{2205} \quad (2.2.4) \\M (Proc) &= 1703,0 \quad tn/d\end{aligned}$$

Cálculo licor total.

$$\begin{aligned}M (lic) T &= \frac{Min (Proc) \cdot 1000}{24} \cdot \frac{M (licor)}{100} \\M (lic) T &= \frac{1703 \cdot 1000}{24} \cdot \frac{0,229}{100} \quad (2.2.5) \\M (lic) T &= 162,28 \quad tn/d\end{aligned}$$

Cálculo sólido lixiviado.

$$M \text{ (Sól) } lix = \frac{M \text{ (Proc)} \cdot 1000}{24} \cdot \frac{N_{SL}}{100}$$
$$M \text{ (Sól) } lix = \frac{1703,0 \cdot 1000}{24} \cdot \frac{84,98}{100} \quad (2.2.6)$$
$$M \text{ (Sól) } lix = 60,85 \quad tn / d$$

Cálculo Mineral procesado total.

$$M \text{ (proc) } T = M \text{ (lic) } total + M \text{ (Sól) } lix$$
$$M \text{ (proc) } T = 162,28 + 60,85 \quad (2.2.7)$$
$$M \text{ (proc) } T = 223,13 \quad t / h$$

Cálculo el % sólidos Lixiviados .

$$\% \text{ (Sól) } lix = \frac{M \text{ (Sól) } lix}{M \text{ (proc) } total} \cdot 100$$
$$\% \text{ (Sól) } lix = \frac{60,85}{223,13} \cdot 100 \quad (2.2.8)$$
$$\% \text{ (Sól) } lix = 27,27 \quad \%$$

Cálculo el Vapor al HE.

$$V \text{ (HE)} = Min \text{ (proc)} \cdot Ind \text{ (vapor)}$$
$$V \text{ (HE)} = 1703 \cdot 0,69 \quad (2.2.9)$$
$$V \text{ (HE)} = 1175,07$$

Cálculo el Acido alimentado.

$$A \text{ (a lim)} = \frac{M \text{ (proc)}}{R.A.M}$$
$$A \text{ (a lim)} = \frac{1703}{0,280} \quad (2.2.10)$$
$$A \text{ (a lim)} = 476,85 \quad tn / h$$

Cálculo el total de pulpa cruda.

$$T(pulpa) cruda = \frac{M(proc)}{\%(Sól)} \cdot 100$$
$$T(pulpa) cruda = \frac{1703}{40,00} \cdot 100 \quad (2.2.10.1)$$
$$T(pulpa) cruda = 4007,18 \quad tn/d$$

Cálculo el agua en el mineral.

$$Agua (min) = T(pulpa) cruda - M(prec)$$
$$Agua (min) = 4007,18 - 1703 \quad (2.2.10.2)$$
$$Agua (min) = 2304,13 \quad tn$$

Cálculo de los GPM lixiviados.

$$GPM(Lix) = \left(\frac{(T(pulpa) crud \cdot 2205 / \delta(pulpa) / 24 / 60 + Vapor(HE / 24 / 60 \cdot 264))}{60 + M(proc) RAM / \delta(acido) 264 / 24 / 60} \right)$$
$$GPM(Lix) = \left(\frac{(4007,18 \cdot 2205 / 11,8 / 24 / 60 + 1175,07 / 24 / 60 \cdot 264)}{60 + 1703 \cdot 0,280 / 1,826 \cdot 264 / 24 / 60} \right) \quad (2.2.10.3)$$

$$GPM(Lix) = 787 \quad gpm$$

Cálculo del total de GPM Crudo/GPM Lixiviado.

$$T = \frac{GPM(Lix)}{GPM(Crud)}$$
$$T = \frac{787}{520} Total = 1,5134 \quad tn \quad (2.2.10.4)$$

Cálculo el calor del Sólido y licor lixiviado.

