

INSTITUTO SUPERIOR MINERO METALURGICO

MODELACION TEORICO MATEMATICA
DEL PROCESO DE SEPARACION DE NIQUEL Y COBALTO

DIPLOMANTE: ROBERTO YURI PIÑEIRO SOTTO

TUTOR: ANTONIO MUÑOZ.

1 9 8 6

"AÑO DEL TRIGESIMO ANIVERSARIO DEL GRANMA"

" A TODOS AQUELLOS QUE DE UNA FORMA U OTRA ME
IMPULSARON HACIA UN OBJETIVO, A MIS FAMILIA
RES, ESPOSA E HIJA.

A NUESTRA REVOLUCION SOCIALISTA, QUE NOS HA
DADO LA OPORTUNIDAD DE ESTUDIAR Y SUPERAR -
NOS."

I N D I C E

	<u>Pág.</u>
- Introducción	1
- Breve descripción del proceso Tecnológico de la fábrica Comandante "René Ramos Latour" indican- do el lugar de la Planta de cobalto (I)	2
- Descripción Tecnológica del proceso en la Plan- ta de cobalto (II).....	9
- Selección de la Tecnología (II.1).....	9
- Tecnología (II.2)	11
- Principales canales de regulación (II.3).....	12
- Dificultades de la Tecnología (II.4)	13
- Instalación de separación de níquel y cobalto - a escala de Laboratorio (III).....	14
- Fundamentos teóricos (III.1)	14
- Materiales empleados en los experimentos(III.2).....	16
- Reactor tubular y sus accesorios (III.3)	17
- Metodología de los experimentos (III.4)	18
- Consumos de reactivos (III.4.1)	18
- Resultados obtenidos (III.4.2)	19
- Influencia de la aeración de las pulpas obteni- das en el reactor tubular (III.5).....	20
- Sedimentación de las pulpas obtenidas en el --- reactor tubular (III.6).....	21
- Análisis teórico del proceso de separación de - níquel y cobalto (IV).....	25
- Proceso en el reactor tubular (IV.1).....	25
- Análisis de Variantes (IV.1.1)	26
- Fundamentos teóricos de la variante selecciona- da. (IV.1.2).....	31
- Descripción teórica (IV.1.2.1).....	32

...../

- Descripción matemática(IV.1.2.2)	33
- Ecuación teórico matemática del proceso en el reactor tubular. (IV.1.2.3).....	39
- Proceso en el sistema de aeración(IV.2).....	39
✓ Análisis de la variante utilizada.(IV.2.1).....	40
✓ Descripción teórica del proceso.(IV.2.2).....	40
✓ Descripción matemática del proceso.(IV.2.1.2).....	41
✓ Ecuación teórico matemática del proceso de -- aeración. (IV.2.1.3).....	44
- Proceso de sedimentación (IV.3).....	44
- Análisis de variantes. (IV.3.1).....	45
- Fundamentos teóricos de la variante seleccionada. (IV.3.2).....	46
- Descripción teórica (IV.3.2.1).....	46
- Descripción matemática. (IV.3.2.2).....	47
- Ecuación teórico matemática del proceso de <u>se</u> dimentación. (IV.3.2.3).....	50
- Proceso de cristalización (IV.4).....	51
- Fundamentos teóricos (IV.4.1).....	51
- Descripción teórica (IV.4.1.1).....	53
- Descripción matemática (IV.4.1.2).....	54
- Ecuación teórico matemática del proceso de -- cristalización.(IV.4.1.3).....	57
- Modelación teórico matemática del proceso de separación de níquel y cobalto.(IV.5).....	57
- Ecuación para el reactor.(IV.5.1).....	57
- Evaluación de algunos canales de regulación - (IV.5.2).....	58
- Tratamiento de las ecuaciones de cálculo ---- (IV.5.2.1).....	58
- Algoritmo de cálculo (IV.5.2.2).....	61
- Tratamiento de los resultados (IV.5.2.2).....	62
- Conclusiones y recomendaciones (V).....	63
- Bibliografía.....	65

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

El desarrollo técnico de nuestro país, exige cada día una necesidad, la optimización de todos los procesos tecnológicos que poseemos, ya sea con el empleo de nuevas técnicas o con el perfeccionamiento de las que poseemos.

El norte de la provincia de Holguín, ofrece perspectivas -- ilimitadas de fuentes de divisas, debido a las grandes reservas de mineral laterítico con elevado contenido de níquel y cobalto explotable, con las tecnologías que poseemos.

Dentro de la Industria del níquel y concretamente en la empresa "Comandante René Ramos Latour" la separación del níquel y el cobalto a partir de los licores de primera y segunda etapa de lixiviación y de las colas, reviste gran importancia en dicho proceso tecnológico; por lo que expondremos a continuación:

Nuestro trabajo consiste, en la formulación de las ecuaciones teórico matemáticas, que rigen el proceso de separación de níquel y cobalto, su aplicación contribuiría al aumento de la capacidad de selectividad de la empresa, y su producción adquiere una calidad mayor, por lo que la eficiencia -- va a ser mayor con un aumento de la entrada de divisas a -- nuestro país.

CAPITULO I

BREVE DESCRIPCION DEL PROCESO TECNOLOGICO DE LA FABRICA "COMANDANTE RENE RAMOS LATOIR", INDICANDO EL LUGAR DE LA PLANTA DE CORALTO.

La Empresa René Ramos Latour de Nicaro, obtiene óxido de níquel a partir de lateritas níquelíferas mediante lixiviación amoniacal.

El proceso se lleva a cabo por el siguiente esquema:

Minado	preparación del mineral	Reducción	Lixiviación y lavado
			Recuperación y sinterización

Además de estas plantas, en la fábrica operan plantas auxiliares como son: la planta productora de gas pobre; que lo obtiene a partir de la combustión de Antrasita en una cámara de combustión en presencia de aire saturado de vapor de agua.

Otra instalación de importancia lo constituye la Termoeléctrica, planta productora de energía indispensable para las necesidades del proceso con una potencia de cerca de 2000 KW/h y que se encarga de producir el vapor indispensable para el proceso.

Además, se puede señalar las plantas de oxígeno, de tratamiento de agua y la terminal de recepción del amoníaco anhidro; para utilizar en el proceso.

MINADO:

Las minas se encuentran relativamente cerca de la fábrica (15 km) y son a cielo abierto. Para realizar el minado se lleva a cabo un desmonte previo, seguido del destape; que consiste en la separación de la carga superior con poco con-
...../

tenido de níquel.

El destape se lleva a cabo con mototrailas (escrenas).

El contenido mínimo de níquel en el mineral de Nicaro para su procesamiento es de 1.37%. La extracción se lleva a cabo mediante palas de arrastre, accionados con motores de combustión interna o eléctricos.

La carga se puede llevar a cabo directamente en trenes, pero es más frecuente la carga en camiones que lo llevarán a plataformas, desde las cuáles con ayuda de bulldozers de procesamiento, situada en todos los casos a varios kilómetros de distancia.

En la mina Martí, con el objetivo de superar las dificultades topográficas se ha situado un transportador como eslabón intermedio, que descansa sobre trenes que transportan el mineral a la fábrica.

PLANTA DE PREPARACION DEL MINERAL

El mineral es descargado por los trenes en un depósito en forma de excavación rectangular, sobre el que se mueven cuatro grúas de pórticos equipados con cucharas prensiles; para homogeneizar el mineral.

El mineral después de triturado, en un triturador de rodillos, pasa a los hornos de tambor rotatorio, donde se lleva a cabo el secado (eliminación de la humedad). Al horno se impulsa aire calentado con petróleo en la misma dirección del movimiento del flujo a una temperatura de 100°C. A la salida del horno el material sólido es conducido a un molino de martillo, para su molienda mientras que los gases que arrastran consigo un 30% de carga como polvo, son enviados a la chimenea a través de un ciclón y de un precipitador electrostático para separarles las partículas sólidas muy fi

...../

nas (polvo) en suspensión y que son conducidas directamente a los almacenes de mineral molido.

El mineral secado es clasificado por unas zarandas vibratorias, la fracción gruesa va a los molinos de martillo, después se clasifica en un clasificador neumático que envía la fracción fina a los almacenes y la gruesa a un molino de bolas. El material a la salida del molino de bola es clasificado nuevamente. La fracción fina es enviada a los almacenes y la gruesa regresa al molino. El movimiento del mineral hasta los almacenes y de estos hacia los hornos se lleva a cabo por transporte neumático.

PLANTA DE HORNOS DE REDUCCION

Antes de lixiviar el material es necesario reducirlo, es decir llevar el níquel y el cobalto a estado metálico y magnetizar el hierro. Esta operación se lleva a cabo en hornos de hogares múltiples en los que se mantiene una atmósfera gaseosa fuertemente reductora.

El proceso dentro del horno es a contracorriente, el mineral es introducido por la parte superior y obligado a efectuar el recorrido hacia el hogar próximo inferior, mediante la ayuda de cuatro brazaes en forma de rastrillos, los cuales irán a razón de 14 rp/m, mientras que el gas es introducido por la parte inferior.

El mineral reducido pasa a los enfriadores rotatorios y de aquí va a un canal por el que corre una solución amoniacaal, formandose una pulpa que es bombeada a lixiviación y lavado. Los gases van a la chimenea a través de un ciclón y un precipitador electrostático, que hace separar las partículas finas (polvo) en suspensión, que se conducen nuevamente a los almacenes.

PLANTA DE LIXIVIACION Y LAVADO

La función de esta planta es lixiviar o disolver con ayuda de aire en una solución amoniacal el níquel.

La pulpa formada por el mineral reducido y la solución amoniacal, se descarga en dos tanques de contacto con agitadores, desde donde se bombea hasta un distribuidor que alimenta la serie de lixiviación y lavado. Cada serie típica tiene tres etapas de lixiviación y cuatro de lavado.

El sistema opera contra corriente, en cada etapa la pulpa procedente del distribuidor pasa por cuatro turboaeradores conectados en series en los que se agita y aerea, después de lo cual se descarga a un tanque sedimentador.

Los gases de los aeradores pasan a las torres de absorción donde se separa el amoníaco, que en forma de licor débil es alimentado en el último tanque de lavado. Los gases residuales son expulsados a la atmósfera.

La pulpa antes de entrar al sedimentador es floculada por un electroimán. En la primera etapa de lixiviación el reboso pasa a un tanque de almacenamiento de producto lixiviado, desde donde una parte irá para su recuperación a la Planta de recuperación de amoníaco, otra parte a la Planta de separación de níquel y cobalto y la otra parte se recircula.

La pulpa sedimentada en la primera etapa, pasa a la segunda a través de una serie de aeradores donde se repite el proceso de agitación y aereado, donde se obtienen gases que pasan a las torres de absorción y de la pulpa que pasa al siguiente sedimentador. En este sedimentador el proceso se repite.

El reboso regresa al primer sedimentador; pero a través de enfriadores de licor y de tanque de contacto donde se une a la pulpa del distribuidor, y comienza de nuevo el proceso, el

...../

sedimento continúa hacia el tercer tanque de lixiviación a través de una tercer serie de aereadores.

El reboso del tercer tanque regresa al segundo a través de los aereadores, mientras que el sedimento se conduce a los lavaderos.

Todos los sedimentadores están provistos de brazos que en su movimiento empujan la pulpa hacia el centro y fondo de los tanques, y aumentan su densidad. La pulpa es transportada mediante bombas de diafragma.

El lavado también se efectúa a contracorriente. La pulpa del último tanque de lixiviación pasa al tanque de lavado. El reboso de este tanque es enviado a la última etapa de lixiviación a través de los aereadores, mientras que los sedimentos pasan al segundo tanque, desde donde el reboso regresa al primero y las colas pasan al tercero.

En este el proceso se repite, el reboso pasa al tanque anterior y las colas continúan hasta el último tanque, donde se repite el proceso de regresar el reboso al tanque anterior y las colas son enviadas a la planta de recuperación de amoníaco.

PLANTA DE RECUPERACION Y SINTERIZACION

El licor producto, obtenido en la planta de lixiviación contiene mineral fino en suspensión que es retenido en los filtros de hojas a presión.

El licor filtrado, es destilado para precipitar el carbonato de níquel con un contenido de 80% del metal. En la misma planta se recupera amoníaco y dióxido de carbono. Al mismo tiempo se reponen las pérdidas de amoníaco y dióxido de carbono en el sistema.

El licor filtrado, se deposita en un tanque desde donde es -

....

hombeado a los alambiques de destilación. El licor es alimentado por su parte superior mientras que por la inferior se le alimenta vapor.

El amoníaco y el dióxido de carbono del licor producto, es arrastrado por el vapor, y cuando la concentración de amoníaco disminuye hasta un 20% precipita el carbonato de níquel.

El vapor de los alambiques pasa a la recuperación del amoníaco mientras que la pulpa de carbonato de níquel pasa a un sedimentador a través de un evaporador instantáneo. La pulpa espesada pasa a los filtros al vacío rotatorio, donde se disminuye la humedad. El reboso también es filtrado en filtros prensas. Los productos filtrados en ambos filtros en forma de carbonato de níquel pasan a un horno rotatorio donde mediante calcinación se obtiene óxido de níquel.

El flujo es a contracorriente por una parte penetra el carbonato de níquel y por la otra el aire calentado con gas oil.

El óxido de níquel obtenido al final del horno, constituye parte del producto final mientras que otra parte pasa a sinterización para su aglomeración.

Los gases que pasan a través del horno, pasan al sistema de recuperación de polvo, formado por un ciclón y un precipitador electrostático, que permite recuperar hasta el 98% -- 99% de polvo arrastrado; que se pasa al horno, mientras que los gases son expulsados a la atmósfera.

SINTERIZACION

El óxido de níquel con un contenido de 77-78% de metal obtenido en la calcinación, constituye parte del producto final, la otra parte se somete a sinterización que permite obtener un material aglomerado con un contenido de 88-90% --

...../

de níquel gracias a la reducción del óxido de níquel.

A la planta de sinter se le alimenta óxido de níquel, antracita y retorno de finos polvos mediante tolvas independientes, que son conducidos por una banda transportadora a una tambora mezcladora y de ella a la máquina de sinterizar que mantiene la temperatura necesaria mediante la combustión del petróleo.

El material aglomerado pasa a un triturador de rodillo, de aquí luego de ser clasificado el producto final es enviado para su embarque mientras que los materiales finos regresan al proceso.

PLANTA DE COBALTO

La planta de cobalto estará situada al aire libre de edificaciones, en la parte suroeste del recinto de la fábrica.

La plazoleta para la construcción está situada sobre la ---cuesta de la colina con un desnivel de 18 a 40 m en cotas -absolutas.

El clima de la región es tropical y tiene las siguientes --características.

Temperatura promedio del mes más frío del año a las 3 pm es de 23,4°C.

Promedio al mes más caluroso del año a las 3 pm es de 27,9°C.

El esfuerzo del viento normal a la altura sobre el nivel de la tierra de hasta 10 m, constituye 150 kg/m².

En base a los estudios Geológicos realizados, la plazoleta queda representada por los extractos de suelos arcillosos - de 3 a 7 m de espesor, alcanzando en algunos casos a 14 m, - y de arcillas con el espesor abierto 14 m. Ciertos extrac - tos de suelos arcillosos y de arcillas tienen las inclusio-

...../

nes de arena y grava.

Las aguas subterráneas han sido descubiertas por tres pozos de 25 perforaciones a las cotas de 12,5 a 22,5 m.

Conforme a los datos, las aguas subterráneas no son agresivas al hormigón.

El sismo en la región de construcción según los SN y PM-78' constituye 6 grados.

El sismo de cálculo para los edificios y las obras es igual a 6 grados.

II- DESCRIPCION TECNOLOGICA DEL PROCESO DE LA PLANTA DE COBALTO.

II.1 SELECCION DE LA TECNOLOGIA

Existen varios métodos de separación de níquel y cobalto -- desarrollados por diferentes plantas en todo el mundo.

Entre los métodos de extracción por solventes podemos mencionar.

- Con la utilización de ácidos alquil-fosfóricos, el ácido-fosfórico, el DEHPA.

Se verifica utilizando columnas de plato perforado y otra -- columna de lavado, con un mezclador sedimentador para la -- reextracción.

El DEHPA extrae calcio al igual que cobalto, se usa una re-extracción con ácido sulfhídrico y se precipita el yeso. Entonces en la reextracción con tiempo mínimo puede extraerse el cobalto selectivamente del níquel.

El tiempo de columna utilizada es un eje con placas fijas -- y perforaciones que cubren aproximadamente el 30% del área -- y una separación entre placas de aproximadamente 0,5 dm ---

...../

Los orgánicos entran por la parte inferior y la alimentación por la superior.

- Utilizando ácido fosfínico.

Tiene un factor de separación de 5000 comparado con 2 del -- DEHPA. Extrae el calcio después del cobalto.

- Acido sulfónico

En este proceso de la DOW en la extracción de cobalto más -- níquel, seguido de la reextracción del cobalto-níquel, el cobalto se extrae de esta solución de reextracción de cloruro con una amina y el níquel permanece en el refinado. Esto es utilizando dos sistemas de solventes.

- La sumitomo utiliza también, dos sistemas de extracción -- para sulfuros mixtos.

El níquel-cobalto es extraído con versático reextraído con cloruro y la separación se realiza por una amina terciaria.

El cobalto se extrae pasando a electro-extracción y el níquel existente en el refinado también pasa a la reextracción.

- La Falconbridge en Nomega.

Disuelven una mata procedente del Canadá en ácido clorhídrico seguido de la precipitación de sulfuro de cobre.

Se extrae cobalto-níquel con una amina terciaria y reextracción selectiva con agua, primeramente para el cobalto y después para el cobre. Esto da dos corrientes relativamente puras de cobalto y cobre. El refinado pasa por un proceso de -- instalación, secado, reducción con H_2 para producir níquel --- 98%.

- Disolución de cloruros

El zinc es primeramente extraído con una amina terciaria, seguido de la extracción de cobalto utilizando una amina terciaria, producen polvo de níquel, óxidos o metales.

Este es un proceso francés donde en vez de utilizar una amina terciaria emplean una amina secundaria para la extracción del hierro y una amina terciaria para el cobalto.

- Planta Nippon

Toman sulfuros mixtos de níquel y cobalto y los disuelven -- mediante lixiviación a presión, oxidación y aereación; para extraer el hierro, precipitación con sulfuros para el cobre, extracción por solvente, con DEMPA para extraer el zinc, y se ajusta aproximadamente a un PH de 4-5. El cobalto se extrae con ácido fosfórico, se reextrae con sulfúrico y se produce mediante electroextracción.

El PH se ajusta ligeramente más alto para este referido y el níquel se extrae con $11 \times 64N$ (reextracción con sulfúrico) y se produce el níquel mediante electro-extracción.

Como es conocido para nuestro trabajo escogimos el método de extracción con H_2S por su fácil implantación.

En la práctica, producto de que el H_2S es muy explosivo lo --- sustituimos por el hidrosulfuro de amonio.

II.2 TECNOLOGIA

La lixiviación del mineral reducido se realiza en condiciones de intensificación de la disolución del cobalto y el níquel. Los licores de reboso de la primera y segunda etapas de lixiviación, se tratan con hidrosulfuro de amonio y se recupera la casi totalidad del cobalto lixiviado y lavado. El tratamiento de dichos licores se realiza en dos circuitos -- independientes. El sulfuro obtenido del licor de primera --- etapa de lixiviación se mezcla con el licor de la segunda --

...../

etapa de lixiviación antes de su tratamiento con el hidrosulfuro de amonio, obteniéndose un sulfuro final óptimo de ambas corrientes de licores.

Las colas lixiviales y lavadas se someten a un tratamiento posterior con sulfito de amonio, para disolver el cobalto. El licor obtenido de este tratamiento se mezcla con hidrosulfuro de amonio para precipitar a muerte el níquel y el cobalto se recircula a la desorción, mientras que el sulfuro se mezcla con el de lixiviación.

La pulpa final de sulfuros se filtra, se repulpa con agua, se destila y se seca en un secador instantáneo hasta 10% de humedad.

II.3 PRINCIPALES CANALES DE REGULACION

Se lograron precisar algunos de los principales canales de dirección a tener en cuenta para la automatización del proceso. Dentro de ellos pueden resultarse los siguientes:

1. Temperatura y gasto del aire en la aeración relación níquel y cobalto, composición del concentrado.
2. Densidad del concentrado y densidad y viscosidad del licor-velocidad de sedimentación-productividad.
3. Gasto de semilla en la recirculación-gasto de reactivo.
4. Gasto de licor- gasto de reactivo y productividad.

Debe señalarse que este trabajo servirá de punto de partida para la conformación del modelo matemático del proceso de separación de níquel y cobalto.

II.4 DIFICULTADES EN LA TECNOLOGIA

Se debe prestar atención particular a las siguientes etapas del flujograma tecnológico.

....!

1. Enfriamiento de los licores de la primera y segunda etapas de lixiviación antes de la precipitación del cobalto.
Se debe confirmar o rechazar la necesidad de enfriamiento de los licores, El enfriamiento de licores en las empresas similares extranjeras no se utiliza.
2. Precipitación del cobalto por el hidrosulfuro de amonio.
Se deben evaluar las condiciones hidrodinámicas en el reactor tubular (la velocidad lineal del flujo de licor, el número de Reynolds), el tiempo de retención del licor en el reactor, el punto de montaje de los mezcladores lineales y el número de los mismos.
3. Sedimentación de la pulpa de sulfuros.
Se debe determinar el área específica de sedimentación para todos los tipos de las pulpas de sulfuros, seleccionar el reactivo floculante (es deseable de producción nacional) y evaluar el consumo específico y el método de aplicación del último.
4. Destilación de la pulpa de sulfuros sedimentada. Se deben evaluar las condiciones del proceso (la temperatura, el consumo específico del vapor) y recomendar el diseño del aparato.
5. Deshidratación del sulfuro de cobalto.
Se debe estudiar las condiciones para conseguir pulpas filtradas del producto de cobalto destilado, determinar las velocidades de filtración, y recomendar el tipo de filtro, además se recomendarán los métodos de transporte y almacenaje del concentrado (por pulverización o por otro método), prestándose una atención particular en las condiciones en las cuáles el producto seco es sujeto a inflamación (autoinflamación). Se debe recomendar un método racional de recolección de polvo.
6. Desorción del cobalto a partir de las colas de menas pro -

cedentes del proceso de lixiviación carbonatoamoniaca.

Se deben realizar las pruebas a pleno volumen para esta etapa de producción. Se ha recomendado el diagrama de ingeniería del proceso, se han obtenido los datos para los cálculos de los aparatos, se han determinado los consumos específicos de reactivos. Se debe analizar el comportamiento de las impurezas (níquel, hierro, manganeso, magnesio etc.) en el proceso de desorción del cobalto.

7. Pruebas para la resistencia a la corrosión. Se deben realizar las pruebas para la resistencia a la corrosión de los materiales nacionales en todas las etapas del flujo grama y las recomendaciones para la selección de los materiales constructivos, para el equipo y las tuberías.

El proceso tecnológico recomendado previene hacer el proyecto del concentrado secado que es una desventaja sensible del proceso tecnológico. Para el secado se transforma la pulpa conteniendo solamente un 10% de sólido.

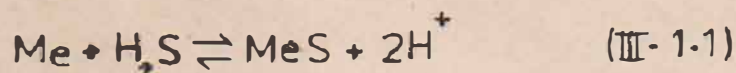
Además el producto en el proceso de secado, envasado y del transporte subsiguiente al consumidor, es sujeto a la autoinflamación. Todas estas desventajas pudieran evitarse si se descartara el secado y en vez del mismo se introdujera la filtración; ello permitiría transportar el concentrado húmedo.

Los estudios deben ser orientados para alcanzar este objetivo.

III-INSTALACION DE NIQUEL Y COBALTO A ESCALA DE LABORATORIO.

III.1 FUNDAMENTOS TEORICOS

Las condiciones generales de presentación de los sulfuros con ácido sulfhídrico se determinan por la reacción fundamental:



La mayoría de los metales no ferrosos forman sulfuros insolubles, los cuales se disocian por la reacción



Cuantitativamente este equilibrio se puede valorar por el producto de solubilidad.

$$L = \frac{C(\text{Me}^{2+}) \times C(\text{S}^{2-})}{C(\text{MeS})} \quad (\text{III.1.3})$$

$$= C(\text{Me}^{2+}) \times C(\text{S}^{2-})$$

L - producto de solubilidad

El medio amoniacal por tanto debe permanecer en solución la mayor parte de níquel, precipitando como sulfuro fundamentalmente el cobalto bivalente. El cobalto trivalente, forma complejos amoniacales mucho mas estables que los compuestos de níquel inclusive así por ejemplo para:

$$C \text{ Co}(\text{NH}_3)_6^{3+} ; K_3 = 6,2 \times 10^{-36} \quad (\text{III.1.4})$$

$$C \text{ Ni}(\text{NH}_3)_6^{3+} ; K_1 = 1,8 \times 10^{-9} \quad (\text{III.1.5})$$

$$C \text{ Co}(\text{NH}_3)_6^{2+} ; K_2 = 7,8 \times 10^{-10} \quad (\text{III.1.6})$$

K_1, K_2 y K_3 - constantes de inestabilidad, pero:

$$\frac{C \text{ Ni}(\text{NH}_3)_6^{2+}}{C \text{ Co}(\text{NH}_3)_6^{3+}}$$

$$= \frac{K_3 \cdot L \text{ Ni}_3\text{S}_2}{K_1 \cdot L \text{ Co}_2\text{S}_3}$$

$$= 1,4 \times 10^{-78} \quad (\text{III.1.7})$$

L Ni_3S_2 - Producto de solubilidad del sulfuro de níquel.

L Co_2S_3 - Producto de solubilidad del sulfuro de cobalto 3^+

....!

K_3 - Constante de inestabilidad del $Co(NH_3)_6^{3+}$

K_1 - Constante de inestabilidad del $Ni(NH_3)_6^{2+}$

La fórmula o resultado (III.1.7) significa que en medio amoniacal de los iones de cobalto bivalentes y trivalentes y -- del niquel bivalente debe predominar la reacción.



Las pruebas de laboratorio dieron como resultado promedio -- sulfuros de composición.

Ni.....	19,93%
Co.....	8,57%
S	21,44%

Este contenido de niquel es aún excesivo (incluso consideran do las impurezas) para asumir que el cobalto precipita en forma de Co_2S_3 . Seguramente se forma alguna cantidad de bisulfuros del tipo MeS_2 . El sólo análisis químico de sulfuro no permite descifrar en qué forma precipita el cobalto; y con la probabilidad de formación del Co_2S_3 es muy alta, una reducción previa de los cationes de Co^{3+} a Co^{2+} , sería beneficiosa desde el punto de vista de disminución del consumo de reactivo.

Esta es una de las causas que promueven el empleo de recirculación de semillas de sulfuros recién formados hacia el -- reactor, a fin de reducir el contenido de cobalto trivalente en el licor inicial.

(III.2) MATERIALES EMPLEADOS EN LOS EXPERIMENTOS

En los experimentos emplearon licores obtenidos en las pruebas realizadas en la fábrica Comandante "René Ramos Latour" -- a escala piloto, con mineral del Yacimiento de Punta Gorda. Estos licores tenían una concentración aproximada de:

Ni.....	11,0 kg/m ³
Co.....	0,22 kg/m ³
NH ₃	66,3 kg/m ³
CO ₂	36,5 kg/m ³

Para lograr una concentración más alta de níquel y cobalto se empleaban las mismas soluciones, ajustándole las concentraciones deseadas con reactivos.

El ácido Sulfhídrico utilizado en las pruebas fué gas de botellón obtenido en la fábrica Comandante "Pedro Sotelo Alba" de Moa, el cual en los análisis que se realizaron dió una pureza de 97 a 98%.

(III.3) REACTOR TUBULAR Y SUS ACCESORIOS

El reactor tubular que utilizaron está esquematizado en la figura (III.3.1). Todos los tubos son de vidrio. El equipo consta de una parte principal; reactor de 4×10^{-3} m y una longitud de 0,18 m, con la entrada del ácido sulfhídrico a través de una "T" de igual diámetro. En esta sección se obtiene un régimen de transición con un número de Reynolds de 2705, para un flujo de licor de $8,3 \times 10^{-3}$ cm³/s.

La otra sección secundaria consta de ocho tubos de vidrio de 0,01 m de diámetro, en cuyos extremos se encuentran las válvulas para la toma de muestras y para el desplazamiento del posible aire en los tubos.

En la figura (III.3.1) están enumerados del 1 al 5 las válvulas para el muestreo. Como accesorios del reactor instalaron una bomba perisférica (8), un rotámetro para el licor (10) y otro para el gas (15), un termostato (9) con bomba para el flujo de agua que circulaba a través del serpentín (11), donde el licor alcanzaba la temperatura deseada, un termómetro a la altura del reactor para el licor (12) y otro para el gas sulfhídrico (18). Además se emplea un recipiente inicial para el almacenaje del licor (7) y otro para la pulpa final (21).

Los recipientes (16) son trampas de licor para la operación de desplazamiento del aire en los tubos.

La probeta (17) con hidróxido de potasio, se emplea como ab -

...../

solventador de sulfuro de hidrógeno el cual suministraban directamente del cilindro (14) por medio de un regulador.

(III.4) METODOLOGIA DE LOS EXPERIMENTOS

El licor se bombea desde recipiente(7) de $5 \times 10^{-2} \text{ m}^3$ por la bomba peristáltica(8) a través del rotámetro del licor y el serpentín intercambiador de calor, hasta el reactor. En la primera serie de pruebas emplearon un flujo constante de disolución de $8,3 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$. Se recircula el licor a través de todos los tubos hasta lograr estabilizar la temperatura del mismo de 313-315 K que fué la empleada durante esta serie de experimentos.

Durante la recirculación del licor se desaloja el aire acumulado en el reactor por las válvulas superiores situadas en los extremos de los tubos. Una vez hecho esto, se abre el cilindro de ácido sulfhídrico absorbiendo el mismo en la probeta que contiene hidróxido de potasio(17). Seguidamente se cierra la válvula(19) y se abre la entrada de ácido sulfhídrico al reactor(20) produciéndose la precipitación instantáneamente.

Una vez estabilizado el sistema se comienza a recoger la pulpa en el recipiente final(21) y se realiza el muestreo a partir de la válvula 5 hasta la 1, pues de hacerse en sentido contrario se perderá la estabilidad del sistema al detenerse el flujo en los tubos intermedios.

(III.4.1) CONSUMOS DE REACTIVOS

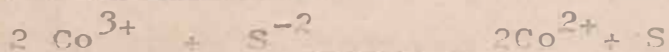
Para estos experimentos variaron el consumo específico de ácido sulfhídrico entre 1,7 kg hasta 3,1 kg de ácido sulfhídrico, por cada kilogramo de cobalto inicial en la solución.

Considerando que todo el cobalto inicialmente en la solución está en forma de cobalto trivalente y teniendo en cuenta

...../

ta el consumo de ácido sulfhídrico para reducir primeramente al cobalto y después para presipitarlo como sulfuro, los valores anteriores corresponden a 2 y 3,6 veces el ácido sulfhídrico estequiométricamente necesario para la completa realización de ambas reacciones.

1.) Reducción del cobalto trivalente.



o lo que es igual:



o sea que estequiométricamente 2 moles de cobalto (³⁺) reaccionan con 3 moles de ácido sulfhídrico en cada caso el gasto de ácido sulfhídrico estequiométrico está dado por:

$$\frac{\text{Kg de Co}}{\text{S}} \times 0,865 = \frac{\text{Kg de H}_2\text{S}}{\text{S}} \text{ estequiométricos}$$

(III.4.2) RESULTADOS OBTENIDOS

Los resultados obtenidos en estas pruebas se presentan en -- las tablas "1".

En todos los casos la reacción es extremadamente rápida, y -- dura no más de 15 segundos.

A pesar de que en las tablas no se presentan análisis de azu -- fre, en todas las pruebas analizaron su contenido en el licor antes y después de separado el cobalto con sulfhídrico sien -- do ambos resultados iguales y fluctuando entre 3,2 y 3,6 pa -- ra estos licores de Punta Gorda.

Como se puede ver en la tabla "1" para licores con altas con -- centraciones de cobalto se obtiene una extracción de un 99% -- para un consumo específico en peso del agente precipitante -- de $\text{H}_2\text{S}/\text{Co} = 3,1$ y se obtiene un concentrado con una relación

...../

Ni/Co = 5,6. Sin embargo para licores en que el contenido de cobalto inicial fluctúa entre 0,2-0,3 km/m³ para el mismo -- consumo de H₂S se obtiene extracciones de cobalto de solamente el 80% y la relación níquel-cobalto varía entre 5 y 6. Es decir que la eficiencia de separación de los metales se ve -- favorecida por un aumento de concentración inicial de cobalto. Como se observa en la tabla "1" al disminuir la extrac -- ción de cobalto por una inyección de agente presipitante --- existe una tendencia hacia la disminución de la copresipita -- ción relativa del níquel, es decir hacia la obtención de con -- centrados con mejores relaciones de níquel-cobalto.

Sin embargo, en general al trabajar con licores de Punta Gor -- da en las condiciones del reactor tubular ensayados en el -- laboratorio, obtuvimos elevadas reacciones níquel-cobalto en -- los sólidos, con valores entre 4 y 7.

En vistas de estos resultados, se realizaron varias pruebas -- utilizando tratamientos adicionales a las pulpas obtenidas, -- como fueron: Aeración , recirculación de semillas, etc. Con -- el fin de determinar su efecto sobre el proceso principalmen -- te en el consumo de H₂S y la relación níquel-cobalto final -- de los concentrados.