$$Q(Sól) Lix = M(Sól) Lix \cdot Cp(Sól) Lix \cdot (Tem(Ent pulpa) - Tem(Sal pulpa)) \cdot 1000$$
$$Q(Sól) Lix = 60,85 \cdot 0,22 \cdot (26411 - 13278) \cdot 1000 \quad (2.2.10.5)$$
$$Q(Sól) Lix = 14437783 \quad Kcal/h$$

$$Q(Lic) Lix = M(total)(Lic) \cdot Cp(Lic) Lix \cdot (Tem(Ent pulp) - Tem(Sal pulp)) \cdot 1000$$

$$Q(Lic) Lix = 16228 \cdot 0,88 \times (26411 - 13278) \times 1000 \quad (2.4.10.6)$$

$$Q(Lic) Lix = 1467743,69 \text{ Kcal/h}$$

$$Q(V) Cero = \frac{(M(proc) \cdot Ind(vapor) Cero \cdot 1000)}{24} \cdot Entalpia(vapor) \# 0$$

$$Q(V) Cero = \frac{(1703 \cdot 0,1313 \cdot 1000)}{24} \cdot 638,94 \quad (2.2.10.6)$$

$$Q(V) Cero = 5962397,425 \text{ Kcal/h}$$

$$Q(T) = \frac{(Q(Sól) Lix + Q(licor) Lix + Q(Vapor) Cero)}{2} \cdot 0,95$$

$$Q(T) = \frac{(14677434,69 + 1443778,83 + 5962397,425)}{2} \cdot 0,95 \quad (2.2.10.7)$$

$$Q(T) = 10489715,2 \text{ Kcal/h}$$

Cálculos % sólido lixiviado.

$$T(Liq) = Agua(\min) + Acido(Alim) + Vapor(HE) + (Vapor(Agit) \cdot 24$$

$$T(Liq) = 2304,13 + 476,85 + 1175,09 + (12,6984 \cdot 24) \quad (2.2.10.8)$$

$$T(Lig) = 4260,854$$

$$T(Sól) Lix = \frac{M(Proc) \cdot N(SL)}{100}$$

$$T(Sól) Lix = \frac{1703 \cdot 85,98}{100} \quad (2.2.10.9)$$

$$T(Sól) Lix = 1464,239$$

$$T(pulp) Lix = T(Liq) + T(Sól)$$

$$T(Pulp) Lix = 4260,854 + 1464,239 \quad (2.2.10.10)$$

$$T(pulp) Lix = 5724,239$$

$$\%Sól(Lix) = \frac{T(Sól) Lix}{T(Pulp) Lix} \cdot 100$$

$$\%Sól(Lix) = \frac{1464,239}{5724,239} \cdot 100 \quad (2.2.11)$$

$$\%Sól(Lix) = 25,57 \%$$

Cálculo de la producción de vapor por intercambiador de mineral .

$$M (vap - 30) = \frac{Q (total)}{(Ent (vapor - 30) + Ent (liq - 30))}$$

$$M (vap - 30) = \frac{10489715,2}{(646,7 + 121,57)} \quad (2.2.11.1)$$

$$M (vap - 30) = 13,6 \quad t/h$$

$$M (vap - 30) = 30\,000 \quad lib/h$$

Estos valores de producción del intercambiador de calor están en los rangos de operación de producciones actuales de 30,000 lb/h por enfriador de mineral, para un total con los dos enfriadores en operación de 60,000 lb/h (27.2 t/h). A la capacidad actual de operación el consumo requerido de vapor de 15 psig en los precalentadores resulta ser de 71,000 lb/h (32.2 t/h). La cantidad de enfriadores requeridos para garantizar esta producción de vapor es de 2.37 unidades.

2.3. Determinación de las dimensiones del separador

Dimensiones							Peso vs Diseño de presión y de temperatura			
Tamaño (in)	C C, (in)	Ø (in)	Q (in)	Long (in)	Z (in)	Drenaje (in)	150 PSI 450°F (Lbs)	250 PSI 650°F (lbs)	350 PSI 650°F (Lbs.)	500 PSI 650°F (Lbs.)
10	5	20	15	59	45	2	360	630	690	875
12	5	24	17	67	51	2	700	1050	1075	1200
14	5	30	20	78	60	2-1/2	980	1400	1540	1690
16	5	36	23	87	67	2-1/2	1460	1820	1960	2250
18	5	40	25	96	75	3	1640	2150	2660	3650
20	6	42	27	105	81	3	2065	2950	3780	
22	6	48	30	113	88	4	2370	3500		
24	6	48	30	126	99	4	3575			

La **tabla – 7** arriba resume el diseño mecánico standard considerado para los separadores en función del diámetro de la línea de entrada del vapor. La línea de entrada actual al separador es de 18" de diámetro por lo que le corresponde un separador de diámetro Ø de 1003 mm (40") y longitud de 2438 mm (96"). Las dimensiones reales del actual separador son similares al seleccionado, tan solo la longitud es menor del Standard en un 8%. Estos métodos convencionales de diseño estándar no se especifica las dimensiones de las

piezas interna como: cantidad de alabes, distancia y longitud de los mismos,

Dimensiones							Peso vs Diseño de presión y de temperatura			
Tamaño (in)	C C, (in)	Ø (in)	Q (in)	Long (in)	Z (in)	Drenaje (in)	150 PSI 450°F (Lbs)	250 PSI 650°F (lbs)	350 PSI 650°F (Lbs.)	500 PSI 650°F (Lbs.)
10	5	20	15	59	45	2	360	630	690	875
12	5	24	17	67	51	2	700	1050	1075	1200
14	5	30	20	78	60	2-1/2	980	1400	1540	1690
16	5	36	23	87	67	2-1/2	1460	1820	1960	2250
18	5	40	25	96	75	3	1640	2150	2660	3650
20	6	42	27	105	81	3	2065	2950	3780	
22	6	48	30	113	88	4	2370	3500		
24	6	48	30	126	99	4	3575			

ect.

Este separador tiene como diseño asimilar flujos de vapor de 30,000 l/h procedente de los enfriadores de pulpa lixiviada. El Separador esta instalado en una línea de 18" de diámetro, y tiene un diámetro interior de 1003 mm y 2220 mm de largo. Tiene en su interior 12 alabes ó paletas, con una distancia entre los alabes de 150 mm (6") y longitud de 430 mm (17").

Para el calculo de las dimensiones de las piezas interiores del separador, primeramente se calculo las dimensiones del separador para las condiciones de diseño de flujo de vapor mencionado en el párrafo anterior, y se comparó con las de diseño para comprobar la efectividad del método de calculo aplicado.

Primeramente se calculo la velocidad del vapor en la línea bajo las condiciones de presión y temperatura de diseño del vapor de 15 psig.

Asignamos

Co _ Velocidad del vapor inicial

Vo _ Volumen especifico del vapor a T y P

Go _ Consumo especifico del vapor por seg a través del área de la canal Fo

Fo _ Área de la sección transversal de la canal

Velocidad del Vapor en la línea.

Go _ Flujo de vapor : 30 000 lb/h por enfriador

Vo _ Volumen específico : 13,74 ft³/lb

D_{tubo} _ 457.2 mm = 1.5 ft

Área del tubo _ 1,765 ft²

Distancia entre los alabes

$$\tau = \frac{2 \cdot \pi \cdot r}{Z}$$

Z _ Números de alabes

Ángulo de escape $\alpha_m = (\text{ángulo de escape efectivo}) \cdot \alpha_{1c}$

Ángulo de dirección en el borde de entrada α_0^{esq}

Para coronas de perfiles el paso relativo es $\tau = t/b$

Cálculos de la velocidad de vapor.