(III.5) INFLUENCIA DE LA AERACION DE LAS PULPAS OBTENIDAS EN EL REACTOR TUBULAR.

Por las pruebas realizadas de aeración de las pulpas se pudo determinar la influencia favorable de la misma en el momento de extracción de cobalto y principalmente en la disminución -- de la relación níquel-cobalto en los sólidos precipitados.

Lo anterior se explica por un descenso del contenido de ní -- quel en el precipitado, causado por una rápida disolución -- oxidante de sulfuro de níquel, durante la cual el níquel pa -- sa a la solución en forma de compuestos amino-complejos.

Los resultados de estas pruebas pueden observarse en la ta -- bla "1" en las dos pruebas realizadas emplearon un flujo de --

aire de $3,3 \times 10^{-5} \text{ m}^3/\text{s}$.

Durante 600 S para $2,5 \times 10^{-2} \text{ m}^3$ de pulpa, lográndose disminuir la relación níquel-cobalto desde 5,4 hasta 2,3-2,8.

(III.6) SEDIMENTACION DE LAS PULPAS OBTENIDAS EN EL REACTOR TUBULAR.

Para describir en forma criterial el procedimiento de sedimentación de una partícula esférica en un medio inmóvil y no delimitado pueden aplicarse los criterios de similitud de Arquímedes, Lyachenko y de Reynolds.

La forma más cómoda de dependencia criterial resulta $Ly = f(Ar)$.

En el llamado régimen laminar de sedimentación, cuando los criterios tienen los valores $Ar = 3.6$; $Ly = 2 \times 10^{-3}$; $Re = 0,2$ stokes obtuvo teóricamente la siguiente fórmula para la velocidad de sedimentación. W_{sed} (en m/s) de una partícula esférica.

$$W_{sed} = \frac{d^2 (\rho - \rho_m) G}{18 \text{ Mm}} \quad (\text{III.6.1})$$

d - diámetro de la partícula esférica en m.

ρ - densidad de la partícula kg/m^3

ρ_m - densidad del medio kg/m^3

Mm - coeficiente dinámico de viscosidad del medio; kg/m.s

G - Aceleración de la gravedad m/s^2

La velocidad de sedimentación de una partícula esférica unitaria en el medio inmóvil no delimitado, empleando el método generalizado y adecuado para cualquier régimen de sedimentación se efectúa del modo siguiente:

Se determina el criterio de Ar .

$$Ar = G_a \frac{\Delta \rho}{\rho_m}$$

$$= Re^2 \frac{\rho - \rho_m}{Fr Mm}$$

...../

$$= \frac{d^2 (\rho - \rho_m) \rho_m}{Mm^2} G \quad (\text{III.6.2})$$

$Ga = \frac{Re^2}{Fr}$ es el criterio de Galileo

A partir del valor hallado por el criterio de Arquimides se determina el criterio de Lyschenko y Reynolds.

$$\begin{aligned} Ly &= \frac{Re^3}{Ar} \\ &= \frac{Re Fr \rho_m}{m} \\ &= \frac{W_{sed}^2 \rho_m}{Mm(\rho - \rho_m) G} \end{aligned} \quad (\text{III.6.3})$$

Fr- número de francio

Después se calcula la velocidad de sedimentación.

$$W_{sed} = \frac{Re}{\rho_m} \frac{Mm}{d} \quad (\text{III.6.4})$$

ó

$$W_{sed} = \frac{Ly \cdot Mm (\rho - \rho_m)}{P_m^2} G \quad (\text{III.6.5})$$

Para una partícula de forma irregular la velocidad de sedimentación se determina por el mismo camino a partir del criterio de Lyaschenko, pero introduciendo en el criterio de -- Arquimides en lugar de la magnitud d la magnitud deq.

El diámetro equivalente de una partícula de forma irregular se calcula como el diámetro de una esfera convencional cuyo volumen es igual al volumen del cuerpo de forma irregular.

$$deq = \sqrt[3]{\frac{\pi}{6} V}$$

$$deq = 1.24 \sqrt[3]{\frac{M}{\rho}}$$

V - volumen de la partícula (m³)

M - Masa de la partícula en (kg)

- Densidad de la partícula en kg/m³

Para estas pruebas de determinación de la velocidad de caída libre de las partículas, empleamos probeta, dentro de un termostato para mantener una temperatura 313 K.

Las lecturas la tomaban por la observación de la masa fundamental de las partículas pero no obtuvieron una clasificación total del licor.

Del análisis de los resultados concluyeron lo siguiente:

a) Un aumento del consumo de H_2S para un mismo licor conlleva a un aumento considerable de la turbiedad de los rebosos.

b) La velocidad de sedimentación de las pulpas es alta en todos aquellos casos en que la recuperación de cobalto es baja, mientras que para altas recuperaciones de cobalto, independientemente de las condiciones en que se consiguieron iban acompañada siempre de varias velocidades de sedimentación y altas relaciones níquel-cobalto en el precipitado. Obtuvieron valores promedio de:

<u>Velocidad de sedimentación (m/h)</u>	<u>extracción de cobalto %</u>
1,4 - 1,8	30 - 75
0,3 - 0,45.....	80 - 90
0,15- 0,20.....	95 - 98

(III.7) RECIRCULACION DE SEMILLAS

Se realizaron algunas pruebas para determinar el efecto de inyección de semilla, para lo cual montaron un sedimentador a la salida del reactor, con el fin de separar la pulpa espesa para su recirculación continúa a un reactor tubular.

El sedimentador poseía un diámetro de 0,21 m y una altura hasta el reboso de 0,28 m.

Se realizaron pruebas con una recirculación de semilla de 30 al 50% en peso del sulfuro precipitado. El tiempo de retención de la semilla era de 56 segundos hasta el reactor de precipitación.

El consumo de H_2S fué en ambos casos. $H_2S/Co = 3.5$

...../

En diferentes intervalos de tiempo tomaban las muestras, la relación Ni/Co del precipitado se determinaba por análisis del sólido en figura "1".

Los resultados se muestran en la tabla "1". Se observa en la tabla que el uso del reciclado, permite disminuir considerablemente el consumo de H_2S , o lo que es igual, aumenta de forma casi constante la recuperación de cobalto en el sulfuro, aproximadamente en un 5%, sin embargo no se mejoran los índices de velocidad de sedimentación y la relación níquel-cobalto en el precipitado.

CONCLUSIONES DE ESTOS EXPERIMENTOS

1. En todos los casos la reacción es extremadamente rápida, siendo el tiempo de retención mínimo requerido de 15 segundos.
- La eficiencia de separación de cobalto es favorable por un aumento de la concentración inicial de cobalto, así para un consumo específico del agente precipitante $H_2S/Co = 3.1$ se obtienen extracciones de cobalto del 99% cuando el cobalto inicial es de $0,6 \text{ kg/m}^3$, mientras que para $0,3 \text{ kg/m}^3$ el mismo consumo de H_2S se separa solamente en un 80% del cobalto.
 - Se obtenían, con el tipo de licor usado altas relaciones níquel-cobalto en el sulfuro con valores entre 4 y 7.
 - Existe una influencia favorable de la aeración de las pulpas obtenidas en el aumento de la extracción de cobalto y principalmente en la disminución de la relación níquel-cobalto en los precipitados.
 - La velocidad de sedimentación de las pulpas de sulfuros es alta ($1,4 - 1,8$) m/h en todos aquellos casos en que la recuperación de cobalto es baja de 30-70%. Altas recuperaciones de cobalto 95-98% iban acompañadas siempre de bajas velocidades de sedimentación ($0,15 - 0,2$) m/h y un aumento considerable de la turbiedad de los rebosos.

- El resultado de recirculación de semilla permite disminuir el consumo de H_2S , aumentando la recuperación de cobalto en el sulfuro en un 5%.

IV- ANALISIS TEORICO DEL PROCESO DE SEPARACION DE NIQUEL Y COBALTO.

Teniendo en cuenta las características del proceso de separación de níquel y cobalto por la tecnología escogida, se hace necesario la elaboración de las ecuaciones teóricas matemáticas que rigen el proceso, para de esta forma poder ver las inter-relaciones de cada uno de sus parámetros y su influencia en el objetivo general del proceso de una forma teórica matemática; con el objetivo de su posterior automatización para un mayor control y estudio del proceso en general.

Para la elaboración de las ecuaciones se hizo necesario separar el proceso para su mejor comprensión en cuatro partes fundamentales, figura(4.1).

- Proceso en el reactor tubular
- Proceso de aeración de las pulpas
- Proceso de sedimentación
- Proceso de cristalización

Primeramente analizamos lo ocurrido en el reactor tubular y teniendo en cuenta sus características lo comparamos con diferentes variantes de reactores hasta definir la ecuación óptima para nuestro caso; de igual forma se hizo para los restantes procesos hasta encontrar un sistema de cuatro ecuaciones que rijan el proceso en general.

IV.1 PROCESO EN EL REACTOR TUBULAR

El reactor tubular no es más que un reactor donde d (tubo) por el cual se hace pasar cierta cantidad de licor con el objetivo de precipitar uno de sus componentes, en nuestro caso el cobalto.

...../

Para ello, a la entrada de dicho reactor se le suministra un flujo de ácido sulfhídrico, este hace que precipite el cobalto y los restantes componentes del licor se mantengan en la solución, obteniéndose de esta forma la separación del sulfuro de cobalto de los demás componentes en nuestro caso fundamentalmente del níquel; esto se realiza teniendo en cuenta que el flujo de H_2S suministrado sea el óptimo para que no haya gastos innecesarios de reactivos.

(IV.1.1) ANALISIS DE VARIANTES

Para la selección del reactor que necesitábamos en nuestro caso se hizo necesario analizar una serie de variantes y de ellas escoger la óptima producto de su comparación.

- Reactor periódico de agitación ideal PNC-

Este reactor conocido por PNC- cuenta de un aparato de agitación el cual periódicamente descarga los reagentes iniciales, figura(4,2).

En tal reactor se forma rápidamente una ligazón intensiva, por eso en cualquier momento la concentración de los reagentes es igual en todo el volumen del reactor y cambia únicamente en el tiempo, a medida que transcurre la reacción química esta ligazón se puede decir que es ideal, de aquí viene el nombre del reactor.

El cambio de la concentración del agente inicial A en el tiempo y en el volumen del reactor está presentado en la figura (4,3).

Los indicadores representados en la figura son los siguientes:

NA_0 - cantidad inicial del reagente inicial A en la mezcla reaccionante.

CA_0 - Concentración inicial del agente A en la mezcla reaccionante.

XA, O - Grado inicial de transformación del agente A.
NA, CA, XA - Son los mismos elementos en el final del proceso.
T - Tiempo
Y - Coordenada del espacio.

- Reactor continuo de agitación ideal.

El reactor continuo de agitación ideal PNC-H está compuesto por un aparato de agitación al cual continuamente se le introducen los reagentes así como también constantemente salen del mismo los productos de la reacción, figura (4,4).

En este reactor se observa un cambio mínimo en la concentración del reagente inicial en la entrada del reactor como resultado de la agitación intensiva de la mezcla en el reactor con la masa reaccionante que se encuentra ya en el mismo, donde la concentración del reagente inicial es significativamente menor que la concentración del reagente en la mezcla que reacciona, figura (4,5).

El punto que corresponde a la entrada de los reagentes del reactor están llevados al eje de las abscisas más a la derecha del inicio de las coordenadas; que da más visión sobre el cambio de la concentración de la sustancia inicial a la entrada de la mezcla reaccionante al reactor.

En el reactor PNC-H la mezcla reaccionante se agita instantáneamente.

En todo el volumen del reactor la concentración es igual de todos los reagentes iniciales, y ella es más baja cuando se agita por un tiempo mayor los reagentes en el reactor.

Por esta misma causa, por todo el volumen del reactor la concentración es igual, el grado de transformación y la velocidad de la reacción.

De tal forma para el reactor es característica la ausencia de los gradientes de los parámetros en el tiempo y en el vo-

lumen del reactor, por ello la ecuación del balance material se compone enseguida para el volumen completo.

- Reactor de desplazamiento ideal.

Este reactor se encuentra representado en forma tubular en el cual la longitud del tubo L con respecto a su diámetro d es suficientemente mayor.

En el reactor continuamente se dan los agentes iniciales, los cuales se convierten en el producto de la reacción en la medida de su desplazamiento por la longitud del reactor, figura (4,6).

El régimen hidrodinámico en este reactor se caracteriza por que cualquier partícula corriente se mueve solamente en una dirección por la longitud. El desplazamiento inverso no ocurre, tampoco ocurre desplazamiento en la sección transversal del reactor.

Se supone que la distribución de esta sustancia por el reactor es uniforme, los valores de los parámetros de las mezclas que reaccionan con los mismos. El volumen de cada elemento de la mezcla reaccionante dv_r se mueve por la longitud del reactor sin mezclarse con el volumen anterior y posterior en un cilindro, apartando todo lo que se encuentra a su paso, por esto a este régimen de movimiento de los agentes se le denomina régimen de desplazamiento completo.

El contenido de cada elemento del volumen cambiar consecutivamente por la longitud del reactor con la consecuencia de que ocurra la reacción así por ejemplo la sustancia inicial A cambia su concentración desde $C_{A,0}$ hasta C_A gradualmente por la longitud del reactor.

Por consiguiente a este régimen de movimiento de las mezclas reaccionantes se le consierne de que el tiempo de retención de cada partícula dentro del reactor es el mismo.

...../

- Comparación de reactores de diferentes tipos.

Los indicadores fundamentales de los cuáles dependen lo económico del proceso químico son:

1. Dimensiones del reactor, del cual depende su intensidad
2. La selectividad del proceso
3. Salida del producto

Para mantener las reacciones irreversibles del tipo $A \rightarrow R$ la transformación va en una dirección, cuanto más alto es el grado de transformación, mayor será la salida del producto. Por eso en la selección del tipo de reactor para tales reacciones tiene valor sólo el primer punto del número representado anteriormente, es decir los parámetros del reactor para alcanzar el grado dado de transformación.

La ecuación PNC- y PNB son iguales, por eso el tiempo que transcurre la reacción química, necesario para alcanzar el grado de transformación. Pero en el reactor PNC-H el tiempo completo del proceso es la suma de los tiempos auxiliares y tiempo de trabajo y en los reactores PNB las operaciones auxiliares están ausentes, transcurre continuamente, por eso la capacidad del PNB es mayor que la del PNC-.

La figura (4,3) y (4,5) se representa el cambio de la concentración del reagente inicial CA en los reactores PNB y PNC-H.

En el reactor PNB el cambio sucesivo de la concentración transcurre a todo lo largo del reactor y en el reactor PNC-H se aprecia poco el cambio sucesivo de la concentración hasta el valor final.

De la figura (4,3) y (4,5) se observa que en el reactor PNB en comparación con el reactor PNC-H la concentración media de los reagentes iniciales es mucho mayor y también

es mayor la velocidad de reacción, es decir que ella es proporcional a la magnitud CA.

La selectividad se expresa por la ecuación

$$\phi_R = \frac{NR}{NR + NS} = \frac{rR}{rR + rS} = \frac{rR/rs}{rR/rs + 1} = F\left(\frac{rR}{rs}\right) \quad (\text{IV.1.1.1})$$

donde:

NR, NS - Cantidad de sustancia que se transformó (deseada y no deseada)

rR, rS - Velocidad de la reacción deseada y no deseada respectivamente.

y constituye una función de rR/rs

colocando el significado de rR y rS en la ecuación

(IV.1.1.1.) obtenemos:

$$\phi_R = F\left(\frac{rR}{rS}\right) = F\left(\frac{K_1}{K_2} \frac{CA^{n_1}}{CA^{n_2}}\right) = F\left(\frac{K_1}{K_2} CA^{n_1-n_2}\right) \quad (\text{IV.1.1.2})$$

donde:

K1 - Constante de velocidad para la reacción principal

K2 - Constante de velocidad para la reacción secundaria

De la ecuación anterior se desprende que a temperatura constante en cada caso concreto (cuando se conoce el orden de la reacción principal y las reacciones secundarias) la selectividad sólo depende de la concentración CA, así como la correlación de la constante de velocidad K1/K2 en estas condiciones es una magnitud constante. Entonces en dependencia de la diferencia n₁-n₂; CA influye en φ_R para que esta sea positiva o negativa.

Si el orden de la reacción principal es superior al orden -- de la reacción secundaria es decir n₁ > n₂, por tanto n₁-n₂=a, entonces la forma análoga de la ecuación (IV.1.1.2) obtenemos.

$$\phi_R = F\left(\frac{rR}{rS}\right) = F\left(\frac{K_1}{K_2} CA^a\right) \quad a$$

De esta forma, con el aumento de la concentración de la sus

...../

tancia inicial C_A la selectividad aumenta.

Entonces para obtener una selectividad elevada es necesario mantener en el nivel máximo la concentración del reactivo -- inicial, es decir que es ventajoso utilizar PNB; ya que en este reactor la concentración promedio de C_A es mayor que en el PNC-H.