$$\frac{\text{flujo vapor} \cdot Vo}{F_1}$$

$$\frac{30\,000 \text{ lb/h} \cdot 13,74 \text{ ft}^3/\text{lb}}{1,765 \text{ ft}^2}$$

$$= 233,5 \text{ ft/h} \quad (2.3.1)$$

$$= 20 \text{ m/s}$$

$$30\,000 \text{ lb/h} = 13,608 \text{ kg/h}$$

$$= 3,78 \text{ kg/s}$$

Se considera la dirección del vapor desde el diámetro a la entrada de los alabes de $\alpha_0 : 90^\circ$, así como también como ángulo de escape efectivo de

$$\alpha_{ie} : 14^\circ$$

El valor de C_1 igual a la del vapor en la línea.

$$\mu _ 0,97$$

$$\begin{aligned}
 V_1 t &= 13,746 \quad ft^3 / lb \\
 &= 0,855 \quad m^3 / kg
 \end{aligned}
 \tag{2.3.2}$$

Se calcula el área de escape de la paleta

$$\begin{aligned}
 F_1 &= \frac{G \cdot V_1 \cdot t}{\mu_1 \cdot C_1 \cdot t} \\
 F_1 &= \frac{3,78 \quad kg/s \cdot 0,855 \quad m^3 / kg}{0,97 \cdot 20 \quad m/s}
 \end{aligned}
 \tag{2.3.3}$$

$$F_1 = 0,167 \quad m^2$$

Cálculo de la longitud de los alabes

$$l_1 = \frac{F_1}{\pi \cdot de \cdot \text{sen} \cdot \alpha_{ic}}$$

(2.3.4)

Para un diámetro del separador de $d_{sep} = 40''$ y diámetro de la línea de $18''$, se escoge como diámetro medio de $20''$ d (508 mm)

$$\text{sen } 14^\circ = 0,242$$

Entonces

$$l_1 = \frac{F_1}{\pi \cdot de \cdot \text{sen} \cdot \alpha_{ie}}$$

$$l_1 = \frac{0,167 \quad m^2}{3,14 \cdot 508 \cdot \text{sen } (14^\circ)} \tag{2.3.4}$$

$$l_1 = 0,436 \quad m$$

$$l_1 = 17''$$

Para $t_1^- = 0,85$ y $\alpha_m = 36^\circ$, elijamos la cuerda del perfil como $b_1 = 150$ mm

Cálculo de los números de paletas, asumiendo un diámetro de $20''$ (0,508 mm)

$$Z_1 = \frac{\pi \cdot d_e}{b_1 \cdot t_1^-}$$

$$Z_1 = \frac{3,14 \cdot 0,508}{0,150 \cdot 0,85}$$

$$Z_1 = 12,5 \approx 12''$$

(2.3.5)

Distancia entre los perfiles del paso t

$$t = \frac{2 \cdot \pi \cdot r}{Z}$$
$$t = \frac{2 \cdot (3,14) \cdot 0,254}{12} \quad (2.3.6)$$
$$t = 0,134 \quad m \quad (5.27")$$

Conclusiones.

La metodología de calculo aplicada es la adecuada para el análisis y búsqueda de una solución al problema planteado. Se realizaron muestreo que sirvieron de base para desarrollar cálculos y determinar la cantidad de condensado arrastrado el vapor de 15 psig. Así como también de determinaciones de la cantidad de condensado que se drena a la zanja desde los separadores existentes. Se desarrollaron cálculos dirigidos a determinar la influencia real del contenido de condensado en la dilución del por ciento sólido precalentado. Con los valores de las dimensiones de los separadores que se proporciona en la tabla de diseño estándar y los datos reales del separador se pudo establecer una comparación entre las dimensiones actuales del separador y las requeridas para las condiciones actuales de operación a altas capacidades.

CAPÍTULO III

ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE LOS RESULTADOS.

3.1- Resultado de los cálculos de la calidad del vapor

Para el análisis de los resultados se considero dos casos: Caso 1 Llamado “**Diseño**” que considera los valores diseño de producción de vapor de 15 psig y los resultados alcanzado en otros trabajos realizado sobre este tema. El Caso 2 Llamado “**Actual**” que considera los flujos promedios de producción de vapor de 15 psig operando a capacidades actuales de producción de 33000 t de (Ni + Co).

Tabla 8: Resumen de los resultados

Elementos	Udes	Diseño	Actual
Producción Vapor de 15 psig por enfriador	t/h	6.8	13.6
Total de Producción de Vapor por tren	t/h	13.6	27.2
Valor Promedio del % sólido alimentado	%	46.89%*	44.3%
Valor Promedio % sólido Precalentado (por Secado)	%	44.36%*	41.61%
Total Volumen condensado arrastrado por el Vapor	t/h	6*	8.42
Valor Promedio % humedad	%	14%*	17.84%
Calidad del vapor entrada Precalentadores pulpa	%	86%*	82.16%

*Valor extraído de otros trabajos año 1979

De la **Tabla 8** resulta que la calidad del vapor ha disminuido en un 5% con respecto a los valores calculados con anterioridad. La recuperación de condensado en el separador por diseño es de 75.4% y en las condiciones actuales de operación alcanza valores de hasta 60%. Este valor denota una disminución del 20% con respecto al valor de diseño.

3.2- Resultado de las dimensiones del separador

A continuación se muestran los resultados alcanzado durante los cálculos de las dimensiones del separador. Para el análisis se utilizaron valores reales de las dimensiones actuales del separador y otros criterios de diseño, lo que permitió calcular las dimensiones requeridas del separador para asimilar flujos de vapor producido operando a las actuales capacidad de producción de Ni + Co.

Tabla 9: Resumen de los resultados

Elementos	Udes	Diseño	Actual
Producción Vapor de 15 psig por enfriador	t/h	6.8	13.6
Total de Producción de Vapor por tren	t/h	13.6	27.2
Presión de vapor de 15 psig	psig	15.3	20
Temperatura del vapor °F	°F	250	259
Volumen específico del vapor a P y T	ft ³ /lb	13.75	11.89
Diámetro de la tubería de entrada al Separador	in	18	18
Velocidad del vapor en la línea	m/s	20	34
Área de escape requerida en los alabes	m ²	0.167	0.170
Diámetro del separador por diseño estándar	m	1003	1003
Longitud del Separador por diseño estándar	m	2220	2220
Diámetro medio del separador	m	0.508	0.560
Longitud de las perfiles para $\alpha_{ie} = 14^0$	m	0.436	0.399
Cuerda del alabe para $t_1^- = 0,85$ y $\alpha_m = 36^0$	m	0.150	0.100
Numero de alabes requeridos	u	12	21
Distancia entre los alabes	m	0.133	0.084

*Valor extraído de otros trabajos de diseño mecánico del Separador año 1964

Como se puede observar en los resultados que nos muestra la tabla, no existe diferencia significativa entre las principales dimensiones largo y diámetro de cada separador utilizando el diseño estándar de selección por diámetro de la línea de entrada. Tan solo se requiere de modificaciones en las piezas interiores del separador como son la cantidad de alabes requerido y distancia de los alabes.

Se requiere para las condiciones actuales de operación aumentar la cantidad de alabes a 21 y a una distancia de instalación de 84 mm, para garantizar una recuperación por encima del 85% según los criterios estándar de diseño exigido para ellos.

3.3- Valoración económica:

Lograr alcanzar un incremento en la recuperación de condensado desde el valor actual de 60% hasta un 85% como indica el diseño, representa un

impacto significativo de ahorro de portadores energético. Los ahorros esperados por concepto son como sigue:

1. Ahorros de 1548250 USD anualmente por reducción en el consumo de vapor de 650 psi de 3394 ton de petróleo al año en la Planta Termoeléctrica.
2. Incremento en la productividad de la Planta de 86 t por día de mineral crudo por incremento en la disponibilidad del flujo volumétrico a través de los reactores. Esto representa un incremento anual de 377 t de producción de sulfuro de Ni + Co.