Si el orden de la reacción principal es menor que el orden de la reacción secundaria es decir $n_1 < n_2$ por tanto $n_1 - n_2 = -a$ entonces de forma análoga a la ecuación anterior obtenemos.

$$S_R = F \left(\frac{K_1}{K_2} C_A^{-a} \right) = F \left(\frac{K_1}{K_2} \cdot \frac{1}{C_A^a} \right) \quad b$$

De esta ecuación se desprende, que con el aumento C_A la selectividad disminuye, en este caso es ventajoso utilizar PNC-H.

Todo lo antes expuesto con respecto a la comparación de los diferentes reactores lo veremos en la tabla (1)

(IV.1.2) FUNDAMENTOS TEORICOS DE LA VARIANTE SELECCIONADA.

Basados en los estudios de las diferentes variantes hemos -- llegado a la conclusión de que la variante seleccionada debe ser el reactor con desplazamiento ideal por las características que destacamos a continuación.

1. La forma geométrica de nuestro reactor coincide con la -- del reactor de desplazamiento ideal, el diámetro es mucho menor que su longitud.
2. La posibilidad de trabajo de forma continua, por lo que -- su eficiencia es mayor que la de otros reactores.
3. La velocidad de reacción es grande es decir que ella es -- proporcional a la magnitud C_A .
4. En nuestro caso el orden de la reacción principal es ma -- yor que el orden de las reacciones secundarias al igual -- que en el reactor PNB por lo que en ambos predomina la --

ecuación (a) de selectividad.

5. En nuestro caso se necesita que con el aumento de CA también aumente la selectividad y que con el aumento de XA la selectividad disminuya.

(IV.1.2.1) DESCRIPCION TEORICA

Este reactor se encuentra representado de forma tubular en el cual la longitud del tubo L es mucho mayor que su diámetro d.

En el reactor continuamente se dan los agentes iniciales -- conformados por los licores de primera y segunda etapa de lixiviación en el cual se encuentra contenido el níquel y el cobalto en una solución carbonato amoniacal, los cuales se convierten en los productos de la reacción a medida de su desplazamiento por la longitud del reactor, osea los sulfuros de cobalto van precipitando a lo largo del reactor y el níquel se mantiene en la solución, figura(4,6).

El régimen hidrodinámico en este reactor se caracteriza por el movimiento de las partículas de forma longitudinal y radial, dada por la velocidad del flujo con que se introduce el licor.

Se supone que la distribución de esta sustancia por la sección del reactor es uniforme.

Los valores de los parámetros de las mezclas que reaccionan son los mismos aunque hay que tener en cuenta que nuestra reacción es prácticamente instantánea por lo que los productos de la reacción (precipitación de cobalto) se observan a todo lo largo del tubo.

Teniendo en cuenta lo antes expuesto podemos decir que el tiempo de retención de cada partícula dentro del reactor es el mismo.

...../

(IV.1.2.2) DESCRIPCION MATEMATICA

Para realizar la descripción del reactor de separación ideal se parte de una ecuación diferencial de balance material, - partiendo de lo descrito anteriormente sobre este reactor.

$$\frac{\partial C_{Co}}{\partial t} = - W_x \frac{\partial C_{Co}}{\partial x} - W_y \frac{\partial C_{Co}}{\partial y} - \frac{\partial C_{Co}}{\partial z} + D \left(\frac{\partial^2 C_{Co}}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 C_{Co}}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 C_{Co}}{\partial z^2} \right) + V_A \quad (4.10)$$

C_{Co} - Concentración de cobalto en la mezcla reaccionante.

X, y, z Coordenadas del espacio

W_x, W_y, W_z - Velocidades del flujo del licor en las diferentes direcciones.

D - Coeficiente de difusión molecular

V_A - Velocidad de la reacción química

Lo antes expuesto es la ecuación de balance material para un reactor y de la que partiremos para los próximos análisis.

Por cuanto en el reactor de desplazamiento ideal la mezcla se mueve solamente en una dirección por la longitud L, para el primer grupo de miembros la parte derecha de la ecuación (4,10) se puede describir (escogiendo la dirección del eje X) La dirección del movimiento de la corriente en el reactor.

$$- W_y \frac{\partial C_{Co}}{\partial y} = 0 \quad - W_z \frac{\partial C_{Co}}{\partial z} = 0 \quad (A)$$

$$- W_x \frac{\partial C_{Co}}{\partial x} = - W \frac{\partial C_{Co}}{\partial L} \quad (B)$$

W - Velocidad lineal del movimiento de la mezcla reaccionante en el reactor.

L - Magnitud de desplazamiento del volumen del elemento de la mezcla reaccionante en el reactor.

Ya que en el reactor ideal cada elemento del volumen de la -

...../

mezcla reaccionante no se mezcla ni con el anterior ni con el posterior y también falta el desplazamiento radial (no hay difusión radial y la difusión molecular es muy pequeña) entonces:

$$D \left(\frac{\partial^2 C_{Co}}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 C_{Co}}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 C_{Co}}{\partial z^2} \right) = 0 \quad (c)$$

entonces con los resultados obtenidos anteriormente de la ecuación (4,10) para el reactor de desplazamiento ideal, la ecuación toma la siguiente forma.

$$\frac{\partial C_{Co}}{\partial t} = -W \frac{\partial C_{Co}}{\partial L} + V_A \quad (4,11)$$

Esta ecuación de balance material se convierte en la descripción matemática del flujo del licor en el reactor de desplazamiento ideal.

Ante el régimen no estacionario (cuando los parámetros del proceso no cambian solamente por la longitud del reactor, sino varían con el tiempo) regímenes parecidos son característicos para los períodos de echar andar o detener un equipo. El miembro $\frac{\partial C_{Co}}{\partial t}$ caracteriza el cambio de la concentración de cobalto con el tiempo para un punto dado del reactor, es decir la acumulación de la concentración de cobalto en un punto.

El régimen estacionario se caracteriza porque los parámetros de cada punto del volumen no varían con el tiempo.

$\frac{\partial C_{Co}}{\partial t} = 0$ en este caso la ecuación anterior (4,11) toma la siguiente forma:

$$W \frac{\partial C_{Co}}{\partial L} = V_A \quad (4,12)$$

Si el volumen de la mezcla reaccionante no cambia en el proceso entonces es verdadera la ecuación.

$$x_{Co} = \frac{C_{Co} \text{ inic.} - C_{Co} \text{ final.}}{C_{Co} \text{ inic.}} = 1 - \frac{C_{Co} \text{ final.}}{C_{Co} \text{ inic.}} \quad (4,13)$$

...../

entonces nos queda $C_{Co} \text{ fin.} = C_{Co} \text{ inic.} (1 - X_{Co})$

Después de la diferenciación de la cual obtenemos $d C_{Co} = - C_{Co} \text{ inic.} d X_{Co}$

pero en cualquier momento t tenemos

$$\frac{dL}{dt} = W \quad \text{ó} \quad dL = W dt$$

Poniendo los valores obtenidos para $D C_{Co}$ y dL en la ecuación (4, 12) obtenemos.

$$- dt = C_{Co} \text{ inic.} \frac{dX_{Co}}{-V_A} \quad (4, 14)$$

De los datos obtenidos se ve que la ecuación para el reactor de desplazamiento ideal en el caso general es igual para un reactor de mezcla ideal periódica.

$$t = C_{Co} \text{ inic.} \int_0^{X_{Co}} \frac{dX_{Co}}{K C_{Co} \text{ inic.}^n (1-X_{Co})^n} = \frac{1}{K C_{Co} \text{ inic.}^{n-1}} \int_0^{X_{Co}} \frac{dX_{Co}}{(1-X_{Co})^n} \quad (4, 15)$$

Por eso para el reactor de desplazamiento ideal con diferentes valores de n se puede describir.

$$t_n = n = \frac{1}{K C_{Co} \text{ inic.}^{n-1}} \int_0^{X_{Co}} \frac{dX_{Co}}{(1-X_A)^n} \quad (4, 16)$$

$$t_n = 0 = \frac{C_{Co} \text{ inic.} X_{Co}}{K} \quad (4, 17)$$

$$t_n = 1 = \frac{1}{X} \ln \frac{1}{1-X_{Co}} \quad (4, 18)$$

Para reacciones donde los órdenes $0 \neq n \neq 1$ se utilizan métodos gráficos, los cuáles están utilizados para el reactor de acción continua donde:

$$t = V_r / V_o$$

t - tiempo de reacción condicional

V_r - Volumen del reactor

V_o - Volumen de la mezcla reaccionante que entra en el reactor por unidad de tiempo.

.....

con esto:

$$t = C_{Co \text{ inic.}} \int_0^{X_{Co}} \frac{1}{-V_A} dX_{Co} = C_{Co} S_{inic.}$$

$$S = \int_0^{X_{Co}} \frac{1}{-V_A} dX_{Co} = \frac{t}{C_{Co \text{ inic.}}}$$

En la ecuación descrita para el reactor de acción continua-- la magnitud t es el tiempo en que transcurre la reacción des de la descarga del agente inicial hasta la obtención de los- productos de la reacción y en las ecuaciones para el reactor de desplazamiento ideal t es el tiempo, en el transcurso del cual la mezcla reaccionante pasa a través del reactor(es de- cir el tiempo desde la entrada al reactor hasta la salida -- del reactor).

Si en el proceso la reacción ocurre con variación de volumen de la mezcla reaccionante, entonces en las ecuaciones(4,14) es necesario poner los valores de la velocidad de la reacción, - teniendo en cuenta la variación del volumen de la mezcla --- reaccionante, en correspondencia con la ecuación:

$$X_{Co} = \frac{C_{Co \text{ inic.}} - C_{Co \text{ fin.}}}{C_{Co \text{ inic.}} + C_{Co \text{ fin.}} \epsilon_A} \quad (4,19)$$

ϵ_A - Cambio relativo de volumen en el sistema

$$\epsilon_A = \frac{V_{X_{Co}=1} - V_{X_{Co}=0}}{V_{X_{Co}=0}} = \frac{V_{X_{Co}=1}}{V_{X_{Co}=0}} - 1$$

$V_{X_{Co}=1}$, $V_{X_{Co}=0}$ - Volumen de la mezcla reaccionante cuan- do $X_{Co} = 0$ y $X_{Co} = 1$

$$-V_A = K C_{Co}^n \left(\frac{1 - X_{Co}}{1 + \epsilon_A X_{Co}} \right) \quad (4,20)$$

entonces la ecuación para el reactor de desplazamiento ideal se escribe de la siguiente forma.

$$t = \frac{1}{X_{Co}^{n-1} \text{ inic.}} \int_0^{X_{Co}} \frac{(1 + \epsilon_A X_{Co})^n}{(1 - X_{Co})^n} dX_{Co} \quad (4,21)$$

...../

En un reactor ideal de instalación hidrodinámica, se diferencia de la instalación de un reactor ideal, por ejemplo en un reactor real la separación frente al movimiento del pistón del flujo fundamental por la longitud del reactor, es posible el desplazamiento de la corriente en las direcciones radiales y longitudinales, naturalmente el modelo del reactor se hace más complejo. En presencia de desplazamiento longitudinal por el eje X la ecuación del reactor de separación puede ser obtenida por la ecuación (4,10) si se utilizan las mismas condiciones y con las conclusiones de las ecuaciones para el reactor se verifican las ecuaciones (A) y (B).

Una excepción es que el factor $\frac{\partial^2 C_{Co}}{\partial x^2}$ en la ecuación (C), que se caracteriza por cambio de concentración trae como consecuencia una difusión turbulenta por el eje de las x (por la longitud L). En el caso dado $\frac{\partial C_{Co}}{\partial x^2} \neq 0$, con esto las condiciones de la ecuación (4,10) es la siguiente.

$$\frac{\partial C_{Co}}{\partial t} = -W \frac{\partial C_{Co}}{\partial L} + DL \frac{\partial^2 C_{Co}}{\partial L^2} + V_A \quad (4,22)$$

donde:

DL - Coeficiente de desplazamiento longitudinal.

De esta forma el modelo del reactor de tubo se llama de difusión de un parámetro, ya que a él se le considera un parámetro de difusión (el desplazamiento longitudinal).

El grado de desviación de los resultados obtenidos por este reactor en comparación con el ideal, depende de tres magnitudes:

1. Coeficiente de desplazamiento longitudinal (difusión convertiva) DL.
2. De la velocidad lineal del flujo, W.
3. Magnitud del reactor, L. figura (4,7)

Estos tres factores sacados y agrupados en un complejo sin medidas se puede expresar así:

$\frac{DL}{WL}$ - El grado de desviación de los resultados obtenidos de este reactor y de los resultados obtenidos del reactor de separación ideal.

Depende y puede ser expresado a través de la correlación del volumen real V_R y del volumen ideal V_{id} necesarios para alcanzar iguales grados de convertimiento X , figura (4,7)

Si $\frac{DL}{WL} = 0$ se observa un régimen de separación ideal

ideal $\frac{VR}{Vid} = 1$ y la dependencia de VR/Vid

se refleja en una recta paralela al eje de las abscisas.

Si $\frac{DL}{WL} = A$ entonces $VR/Vid > 1$, con el aumento de X_{Co} la relación de VR/Vid aumenta.

De esta forma la relación VR/Vid depende del complejo de $\frac{DL}{WL}$ y X_{Co} y en el caso general se expresa por la siguiente ecuación.

$$\frac{VR}{Vid} = F \left(\frac{DL}{WL}, X_{Co} \right) \quad (4, 24)$$

Entonces entre mayor es la relación $\frac{DL}{WL}$ así mayor será la desviación del régimen hidrodinámico en el reactor real que en el reactor ideal y más necesario es el volumen del reactor real.

Esta diferencia aumenta con el aumento de los valores de X_{Co} todas estas correlaciones son necesarias tenerlas en cuenta para los cálculos de un reactor real, para el cálculo del desplazamiento radial también entran, para las conclusiones de los modelos de un parámetro, sin embargo en este caso es necesario mantener el segundo miembro de la ecuación (C). El cual señala el desplazamiento en la dirección radial.

con esto la ecuación toma la forma.

$$\frac{\partial C_{Co}}{\partial t} = -W \frac{\partial C_{Co}}{\partial L} + DL \frac{\partial^2 C_{Co}}{\partial L^2} + DR \frac{\partial^2 C_{Co}}{\partial R^2} + V_A \quad (4, 25)$$

D_R - Coeficiente de desplazamiento radial

R - Radio del tubo del reactor

A este modelo se le llama modelo de difusión de dos parámetros, por cuanto a él se le considera como dos parámetros de difusión; desplazamiento longitudinal y radial.

...../

(IV.1.2.3) ECUACION TEORICO MATEMATICA DEL PROCESO EN EL REACTOR TUBULAR.

Teniendo en cuenta lo expuesto en los sub-capítulos anteriores mostramos la ecuación teórico matemática que rige el proceso en el reactor tubular, alegando que en la misma se introdujo un parámetro, consumo de reactivo.

$$\frac{\partial C_{Co Lic}}{\partial t} = -K [H_2S] \times [C_{Co Lic}] - W \frac{\partial C_{Co conc}}{\partial l} + D_L \frac{\partial^2 C_{Co conc}}{\partial l^2} + D_R \frac{\partial^2 C_{Co conc}}{\partial R^2} + V_A \quad (4,26)$$

donde:

$\frac{\partial C_{Co Lic}}{\partial t}$ - Variación de la concentración de cobalto en el tiempo.

$-K H_2S$ -

W - Velocidad lineal del flujo, m/S

$\frac{\partial^2 C_{Co conc}}{\partial l^2}$ - Varación de la concentración de cobalto en el concentrado respecto a la longitud del reactor.

D_R - Coeficiente de desplazamiento radial.

$\frac{\partial^2 C_{Co conc}}{\partial R^2}$ - Variación de la concentración de cobalto en el concentrado respecto al mov. radial del flujo.

V_A - Velocidad de la reacción química.

IV.2 PROCESO EN EL SISTEMA DE AERACION

Dado la influencia favorable en la aeración de las pulpas en el momento de extracción del cobalto y principalmente en la disminución de la relación níquel-cobalto en los sólidos precipitados es que se decide introducir este proceso.

Lo anterior basado en un descenso del contenido de níquel en el precipitado causado por una más rápida disolución del mismo, pasa a la solución en forma de compuestos Amino complejos.

...../

(IV.2.1) ANALISIS DE LA VARIANTE UTILIZADA.

Para el análisis de la variante utilizada podemos dirigirnos al punto (IV.1.1) donde se analiza el reactor periódico de agitación ideal PNC- alegando que en nuestro caso se le adiciona un flujo de aire a contracorriente con el objetivo de oxidar el níquel y que este pase a la solución.

(IV.2.2) DESCRIPCION TEORICA DEL PROCESO.