CONCLUSIONES

1. Los separadores horizontales instalados actualmente en las Plantas de Lixiviación para la separación del condensado arrastrado por el vapor de 15 psig es el adecuado para este propósito por su alta eficiencia, seguridad y estabilidad operativa, y bajo costo de mantenimiento.
2. A las capacidades actuales de operación el porcentaje de sólido en la pulpa cruda alimentada se reduce en un 6% desde valores promedio de 44.3% hasta 41.6%.
3. Actualmente la calidad del vapor de 15 psig a la entrada de los precalentadores de pulpa cruda alcanza valores de 82%.
4. El porcentaje de separación del condensado en los separadores actuales no supera valores de 60%.
5. Las dimensiones principales del separador actual como longitud (2220 mm) y diámetro (1003 mm) se pueden mantener según el criterio de diseño estándar exigido para esto.
6. Con el incremento del porcentaje de sólido precalentado se esperan ahorros significativos de 1548250 USD por ahorros en el consumo de petróleo y un incremento en la producción de Ni + Co de 377 t anualmente.

RECOMENDACIONES

1. Se debe incrementar adicionalmente en 9 unidades la cantidad de alabes en el separador actual, para un total requerido de 21 unidades.
2. Estudiar la posibilidad de recuperar todo el condensado derramado en los separadores y recircularlo a los enfriadores de pulpa lixiviada.
3. Completar la insulación de todas las líneas que conforman el sistema de suministro del vapor de 15 psig a los consumidores.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. Ambegoakar, A.S. y Scott, D., The Canadian Journal of Chemical Engineering. Hidrodinámicos fluido – partícula un recipiente agitado, Vol. 55, No 4, Agosto 1977.
2. Bird, R. B y otros. :Fenómenos de Transporte. Editorial Pueblo y Educación, La Habana,1979.
3. Costa, P. Y Trevisse, C.: Chemical Engineering Service. Algo de la cinética y características termodinámicas de las reacciones de los fluidos parcialmente separados. Vol 27, No 4, Agosto 1972, página 653.
4. Díaz, G. A. : Manual de hidráulica aplicada. Ediciones ISPJAM, 1989.
5. Foust, A. F y Colaboradores. : Principles of Unit Operations. Edición Revolucionaria. Instituto Cubano del Libro (1971).
6. Glastone, S. : Tratado de Química-Física. Edición Revolucionaria, 1976.
7. Kasatkin, A.G. : Operaciones Básicas y Aparatos en la Tecnología Química. Editorial Pueblo y Educación, La Habana, 1985.
8. Lara, A.R. y González, M. : Química para Ingenieros. Editorial Pueblo Educación, La Habana, 1975.
9. Marangozis, J. y A. L. Johnson. :A. I. Can. J. Chem. Eng. 40,231,1962.
10. Matos, T. R. ; Hing, C. R. : Aspectos fundamentales de la Química-Física. Editorial Pueblo y Educación .
11. Perry, J. H. :Chemical Engineers Handbook, 5^{ta} Edición. Edición Revolucionaria.
12. Rosabal, V. J. : Hidrodinámica y separaciones mecánicas. Editorial Pueblo y Educación, 1988.
13. Viera, L.C. y A. Pons. Introducción a la ingeniería Química. T I y II. Editorial pueblo y educación. La Habana, 1985.
14. Viera, B. R. : Modelación matemática para ingenieros químicos. Editorial Pueblo y Educación, 1988.
15. Watson, M. R. : Principios de los procesos químicos. Parte I. Balances de materia y energía. Edición Revolucionaria, 1979.
16. Wen, C. Y.: Industrials and Engineer Chemistry. Modelo de Reacciones Heterogéneas Fluido –Sólido no Catalítico. Volumen 60, #9, Septiembre 1968, Página 34.