Este reactor periódico de agitación ideal, conocido por PNC- cuenta de un aparato de agitación, el cual periódicamente -- descarga la solución carbonato amoniacal de níquel y el precipitado de sulfuro de cobalto ver figura (4,2).

En tal reactor se forma rápidamente una ligazón intensiva, -- por eso en cualquier momento la concentración de níquel es -- igual en todo el volumen del reactor y cambia únicamente en el tiempo. A medida de que surge la reacción química esta -- ligazón se puede decir que es ideal, de aquí el nombre del reactor.

El cambio de la concentración de níquel en el tiempo y el volumen del reactor está representado en la figura (4,3).

Los indicadores representados en la figura.

$N_{Ni}^{inic.}$ - Cantidad inicial de níquel en la mezcla reaccionante.

$C_{Ni}^{inic.}$ - Concentración inicial de níquel en la mezcla reaccionante.

$N_{Ni}^{fin.}, C_{Ni}^{fin.}, X_{Ni}^{fin.}$ - los mismos elementos en el final del proceso.

t - tiempo

y - Coordenada del espacio

Este proceso de aeración en las pulpas de forma periódica, -- por su naturaleza van a ser no estacionario y en la salida -- de la reacción química cambian los parámetros del proceso -- con el tiempo.

...../

(IV.2.1.2) DESCRIPCION MATEMATICA DEL PROCESO

Para el cálculo del reactor periódico es necesario saber su ecuación, que nos permite determinar el tiempo de trabajo t necesario o para la culminación del grado de transformación de X_{Ni} , conociendo la concentración inicial de níquel y también conociendo la cinética del proceso, es decir conociendo la velocidad de la reacción química V_A .

La fundamentación para la obtención de la ecuación del reactor es la ecuación diferencial (4, 10)

Esta ecuación puede ser utilizada ya que en el reactor PNC- se lleva a cabo una agitación intensiva de todos los agentes en todo el volumen del reactor, en cualquier instante de tiempo. Ver figura (4, 3) que nos expresa la distribución de la concentración de los reagentes en el reactor periódico de agitación ideal.

En este caso la derivada de cualquier orden de la concentración por lo ejes X, Y, Z es igual a 0, por lo que podemos decir.

$$W_x \frac{\partial C_{Ni}}{\partial x} - W_y \frac{\partial C_{Ni}}{\partial y} - W_z \frac{\partial C_{Ni}}{\partial z} = 0 \quad (4, 27)$$

$$D \left(\frac{\partial^2 C_{Ni}}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 C_{Ni}}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 C_{Ni}}{\partial z^2} \right) = 0 \quad (4, 28)$$

En correspondencia con los valores obtenidos de la ecuación (4, 10) se simplifica puede ser escrita no en derivados parciales, sino en forma de ecuación diferencial normal.

$$\frac{d C_{Ni}}{dt} = V_A \quad (4, 29)$$

Si la reacción observada es concebida sin cambio de volumen de la mezcla reaccionante, la concentración corriente del níquel inicial se representa en la ecuación.

$$X_{Ni} = \frac{N_{Ni} \text{ inic} - N_{Ni}}{N_{Ni} \text{ inic}} \cdot 100 \quad (4, 30)$$

...../

sustituyendo estos valores en la ecuación (4,29) obtenemos.

$$\frac{d [C_{Ni \text{ inic}} (1 - X_{Ni})]}{dt} = -V_A$$

$$\text{ó}$$

$$dt = C_{Ni \text{ inic}} \frac{d X_{Ni}}{-V_A} \quad (4,31)$$

El signo negativo delante de la magnitud V_A , indica que en el proceso se transformó todo el níquel inicial.

Integrando la ecuación (4,31) en los límites de los cambios del tiempo desde 0 hasta t y el grado de transformación desde 0 hasta X_{Ni} obtenemos la ecuación del PNC-

$$t = C_{Ni \text{ inic}} \int_0^{X_{Ni}} \frac{d X_{Ni}}{-V_A} \quad (4,32)$$

Observemos algunos casos individuales de solución de la ecuación. La velocidad de la reacción irreversible ininterrumpidamente de n-orden se transforma en la ecuación.

$$-V_A = K C_{Ni}^n$$

Sustituyendo los valores obtenidos para $(-V_A)$ en la ecuación (4,31) obtenemos.

$$t = C_{Ni \text{ inic}} \int_0^{X_{Ni}} \frac{d X_{Ni}}{K C_{Ni}^n} \quad (4,33)$$

con el cálculo de la ecuación (4,30) encontramos

$$t = C_{Ni \text{ inic}} \int_0^{X_{Ni}} \frac{d X_{Ni}}{K C_{Ni}^n \text{ inic} (1 - X_{Ni})^n} = \frac{1}{K C_{Ni \text{ inic}}^{n-1}} \int_0^{X_{Ni}} \frac{d X_{Ni}}{(1 - X_{Ni})^n} \quad (4,34)$$

Para la reacción irreversible de orden 0, cuando $n=0$, de la ecuación (4,34) obtenemos:

$$t = \frac{1}{K C_{Ni \text{ inic}}^{0-1}} \int_0^{X_{Ni}} \frac{d X_{Ni}}{(1 - X_{Ni})^0} = \frac{C_{Ni \text{ inic}} X_{Ni}}{K} \quad (4,35)$$

Para la reacción irreversible de primer orden cuando $n=1$ -- analógicamente de la ecuación (4,34) obtenemos.

...../

$$t = \frac{1}{K C_{Ni}^{1-n} i_{nic}} \int_0^{X_{Ni}} \frac{dX_{Ni}}{1-X_{Ni}} = \frac{1}{K} \int_0^{X_{Ni}} \frac{-d(1-X_{Ni})}{1-X_{Ni}} = -1/n \ln \frac{1-X_{Ni}}{1-X_{Ni}^{0}}$$

Hasta el momento la integración se produjo en los límites de el cambio de X_{Ni} desde 0 hasta X_{Ni_f} :

Si el grado inicial de la transformación no es igual a 0, -- entonces en todos los casos los resultados finales cambian. Por ejemplo para la ecuación de orden 0 de la ecuación (4,34) tenemos:

$$t_n = 0 = \frac{1}{K C_{Ni}^{0-1} i_{nic}} \int_0^{X_{Ni}} \frac{dX_{Ni}}{(1-X_{Ni})^0} = \frac{C_{Ni} i_{nic}}{K} (X_{Ni} - X_{Ni}^{0})$$

correspondientemente para la reacción de primer orden.

$$t_n = 1 = \frac{1}{K C_{Ni} i_{nic}} \int_0^{X_{Ni}} \frac{dX_{Ni}}{(1-X_{Ni})} = \frac{1}{K} \ln \frac{1-X_{Ni}}{1-X_{Ni}^{0}}$$

$$t_n = 1 = \frac{1}{K} \ln \frac{1-X_{Ni}^{0}}{1-X_{Ni}}$$

En los mismos casos cuando en PNC- se produce la reacción- el orden se diferencia desde 0 hasta 1 ($0 \neq n \neq 1$). La integración de la ecuación (4,31) está vinculada con esas mismas dificultades, por eso la determinación del tiempo de -- trabajo se lleva con el método de la integración gráfica, para esto basándose en los fundamentos de la ecuación (4,31)- se construye la gráfica dependiente $\frac{1}{1-X_{Ni}} = F(X_{Ni})$ y se calcula las areas bajo la curva entre los valores iniciales y finales de los grados de transformación del níquel. Figura (4,36)

$$t = C_{Ni} i_{nic} \int_0^{X_{Ni}} \frac{1}{1-X_{Ni}} dX_{Ni} = C_{Ni} i_{nic} S \text{ donde}$$

$$S = \int_0^{X_{Ni}} \frac{1}{1-X_{Ni}} dX_{Ni} = \frac{t}{C_{Ni} i_{nic}} \quad (4,37)$$

La ecuación (4,32) es la descripción matemática del modelo-

...../

PNC- de acuerdo a la cual se presenta la posibilidad de determinar los parámetros del reactor, así como investigar este modelo desde el punto de vista del encuentro de los valores óptimos.

Los reactores de acción periódica son fáciles por su construcción, no exigen tantos equipos auxiliares, por esto ellos son los más cómodos para la realización de los trabajos de ensayo para los estudios de la cinética química.

(IV.2.1.3) ECUACION TEORICO MATEMATICA DEL PROCESO EN EL SISTEMA DE AERACION.

Teniendo en cuenta el análisis teórico matemático del proceso de aeración se determinó la ecuación que debe regir dicho proceso, hay que señalar que a esta ecuación se le introdujo el término de concentración de oxígeno por la particularidad de nuestro proceso.

La ecuación teórico matemática que rige el proceso de aeración es la siguiente.

$$\frac{dC_{Ni\ conc}}{dt} = -K [O_2] [Ni\ soluc] + V_A \quad (4,38)$$

donde:

$\frac{dC_{Ni\ conc}}{dt}$ - Variación de la concentración de níquel en el conc con respecto al tiempo.

$-K [O_2]$ -

$[Ni\ solo]$ - Concentración de níquel en la solución.

V_A - Velocidad de la reacción química.

(IV.3) PROCESO DE SEDIMENTACION

Posteriormente al proceso de aeración se hace necesario llevar esas pulpas obtenidas a un proceso de sedimentación, mediante el cual se recuperan los sulfuros de cobalto precipitados en el reactor tubular de los complejos amoniacales que

...../

contienen fundamentalmente al níquel, para ello se realizaron diversos estudios del proceso de sedimentación, los cuales le expresamos a continuación detalladamente hasta llegar a encontrar la ecuación teórico matemática que rige el proceso de sedimentación en este proceso de separación de níquel y cobalto.

IV.3.1) ANALISIS DE VARIANTES.

Para la selección del tipo de sedimentador que necesitamos se hizo necesario el estudio detallado de una serie de variantes para de esta forma escoger la de nuestra conveniencia producto de su comparación.

A continuación analizaremos las diferentes variantes.

- Sedimentación libre sin fuente

Observamos un ejemplo típico mediante la sedimentación sin entrega de material (como por ejemplo en los turbodímetros).

La función de la fuente $F=0$ y la solución se determina solamente por la distribución inicial, la cual la cogeremos en forma de:

$$G_{\text{inic}}(X, t) = M_0 \gamma_{\text{inic}}(1) \left[\bar{1}(X) - \bar{1}(X - X_{\text{fondo}}) \right] \quad (1)$$

Tomando que la velocidad del medio $V_{cp}=0$ entonces la velocidad de las partículas.

$V(1) = G(\rho - \rho_{cp}) L^2 / \alpha_{cp} = L^2$ imaginaremos que el material sólido tendrá una distribución uniforme en su granulometría en los intervalos $0 < l_{\text{max}}$; es decir $\gamma_{\text{inic}}(1) = 1/l_{\text{max}}$, entonces la solución (1) toma la forma

$$G(l, x, t) = m_0 \frac{1}{l_{\text{max}}} \left[\bar{1}(X - a^2 l t) - \bar{1}(X - l^2 t - X_{\text{fondo}}) \right] \quad (2)$$

- Sedimentación con la fuente.

→ En el punto X_0 se encuentra la fuente que gotea incluida, me

dante $t = 0$ con la función de la fuente en forma de:

$$F = \gamma_{inic}(l) \delta_{inic}(t) \delta(x)$$

donde:

$$\gamma_{inic} = 1/l_{max} = cte; \delta_{inic} = \delta = const; G_{inic} = 0$$

La solución (1) toma la forma

$$G = \frac{\delta}{l_{max}} \left[\bar{1}(x) - \bar{1}(t) \bar{1}(x-vt) \right]$$

- Variante de la sumatoria de las fuerzas que actúan sobre la partícula.

Esta ecuación se basa en el movimiento de las partículas por separado en un medio, mediante su caída libre y fundamentándose en la resistencia de Stokes, así como en la acción de la fuerza de gravedad y la fuerza de Arquímedes, nos brinda la posibilidad de fácil control de la velocidad de sedimentación.

(IV.3.2) FUNDAMENTOS TEORICOS DE LA VARIANTE SELECCIONADA.

En el proceso de automatización de los procesos de sedimentación se nos hace muy difícil controlar la velocidad de sedimentación, por esta razón nos decidimos por la variante de la sumatoria de las fuerzas que actúan sobre la partícula.

(IV.3.2.1) DESCRIPCION TEORICA

En un recipiente con líquido, por ejemplo en la zona clara del sedimentador, cae bajo la acción de la gravitación de las partículas del material triturado. Son conocidas las características granulométricas del material $inic(l)$, y el gasto por segundo δp , de sólido vaciado en el recipiente. Se necesita predecir la variación de las características granulométricas (l, x, t) y una cantidad volumétrica de sólido $m(xt)$ por el espacio del recipiente X durante el tiempo t . Las partículas sólidas se mueven en condiciones de caída libre.

La ecuación del movimiento de las partículas por separado --

...../

mediante la caída libre y con la resistencia de estokes tiene la forma.

$$V = V_{cp} + G \frac{\rho - \rho_{cp}}{\alpha_{cp}} l^2 \quad (4,39)$$

V - Velocidad de la partícula, m/s

V_{cp} - Velocidad del medio líquido con relación a las paredes del recipiente, m/s.

ρ, ρ_{cp} - Densidad de la partícula y del medio, kg/m^3

l - Dimensiones de las partículas (diámetro), m

α_{cp} - Constante proporcional de la viscosidad del medio.

Cuando se utilizan partículas esféricas

$\alpha_{cp} = 18 \eta$ (donde η es el coeficiente de viscosidad dinámica del medio).

La fórmula (4,39) resulta del balance de tres fuerzas, de gravedad, de Arquímedes y la resistencia de Stokes.

(IV.3.2:3) DESCRIPCION MATEMATICA

Para el análisis de la descripción matemática hay que partir del análisis de la ecuación (4,39) que resulta el balance de tres fuerzas, de gravedad, de Arquímedes y la resistencia de Stokes.

La ecuación (4,39) no puede al mismo tiempo predecir la forma de caída de las partículas de las mezclas polidispersas - sin incluir ecuaciones adicionales.

Simbolizaremos:

$m(x,t)$ - Decimales volumétricos de todas las partículas en la solidificación del punto z en el recipiente en el momento de tiempo t (es decir la relación volumétrica del sólido hacia el líquido y el sólido).

$\gamma(1,x,t) d1$, decimales volumétricos de los granos de clase -

...../

finas, $l \div l + dl$ en el punto (x, t) es decir $\delta'(t, x, t)$ existe una distribución diferencial granulométrica (no acumulativa) la fase sólida en el punto (x, t) .

Está justificada la siguiente correlación normada.

$$\int_0^{l_{max}} \delta'(l, x, t) dl = 1 \quad (4, 40)$$

$$\int_0^{l_{max}} \delta' m dl = m(x, t)$$

Para cualquier punto de la superficie temporal de un recipiente (x, t) es correcta la ecuación de conservación.

$$\frac{\partial m_r}{\partial t} = - \frac{\partial V m \delta'}{\partial x} = - G \frac{(\rho - \rho_{cp})}{\rho_{cp}} l^2 \frac{\partial m \delta'}{\partial x} \quad (4, 41)$$

mediante la presencia de la salida (o entrada) del material, esta ecuación se transforma en la forma:

$$\frac{\partial m \delta'}{\partial t} = - \frac{\partial V m \delta'}{\partial x} + \phi_p(x, t) M_{inic}(x, t) \delta'_{inic}(x, t) \quad (4, 41)$$

donde:

ϕ_p - productividad de la fuente (Stokes) igual a la cantidad de volumen sumario de material y del medio que pasa en una unidad de tiempo por una unidad de volumen en un punto (x, t) .

M_{inic} - decimales volumétricos de sólido en el material -- que se analiza.

δ'_{inic} - Características de la granulometría del mineral que se analiza.

La función $F = \phi_p M_{inic} \delta'_{inic}$ mediante las formas previstas de movimiento de las partículas dadas, ellas cuantitativamente caracterizan la carga (y descarga) del sólido.

La ecuación (4, 39) y (4, 40) indican variaciones en las características granulométricas y el contenido volumétrico de sólido en las condiciones de caída libre expresada anteriormente,

.... /

- Soluciones analíticas de la ecuación (4,41)

La salida prevista, del proceso de sedimentación exige una solución de las ecuaciones (4,40) y (4,41). Pudieron obtener soluciones analíticas para todos los casos generales en la siguiente forma.

$$m' = G(1, x, t) = G_{inic}(X - vt, 1) + \int_0^x f[e, x - (t - \tau)v, \tau] \bar{1}(t - \tau) d = G_{inic}(X - v, t, 1) + \int_0^t f[1, x - (t - \tau)v, \tau] d\tau \quad (4, 42)$$

Donde $G_{inic}(x, 1) = m_{inic}(x) \delta_{inic}(x, 1)$ - distribución inicial de las partículas polidispersas sobre la superficie del recipiente; $t = t_0 = 0$; $\bar{1}(t - \tau)$ - función única escalonada f - función de la fuerza.

$$f = \phi_p(x, t) m_{inic}(x, t) \delta_{inic}(1, t)$$

La correcta solución se comprueba colocando en las ecuaciones iniciales la utilización práctica de la ecuación (4,42) - se incluye hacia lo siguiente. Son conocidas distribuciones iniciales concretas $G_{inic}(x, 1)$ inicial $t_0 = 0$; la función de la fuente $f(1, x, t)$, que efectúan mediante $t > t_0$; la velocidad del medio líquido; v_{media} o v_{cp} sustituida en la función. $G_{inic}(1, x)$ y $f(1, x, t)$ en la coordenada x sobre $x - vt$ y $x - (t - \tau)v$ y sustituida en la fórmula (4,42) obtenemos la función:

$m = G(1, x, t)$ predecirá la redistribución temporal de la superficie de las partículas de todas las clases de granulometría en el recipiente.