17. Manual de uso Ingenieril. Sherrit Gordon, 1991.

18. Manual de operaciones de la planta “ Lixiviación acida”. Moa, 2001. 90p.

Planta de Lixiviación

DIAGRAMA DE BLOQUES

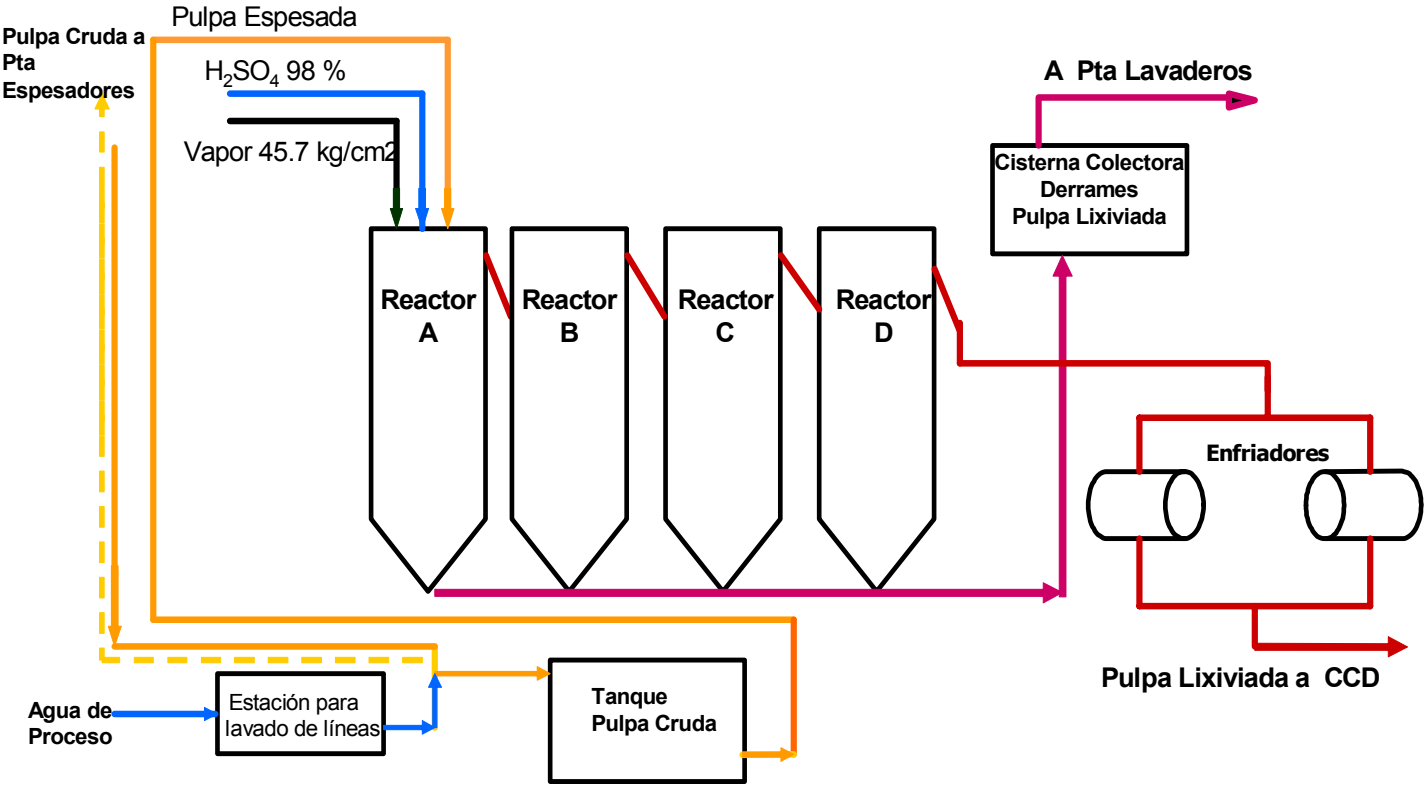


DIAGRAMA DE DE PLANTA DE LIXIVIACION FLUJO TECNOLOGICO

Tabla N^o 7 Dimensiones de los separadores por pulgadas de diámetros

Dimensiones							Peso vs Diseño de presión y de temperatura			
Tamaño Pulgadas	C C, Pulgadas	L Pulgadas	Q Pulgadas	Y S Pulgadas	Z Pulgadas	Drain Pulgadas	150 PSI 450°F (Lbs)	250 PSI 650°F (lbs)	350 PSI 650°F (Lbs.)	500 PSI 650°F (Lbs.)
1-1/2	2-1/2	6-5/8	6	25	18	1	70			85
2	3	8-5/8	8	27	20	1	85			135
2-1/2	3	8-5/8	8	27	20	1	100			140
3	3	10-3/4	9	31	22	1-1/2	140	170	185	190
4	4	14	11	38	28	1-1/2	210	255	325	395
5	4	16	12	43	32	1-1/2	245	365	450	540
6	4	18	13	46	34	1-1/2	315	535	550	650
8	5	20	15	59	45	2	360	630	690	875
10	5	24	17	67	51	2	700	1050	1075	1200
12	5	30	20	78	60	2-1/2	980	1400	1540	1690
14	5	36	23	87	67	2-1/2	1460	1820	1960	2250
16	5	40	25	96	75	3	1640	2150	2660	3650
18	6	42	27	105	81	3	2065	2950	3780	