De la conocida $G(1, x, t)$ se puede calcular por separado.

$$m \delta(x, t) = \int_0^{\max} G(1, x, t) d1 \quad (4, 43)$$

$$\gamma(1, x, t) = G(1, x, t) / m(x, t)$$

En un caso típico fundamental la zona de trabajo del recipiente que cumpla con la función de clasificación del apar...

to, limitadas por las coordenadas $0 < x < x_{\text{fondo}}$ en la parte inferior de la zona $X = x_{\text{fondo}}$ las partes centrales salen en el producto inferior. En el superior ($x=0$) las partículas flotantes se emergen en el producto superior (el eje de las x está dirigido hacia abajo).

De las soluciones obtenidas podemos predecir las características completas de ambos productos por la siguiente fórmula:

$$V_{\text{inf}}(t) = S \int_0^{x_{\text{fondo}}} m(x, t) dx \quad (4, 44)$$

$$\phi_{\text{inf}}(t) = d v_{\text{inf}} / dt \quad (4, 45)$$

$$\gamma_{\text{inf}}(1, t) = (1, t, X_f) \quad (4, 46)$$

donde: $V_{\text{inf}}(t)$ - Volumen sumatorio del rendimiento, agrupado en el producto inferior hacia el momento (t) ; m^3 .

S - Area de la sección del recipiente, m^2

$\phi_{\text{inf}}(t)$ - Productividad volumétrica sobre la dureza en el producto inferior m^3/S .

$\gamma_{\text{inf}}(1, t)$ - Características granulométricas del producto inferior en el momento de fluidez.

Por fórmulas análogas se calcula las características del producto superior $V_{\text{sup}}(t)$.

$\phi_{\text{sup}}(t), \gamma_{\text{sup}}(1, t)$ - integrantes en el espacio, pero también las características del producto sumatorio en la zona de trabajo $0 < x < x_{\text{fondo}}$.

(IV.3.2.3) ECUACION TEORICO MATEMATICA DEL PROCESO DE SEDI-MENTACION.

Teniendo en cuenta las características del proceso de sedimentación y las características en particular de nuestras pulpas, determinamos la ecuación teórico matemática que rige

...../

el proceso de sedimentación y quedó de la siguiente forma.

$$\Sigma F = G (\rho - \rho_{cp}) - \frac{\alpha_{cp} (V - V_{cp})}{l^2} = 0 \quad (4, 45)$$

F = Sumatoria de todas las fuerzas que actúan sobre una partícula.

G - Aceleración de la gravedad, m/s²

ρ - Densidad de la partícula, kg/m³

ρ_{cp} - Densidad del medio, kg/m³

α_{cp} - Constante proporcional de la viscosidad del medio

V - Velocidad de la partícula, m/s

V_{cp} - Velocidad del medio líquido con relación a las paredes del recipiente m/s.

l - Dimensiones de las partículas (diámetro); m

IV.4) PROCESO DE CRISTALIZACION

En el proceso de separación de níquel y cobalto en el reactor tubular se hace necesario que el cobalto cristalice y precipite rápidamente, de ahí lo necesario del estudio del proceso de cristalización para este trabajo.

(IV.4.1) FUNDAMENTOS TEORICOS

Ya en el año 1978, D.K. Chernov, cuando estudiaba la estructura del acero fundido, indicó que el proceso de cristalización consta de dos procesos elementales. El primer proceso consiste en la formación de partículas pequeñísimas de los cristales a las que Chernov dió el nombre de "gérmenes" y que ahora se llaman centros o núcleos de cristalización. El segundo proceso es el de crecimiento de estos cristales a partir de estos centros.

El proceso de formación de cristales por generación de los centros de cristalización y de su crecimiento, puede estudiarse valiéndose de los modelos (esquemas) que utilizó eficazmente I.L. Mirkin. Un modelo de cristalización de este

...../

tipo se representa en la figura (4,8).

Supongamos que en la figura representada aparecen en un segundo cinco centros de cristalización, los cuales crecen con una velocidad determinada, al cabo del primer segundo se habrán formado cinco centros, al final del segundo estos centros habrán crecido y al mismo tiempo habrán surgido otros cinco núcleos nuevos de futuros cristales. Así, como resultado de la aparición de los centros y de su crecimiento, comienza el proceso de cristalización, que como se ve en este ejemplo termina en el séptimo segundo.

El esquema cualitativo del proceso de cristalización representado en la figura (4,8) puede representarse cuantitativamente por la curva cinética figura (4,9).

El estudio de estos esquemas de cristalización da la posibilidad de explicar dos aspectos importantes de este fenómeno.

1. A medida que se desarrolla el proceso de cristalización en el participa un número mayor de cristales. Por esto al principio se acelera el proceso, hasta que en un momento determinado, el encuentro mutuo de los cristales empieza a dificultar sensiblemente su desarrollo; el crecimiento de los cristales se retarda aún más porque la cantidad del líquido en que se forman los nuevos cristales es cada vez menor.
2. El proceso de cristalización mientras el cristal está rodeado de líquido suele tener forma regular, pero al encontrarse y unirse los cristales su forma regular se altera y la forma exterior de cada cristal depende de las condiciones del contacto entre los cristales que crecen. Por esto, como indicamos, los cristales de un metal, es decir sus granos o cristales no tienen forma regular.

La velocidad de todo el proceso de cristalización está determinada cuantitativamente por dos magnitudes:

...../

- La velocidad de formación de los centros de cristalización.
- La velocidad de crecimiento de los cristales.

Estas dos magnitudes pueden medirse para las diversas condiciones de cristalización; ver figura (4,10).

(IV.3.2.1) DESCRIPCION TEORICA

Durante la investigación del paso de cristalización de un componente de un aparato que trabaje en forma discontinua se puede plantear la tarea de la siguiente forma; al aparato se le hace llegar el flujo de alimentación inicial, en nuestro caso el licor de primera y segunda etapa de lixiviación; la composición sustancial la cual se caracteriza por la concentración de la parte disolvente de la sustancia cristalizada $C_{Co\ inic}(t)$.

La concentración de la fase sólida $m_{Co\ inic}(t)$ con la distribución diferencial del peso por el grueso; $\delta(1,mm)$ de las partículas en la fase sólida $\gamma_{inic}(1,t)$; mm.

Dentro de la zona de trabajo del aparato la mezcla se caracteriza por una cantidad análoga $C(t)$, $m(t)$, $\delta(1,t)$ las cuales admitimos no dependerá de las coordenadas espaciales de la zona.

Para quitar el flujo del aparato también tenemos $C_{ob}(t)$, $m_{ob}(t)$, $\gamma_{ob}(1,t)$. Las magnitudes de reserva del material (mezcla) en el aparato de las corrientes conducidas y acompañadas la representamos correspondientemente con: M, kg , $\phi, kg/seg$, $\phi_{ob}, kg/seg$. Se exige determinar la composición sustancial de la mezcla en la descarga del aparato. $C_{ob}(t)$, $m_{ob}(t)$, $\gamma_{ob}(1,t)$ y en el mismo aparato $C(t)$, $m(t)$, $\gamma(1,t)$ por la composición conocida de alimentación (t - tiempo transcurrido).

La solución del problema se da más abajo para su comprensión, en primer lugar dentro de la zona discontinua surgen centros de cristalización de la fase sólida, despreciada por sus pe -

queñas medidas, la velocidad de transformación de los embrios (centros) son conocidos V_z ; $\text{seg} \cdot \text{kg}^{-1}$.

En segundo lugar se cuenta con la velocidad lineal conocida del tamaño de los cristales V_R ; mm/seg .

En tercer lugar la agitación intensiva de la mezcla en la zona, la fase sólida no se diferencia y en el aparato se traslada el material con la misma composición es decir $C_{ob} = C(t)$; $m_{ob} = (mt)$; $\gamma_{ob} = \gamma(1,t)$.

Como cuarto detenidamente se investiga el régimen estacionario de trabajo del aparato.

(IV.4.1.2) DESCRIPCION MATEMATICA

Partiremos de que las magnitudes V_z y V_R no son constantes y las mismas dependen de la temperatura en la zona, de la concentración del componente en la solución $C(t)$ y de la cadena de otros pequeños factores influyentes.

$$\begin{aligned} V_z &= V_z(T, C) \\ V_R &= V_R(C, T) \end{aligned} \quad (4, 49)$$

El pronóstico teórico de la ecuación anterior es muy difícil a pesar de su buena calidad, por ejemplo con el aumento de la concentración $C(t)$ la velocidad de formación de los centros tiende a 0 hasta que llega a la saturación de la solución (a una temperatura dada) por lo que la concentración de $C(t)$ aumenta lentamente.

Las dos cantidades $m(1,t)$ y $\gamma(1,t)$ cambian en un equivalente a la masa de la parte estrecha $1, 1 + d1$ en un kilogramo de mezcla.

$d1 G/(1,t) = d1 m(1,t) \gamma(1,t)$ o igualmente al último de número de partículas derivadas de la parte estrecha. $1, 1 + d1$ en un kilogramo de mezcla $\delta_4(1,t)$.

$$dl \delta_4(l, t) = dl G(l, t) / \left(\rho \frac{\pi}{6} l^3 \right) \quad (4, 50)$$

Donde:

ρ - Densidad de las partículas de las fases sólidas
 $\rho \left(\frac{\pi}{6} \right) l^3$ - masa de cristal formado con una longitud l ; kg. Conociendo a $\delta_4(l, t)$ por la fórmula (4, 50) se puede determinar rápidamente $G(l, t)$ y más adelante $m(t)$ y $\delta(l, t)$.

$$m(t) = \int_0^{\infty} G(l, t) dl = \int_0^{\infty} (l, t) \frac{\rho \pi l^3}{6} dl \quad (4, 51)$$

$$\delta(l, t) = G(l, t) / m(t)$$

Aquí se tiene en cuenta que la fuerza de formación - función $\int_0^{\infty} (l, t) dl = 1$

Para el análisis del paso de cristalización puede ser utilizada la siguiente ecuación del balance material (por la derivada) de la parte estrecha. $l, l + dl$.

$$dl_m \frac{\partial \delta_4(l, t)}{\partial t} = dl \left[- MV_R \frac{(l, t)}{l} + \phi_{inic} \delta_{inic}(l, t) - \phi_{ob} \delta_{ob}(l, t) + V_z M \delta(l) \right] \quad (4, 52)$$

En esta ecuación la parte izquierda es igual a la velocidad de cambio del número de partículas de la parte estrecha, $l, l + dl$ en la zona del aparato en un segundo. El primer miembro de la parte derecha caracteriza el flujo de la parte estrecha, teniendo en cuenta el crecimiento de los cristales más pequeños.

El segundo y tercer miembro caracteriza el ascenso y descenso de las partículas sólidas en la parte estrecha con la mezcla inicial y la transportada. El último miembro caracteriza el ascenso de los centros con medidas de $l=0$ en la zona, y es igual al número de centros que surgen en la zona en un segundo. Entonces en la circunstancia de que la medida de los centros sea igual a cero se considera δ -función impulso $\delta(l)$.

...../

En la ecuación (4,52) es necesario completar la ecuación de balance de la parte soluble.

$$M \left[\frac{d}{dt} (c(t) + m(t)) \right] = \left[\phi_{ini} m_{inic}(t) + C_{inic}(t) \right] - \phi_{ob} \left[m_{ob}(t) + C_{ob}(t) \right] \quad (4,53)$$

Entonces obtenemos un sistema de igualdad cerrado, determinando el paso de cristalización en el aparato conociendo la cantidad numérica de $M, \phi_{inic}, \phi_{ob}, m_{inic}(t), C_{inic}(t), \gamma_{inic}(t, l), V_R(t, c), V_Z(t, c)$, de la solución de la ecuación (4,51) y (4,53) encontramos:

$$\gamma_{ob}(l, t) = \gamma_{inic}(l, t)$$

$$m_{ob}(t) = m(t) = \int_0^{\infty} \gamma_4(l, t) \frac{\rho \pi l^3}{6} dl$$

$C_{ob}(t) = C(t)$. Como complemento se exigen las condiciones iniciales de caracterización del estado del aparato con $t=0$
 $\gamma_4(l, 0); m(0), (t_0)$

En el régimen de trabajo estacionario cuando las características de alimentación inicial no varía durante el tiempo y t_{od} . El problema de análisis unido a la solución de la ecuación anterior es relativamente sencillo tal y como la derivada del tiempo se hace nula.

Teniendo en cuenta la agitación ideal de la mezcla en la zona, la ecuación (4,52) y (4,53) nos queda.

$$\frac{M}{\phi} V_R(T, c) \frac{d\gamma_4(l)}{dl} + \gamma_4'(l) = \gamma_4'_{inic}(l) + \frac{M}{\phi} V_Z(T, c) \times \delta(l) \quad (4,54)$$

$$m + c = M_{inic} + C_{inic}; \phi = \phi_{inic} = \phi_{ob}$$

Ver figura (4,55) a y b

(IV.4.1.3) ECUACION TEORICO MATEMATICA DEL PROCESO DE CRISTALIZACION.

Después del estudio del proceso de cristalización y teniendo en cuenta las características de nuestro proceso la ecuación teórica matemática que rige el proceso nos quedó de la siguiente forma.

$$\frac{M}{\phi} V_R(T,C) \frac{d \delta_y(1)}{dt} + \delta_y(1) = \delta_{y_{inic}}(1) + \frac{M}{\phi} V_z(T.C) \times$$

$$\times \delta(1)$$

$$m + c = m_{inic} + C_{inic} \quad \phi = \phi_{inic} = \phi_{ob}$$

(IV.5) MODELACION TEORICO MATEMATICA DEL PROCESO DE SEPARACION DE NIQUEL Y COBALTO.

Como habíamos explicado anteriormente el proceso se había dividido en cuatro partes fundamentales, para de esta forma realizar un estudio detallado de cada etapa del proceso, que nos diera la posibilidad de obtener las ecuaciones teóricas matemáticas para cada uno de ellos, que en su conjunto conformarían el modelo teórico matemático del proceso de separación de níquel y cobalto. Por cuanto el modelo quedó conformado por las siguientes ecuaciones.

IV.5.1 - ECUACION PARA REACTOR

$$\frac{\partial C_{Co \text{ licor}}}{\partial t} = -K [H_2S] [C_{Co \text{ lic}}] - W \frac{\partial C_{Co \text{ conc}}}{\partial l} + DL \frac{\partial^2 C_{Co \text{ conc}}}{\partial l^2} + DR \frac{\partial^2 C_{Co \text{ conc}}}{\partial R^2} + V_A$$

- Ecuación que rige el proceso de aeración

$$\frac{d C_{Ni \text{ conc}}}{dt} = -K [O_2] [Ni_{sol}] + V_A$$

- Ecuación para el proceso de sedimentación.

...../

$$\Sigma F = G (f - f_{cp}) - \frac{\alpha_{cp} (V - V_{cp})}{l^2} = 0$$

- Ecuación que rige el proceso de cristalización.

$$\frac{M}{\phi} V_R (T, C) \frac{d \delta_4 (l)}{dl} + \delta_4 (l) = \delta_4_{inic} (l) + \frac{M}{\phi} V_Z (T, C) \times \delta (l)$$

donde:

V_R - Velocidad de crecimiento de los cristales.

V_Z - Velocidad de formación de los embriones o centros de cristalización.

$\delta_4(inic)$ - último número de partículas derivadas de la parte estrecha.

M - Decimales volumétricos de las partículas en la cristalización del punto X.

ϕ - Flujo del licor.

(IV.5.2) EVALUACION DE ALGUNOS CANALES DE REGULACION

Entre los canales de regulación evaluados estuvieron la dependencia o interrelación entre la concentración de cobalto en el concentrado con el gasto de reactivo, en nuestro caso el ácido sulfhídrico y también la interrelación entre el --gasto de aire y la concentración de níquel en el concentrado, obteniéndose ambas dependencias.

(IV.5.2.2) TRATAMIENTO DE LAS ECUACIONES DE CALCULO

La ecuación para reactor, que inicialmente tenía la forma -

$$\frac{\partial C_{Co \text{ licor}}}{\partial t} = - K [H_2S] [C_{Co \text{ licor}}] - W \frac{\partial C_{Co \text{ conc}}}{\partial l} + DL \times \frac{\partial^2 C_{Co \text{ conc}}}{\partial l^2} + DR \frac{\partial C_{Co \text{ conc}}}{\partial R^2} + V_A$$

Tomará la siguiente forma.

$$\Delta C_{Co \text{ licor}} = -K_1 [H_2S] [C_{Co \text{ licor}}] \Delta t - K_2 \Delta C_{Co \text{ conc}} \Delta t + K_3 \Delta C_{Co \text{ conc}}^2 \Delta t + K_4 \Delta C_{Co \text{ conc}}^2 \Delta t + V_A \Delta t$$

.... /

sustituyendo:

$$(K_3 + K_4) = K_5$$

nos quedará.

$$\Delta C_{Co \text{ licor}} = -K_1 [H_2S] [C_{Co \text{ licor}}] t - K_2 \Delta C_{Co \text{ conc}} \Delta t + K_5 \Delta t \Delta C_{Co \text{ conc}} + V_A \Delta t$$

tomemos.

$$\frac{1}{K_5} = K_9 \quad \text{y} \quad \frac{K_2}{K_5} = K_6$$

tomará la siguiente forma.

$$\Delta C_{Co \text{ conc}}^2 + K_6 \Delta C_{Co \text{ conc}} = K_8 V_{lic} - C_{Co \text{ conc}} + K_9 [H_2S] x V_{lic} - C_{Co \text{ conc}}$$

agrupando y transformando.

$$\Delta C_{Co \text{ conc}}^2 + K_6 \Delta C_{Co \text{ conc}} = K_9 [H_2S] V_A$$

despejando la concentración de H₂S nos quedará.

$$\frac{1}{K_9 V_A} \Delta C_{Co \text{ conc}}^2 + \frac{K_6}{K_9 V_A} \Delta C_{Co \text{ conc}} = H_2S$$

sustituyendo por:

$$\frac{1}{K_9 V_A} = C_1 \quad \Delta C_{Co \text{ conc}}^2 = X^2$$

$$\frac{K_6}{K_9 V_A} = C_2 \quad \Delta C_{Co \text{ conc}} = X$$

$$[H_2S] = Y$$

luego nos quedará.

$$C_1 \cdot X^2 + C_2 X = Y$$

- Para la ecuación del proceso de aeración.

$$\frac{d C_{Ni \text{ conc}}}{dt} = -K [O_2] [Ni_{\text{soluc}}] \cdot V_A$$

integrando nos quedará.

$$C_{Ni \text{ conc}} = -K [O_2] [Ni_{licor}] t + V_A t + a$$

sustituyendo por:

$$C_{Ni \text{ conc}} = Y$$

$$-K [Ni_{licor}] t = a$$

$$[O_2] = X$$

$$V_A t + a = b$$

La ecuación nos quedará.

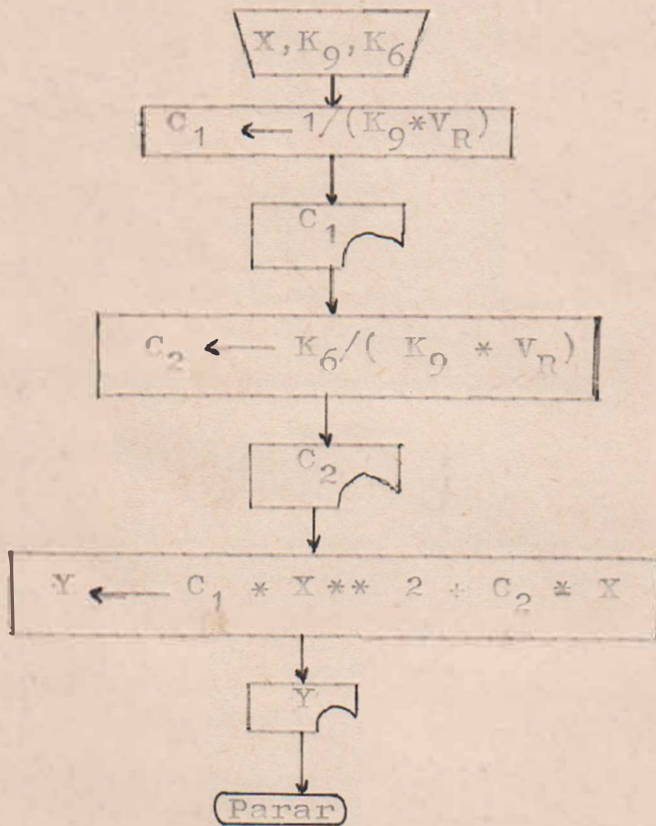
$Y = -aX + b$ despejando X nos queda

$$X = \frac{b-Y}{a}$$

(IV.5.2.2) ALGORITMO DE CALCULO

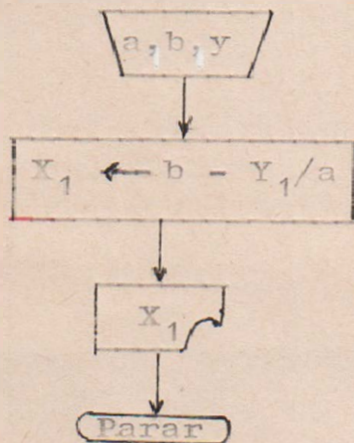
ALGORITMO PARA LA ECUACION

$$C_1 \cdot X^2 + C_2 \cdot X = Y$$



ALGORITMO PARA LA ECUACION

$$X_1 = \frac{b - Y_1}{a}$$



(IV.5.2.4) TRATAMIENTO DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS.

Los resultados obtenidos en dicho programa fueron descritos en dos gráficos de dependencia; uno nos relaciona la variación de cobalto en el concentrado, respecto al gasto de ácido sulfhídrico y la otra nos relaciona la variación de la concentración de níquel en el concentrado con el gasto de aire en el proceso de aeración.

Estas dependencias las podemos observar en las gráficas (4,11) y (4,12).

En la figura (4,11) podemos observar que a medida que aumentamos el flujo de ácido sulfhídrico la concentración de cobalto en el concentrado aumenta.

En la figura (4,12) se puede observar que con el aumento del flujo de aire en la pulpa la concentración de níquel en el concentrado disminuye, siendo el flujo óptimo de aire 12,8

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

1. Si bien la estructura del modelo propuesto no ha sido aún comprobado, la misma está en plena concordancia con los enunciados teóricos planteados en la literatura acerca del proceso con reacción química, y transformación o transferencia de masa combinada, aeración y sedimentación. Así mismo la estructura del modelo refleja los postulados existentes acerca del comportamiento del fluido en el interior del reactor tubular como componente principal.
2. La estructura del modelo es suficientemente flexible para estudiar distintas variantes de la cinética de las tres etapas del proceso, y el programa evaluado para algunos canales acepta los cambios correspondientes sin grandes modificaciones en las instrucciones contenidas.
3. Tenemos que para el rango de valores tomados con el aumento de ácido sulfhídrico aumenta la concentración de cobalto en el precipitado, así también en el proceso de aeración con el aumento del flujo de aire disminuye la concentración de níquel en el concentrado del sulfuro de cobalto.

R E C O M E N D A C I O N E S

1. Realizar experimentos a nivel de laboratorios cuando se tengan las condiciones necesarias para ello; que permitan orientar el rango de valores de los parámetros correspondientes.
2. Lograr la experimentación en condiciones adecuadas - de instrumentación del proceso y tomando en cuenta - una mayor estabilidad de los parámetros operacionales en cuestiones tales como, flujo de entrada, tiempo de retención, etc.
3. Analizar la dependencia en nuevos canales de regulación; lo cual puede ser incluido en el presente modelo.

Bibliografía Utilizada.

- 1.-Montero O'Farrilll. "Trabajo de Diploma Estudio del Proceso de Sep. Ni y Co como objeto de reg. automática". 1985.
- 2.-Ameliu A. G. y otros. "Tecnología Química General"; Moscú Editora "Jimia", 1977, 399 páginas.
- 3.-Tíjonov O. N. "Modelos matemáticos simples de procesos metalúrgicos". Leningrado. Instituto de Minas de Leningrado. Instituto de Minas de Leningrado. 1978, 108 páginas.
- 4.-Dubravinsky R. L., Tíjonov O. N. "Análisis de la cristalización estacionaria continua en una instalación unitaria y en un sistema de instalaciones (con consideración de la fase sólida semidispersa)". Moscú, 1980, Academia de Ciencias de la URSS.
- 5.-Pérez Monteagudo Fernando y otros. "Introducción a la Computación", La Habana, Editorial Pueblo y Educación, 1980, 850 Páginas.

A N E X O S

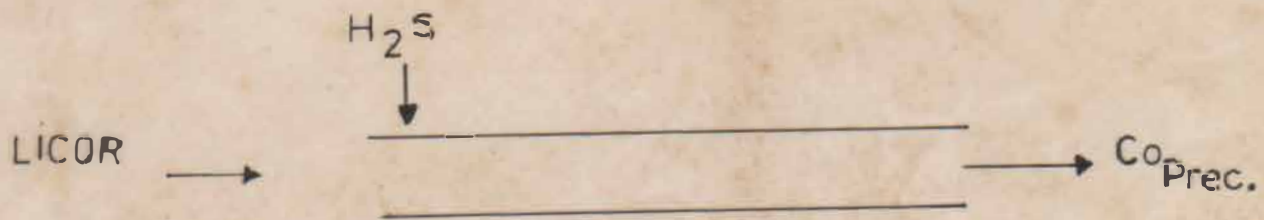
```

35 INPUT "VELOCIDAD DE REACCION VR:";VR
37 LPRINT TAB(27);"V00";TAB(43);"H2S"
38 C1=1/(K9*VR)
39 FOR X=.02 TO .05 STEP .001
40 C2=K6/(K9*VR)
41 Y=C1*X^2+C2*X
42 LPRINT TAB(25); X;TAB(40);Y;NEXT
43 LPRINT TAB(27);"V02";TAB(43);"CNI"
44 FOR Y1=.3 TO 1 STEP .01
45 X1=(B-Y1)/A
46 LPRINT TAB(25);X1;TAB(40);Y1;NEXT
47 END

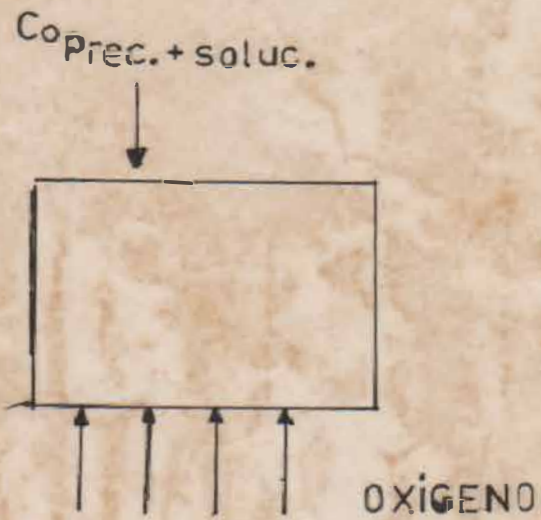
```

V00	H2S
.02	.06
.021	.063525
.022	.0671
.023	.070725
.024	.0744
.025	.078125
.026	.0819
.027	.085725
.028	.0896
.029	.093525
.03	.0975
.031	.101525
.032	.1056
.033	.109725
.034	.1139
.035	.118125
.036	.1224
.037	.126725
.038	.1311
.039	.135525
.04	.14
.041	.144525
.042	.1491
.043	.153725
.044	.1584
.045	.163125
.046	.1679
.047	.172725
.048	.1776
.049	.182525
.05	.1875
V02	CNI
13.4	.3
13.38	.31
13.36	.32
13.34	.33
13.32	.34
13.3	.35
13.2	.4
13.18	.41
13.16	.42
13.14	.43
13.12	.44
13.1	.45
13.08	.46
13.06	.47
13.04	.48
13.02	.49
13	.5
12.98	.51
12.96	.52
12.94	.53
12.92	.54
12.9	.55
12.88	.56
12.86	.57
12.84	.58
12.82	.59
12.8	.6
12.78	.61
12.76	.62
12.74	.63
12.72	.64
12.7	.65
12.68	.66
12.66	.67
12.64	.68
12.62	.69
12.6	.7
12.58	.71
12.56	.72
12.54	.73
12.52	.74
12.5	.75
12.48	.76
12.46	.77
12.44	.78
12.42	.79
12.4	.8
12.38	.81
12.36	.82
12.34	.83
12.32	.839999
12.3	.849999
12.28	.859999
12.26	.869999
12.24	.879999
12.22	.889999
12.2	.899999
12.18	.909999
12.16	.919999
12.14	.929999
12.12	.939999
12.1	.949999
12.08	.959999
12.06	.969999
12.04	.979999
12.02	.989999
12	.999999

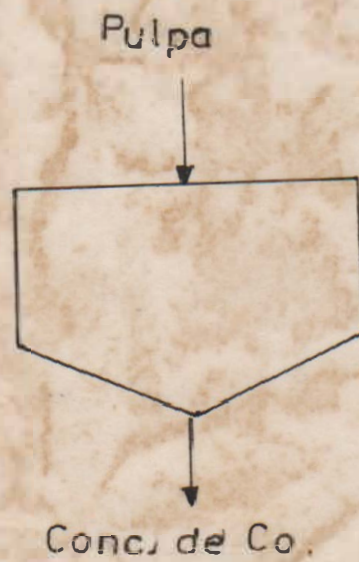
1- PROCESO EN EL REACTOR TUBULAR



2- PROCESO DE AIREACIÓN



3- PROCESO DE SEDIMENTACIÓN



4- PROCESO DE CRISTALIZACIÓN

Fig - 4.1

Fig- 4.2 : Reactor Periódico de Agitación Ideal.

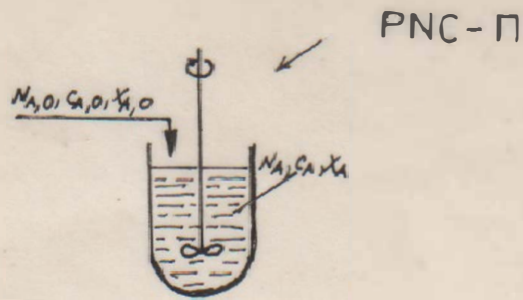


Fig- 4.4 Reactor Continuo de Agitación Ideal.

PNC- H

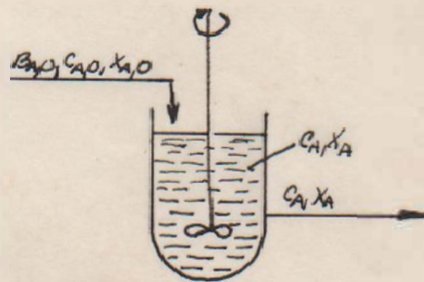


Fig- 4.6 Reactor de Desplazamiento Ideal.