20	6	48	30	113	88	4	2370	3500		
22	6	48	30	126	99	4	3575			
24	6	54	33	138	109	4				

Fig – 1 Separadores horizontales.

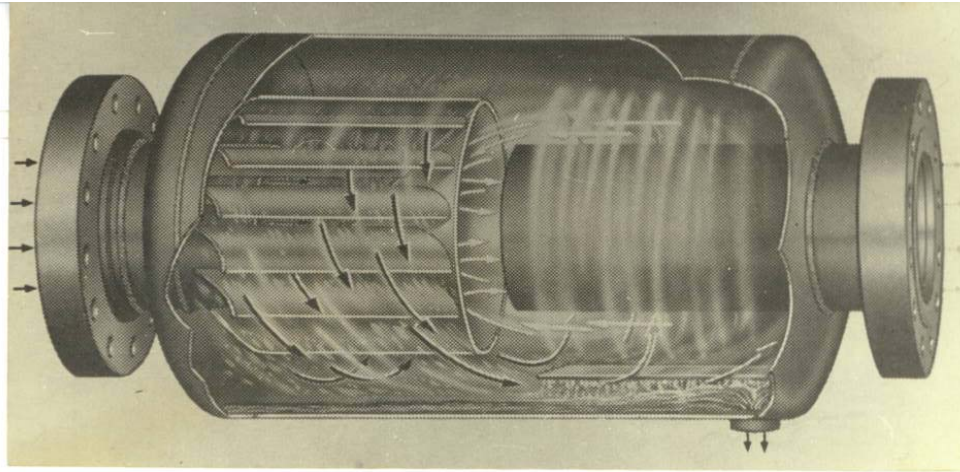


Tabla No 10 – Flujo de agua de arrastre extraida por separador
Tabla – Comparacion de % de solido precalentado

Muestras	Nivel de agua del Enfriador	(GPM) Flujo de arrastre extraido por separador
1	Alto	25,34
2	Alto	25,94
3	Alto	25,34
4	Alto	26,19
5	Alto	25,94
6	Alto	25,56
PROMEDIO	ALTO	25,62

Tabla No 11– Comparación de % de sólido precalentado

MUESTRA	Entrada al precalentador		Salida del precalentador	
	Tem (0C)	% Sólido	Tem (°C)	% Sólido
1	26.7	46.87	80.60	44.56
2	26.7	47.22	78.90	44.32
3	26.7	46.70	80.60	44.27
4	26.7	46.80	72.20	44.28
PROMEDIO	26.7	46.89	78.07	44.36

MUESTRA	Entrada al precalentador		Salida del precalentador	
	Tem (0C)	% Solido	Tem (°C)	% Solido
1	30	44,73	92,1	41,97
2	30	44,38	90,1	42,24
3	30	44,80	90,2	42,35
4	30	44,61	90,3	41,56
PROMEDIO	30	44.63	90.6	42.03

Tabla 12 Resultado de la humedad titulo en el vapor

MUESTRA	% de humedad	Titulo de vapor
1	13.64	86.36
2	14.20	85.80
PROMEDIO	13.92	86.08