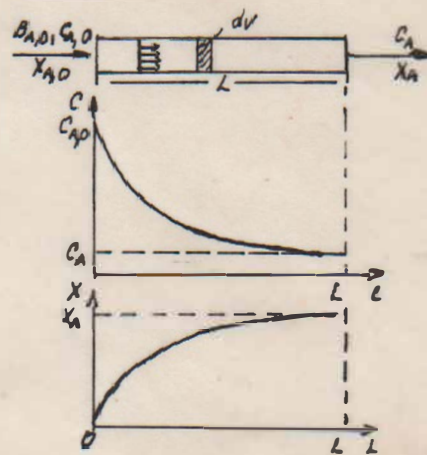
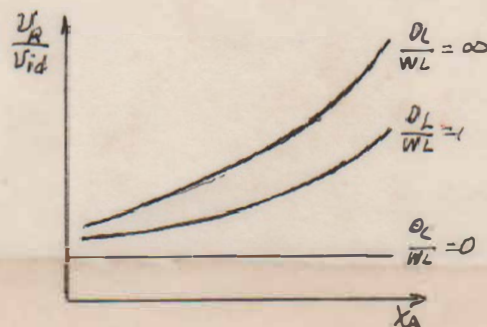


Fig- 4.7 grado de desviación



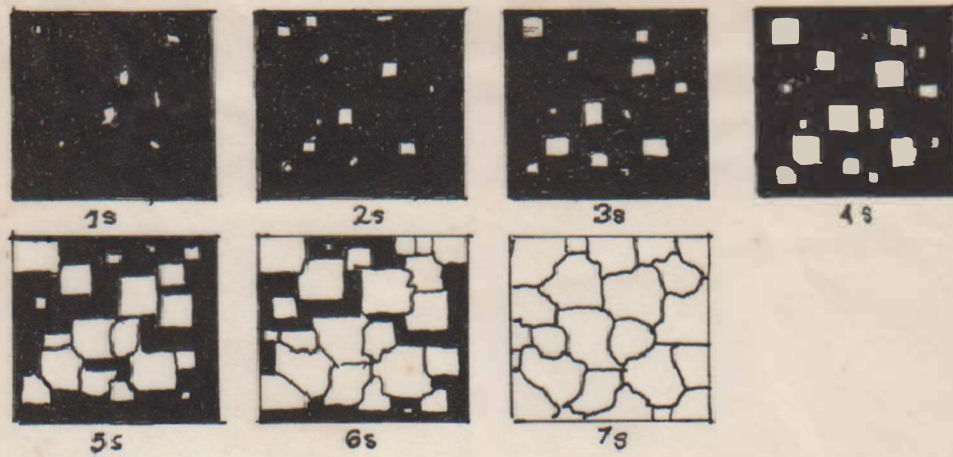


Fig- 4.8 Modelo del Proceso de cristalización

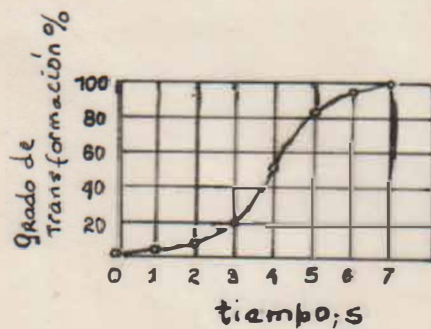


Fig- 4.9 Curva cinética de cristalización

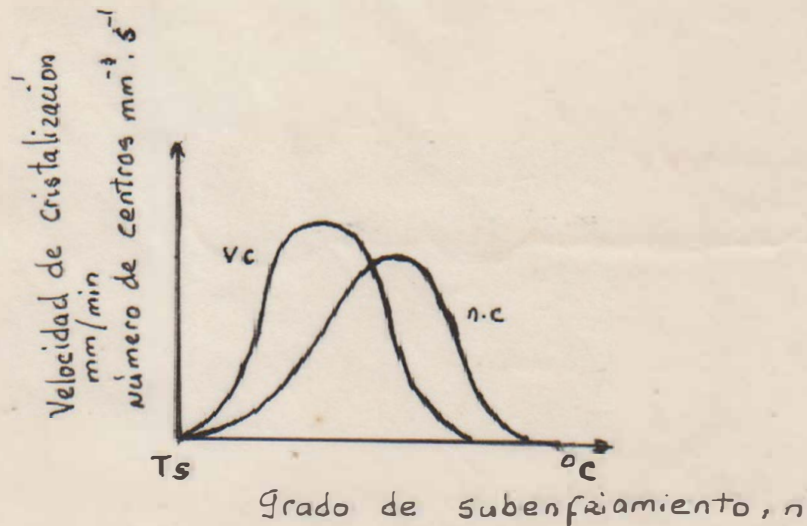


Fig- 4.10 Velocidad de crecimiento (v.c) de los cristales y velocidad de generación de los centros de cristalización (n.c) en dependencia del grado de subenfriamiento.

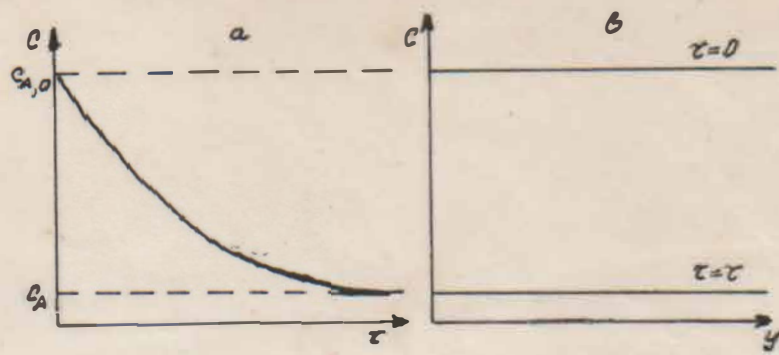


Fig-4.3 Variación de la concentración del agente A con el tiempo y el volumen.

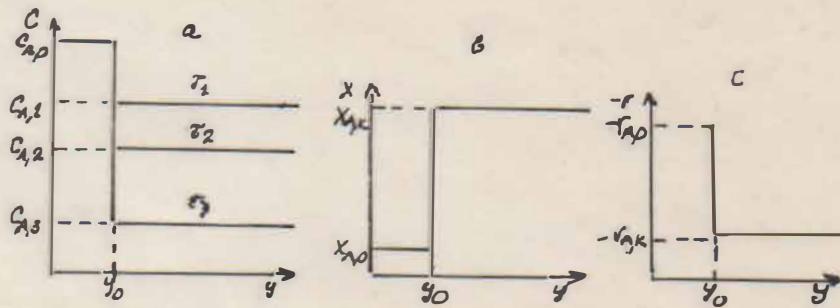


Fig-4.5 Cambio de los Parámetros del sistema en el reactor PNC-H

n_1 y n_2	r_2/r_1	$\phi_R = f(C_A)$	$\phi_R = F(X_A)$	Tipo de reactor
$n_1 > n_2$ $n_1 - n_2 = a$	$\frac{k_1}{k_2} C_A^a$			PNCB
$n_1 < n_2$ $n_1 - n_2 = -a$	$\frac{k_1}{k_2 C_A^a}$			PNCB
$n_1 = n_2$ $n_1 - n_2 = 0$	$\frac{k_1}{k_2}$	no depende de C_A y X_A		OTROS

Tabla-1 Comparación de los diferentes reactores en cuanto a:

- selectividad = $f(C_A, X_A)$

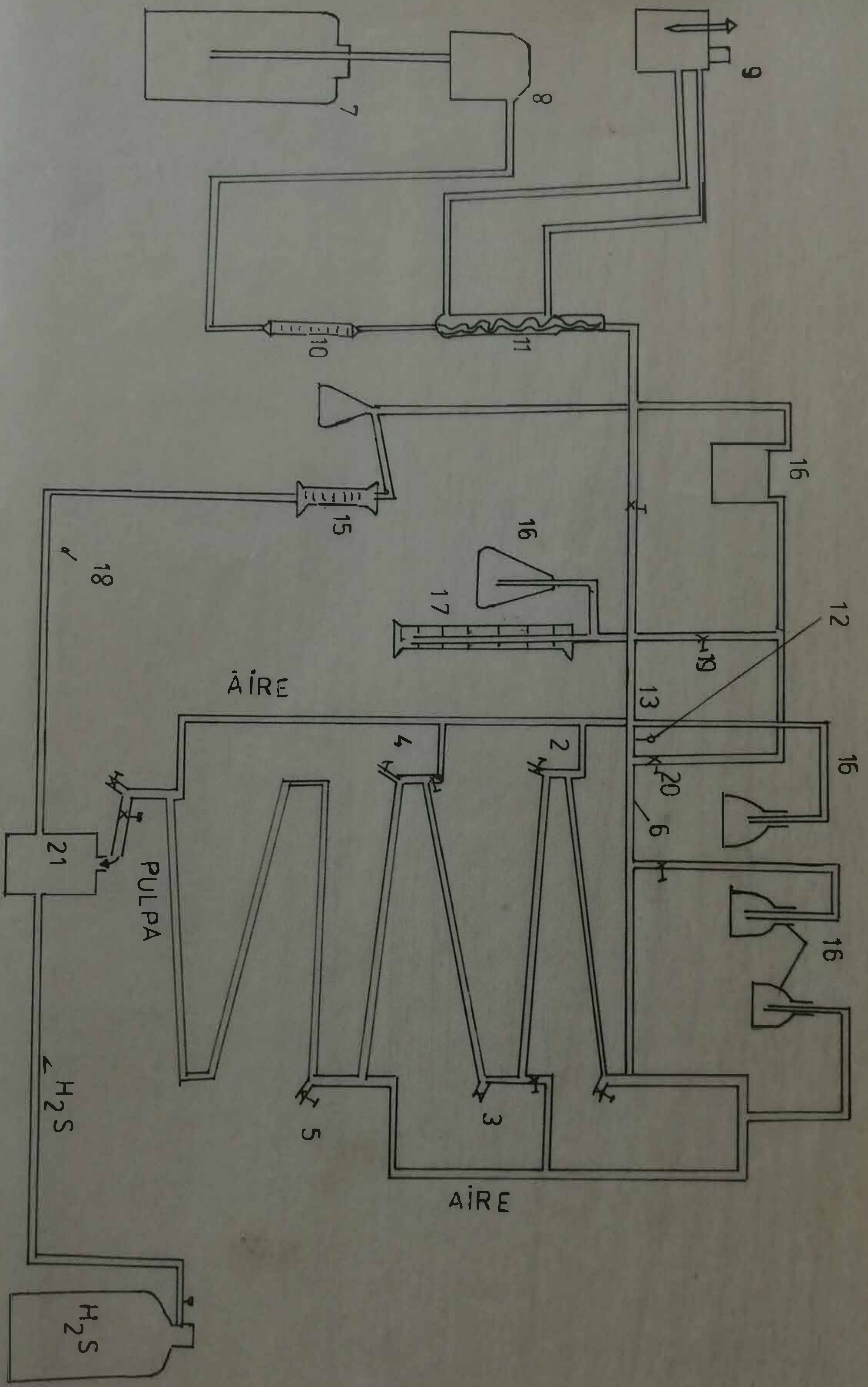
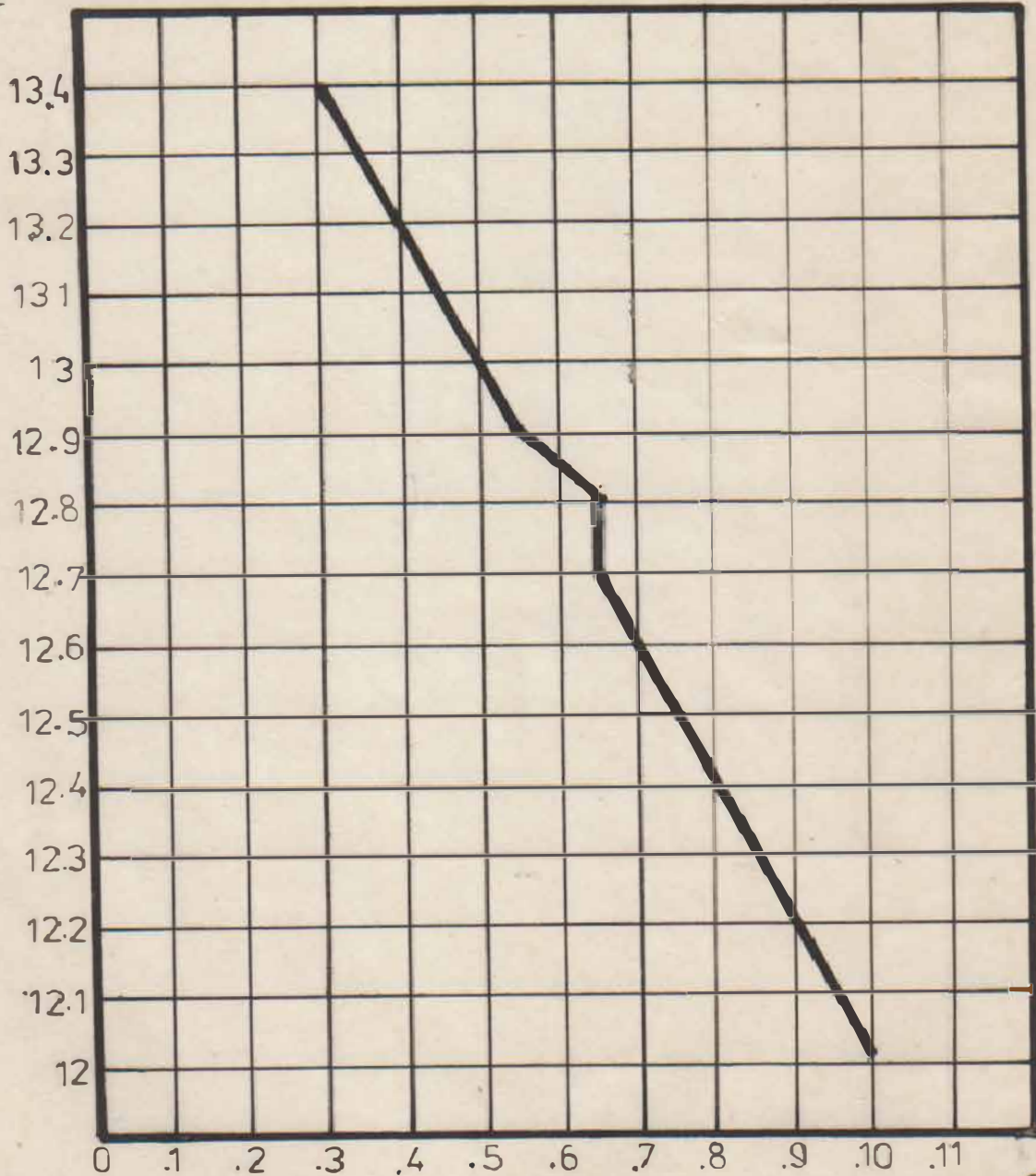


Fig. III-3-1

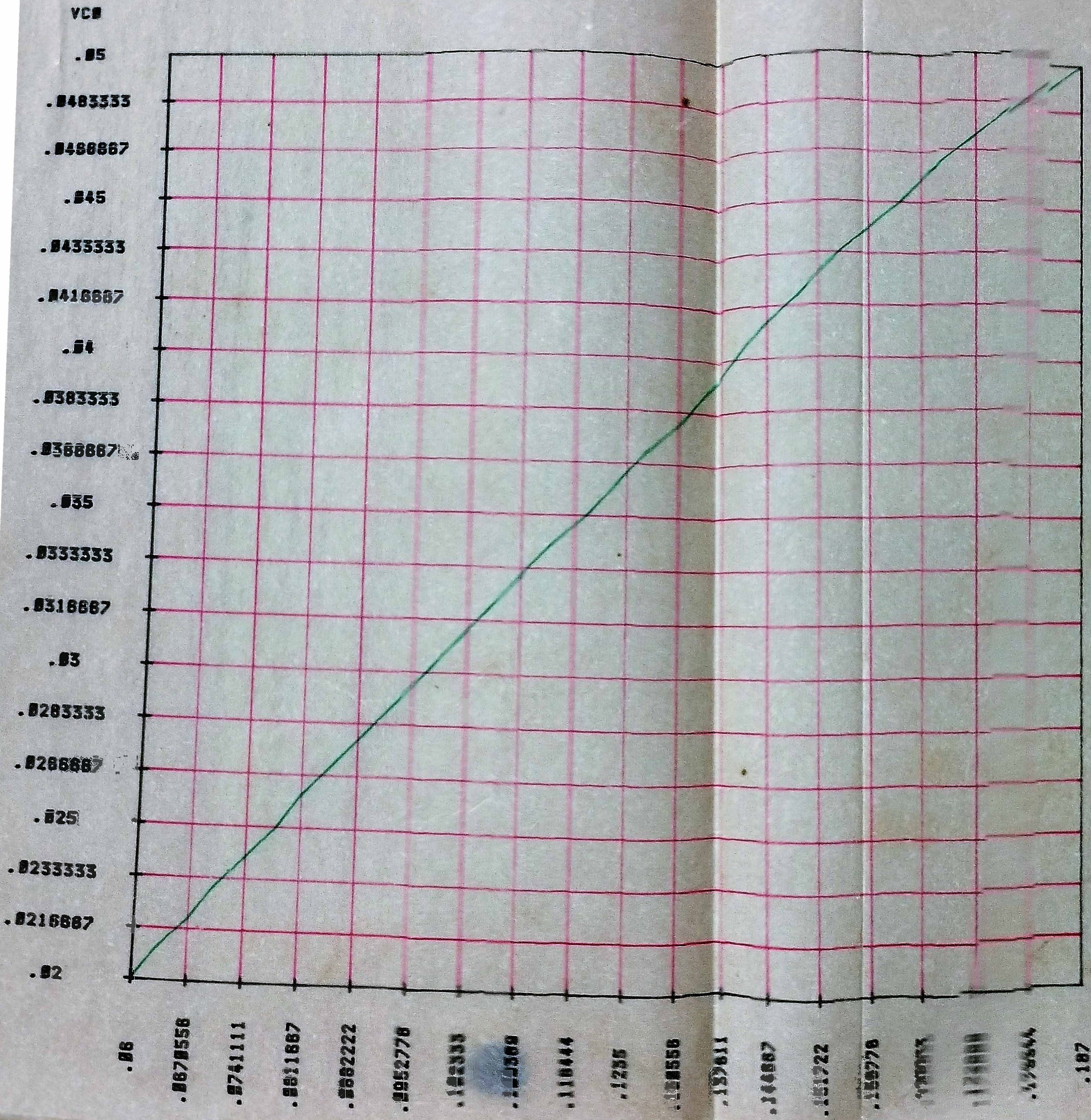
VO_2 vs C_{Ni} CONC.

VO_2



C_{Ni} CONC.

VCO vs H2S



LEYENDA
C 1 VCO vs H2S

ESCALA
EJE H: 1 cm = 7.85558E-04
EJE V: 1 cm = 1.88887E-04