



REPÚBLICA DE CUBA

INSTITUTO SUPERIOR MINERO METALÚRGICO

DR. ANTONIO NÚÑEZ JIMÉNEZ

FACULTAD: METALURGIA ELECTROMECAÁNICA

DEPARTAMENTO: METALURGIA QUÍMICA

Evaluación del empleo del licor neutralizado para la dilución del floculante.

TRABAJO DE DIPLOMA EN OPCIÓN AL TÍTULO DE INGENIERO EN

METALURGIA Y MATERIALES

Keysler Anache Anache

Tutores: Dra. C. Liudmila Pérez García

Dra. C. Beatriz Ramírez Serrano

MOA, 2016

Declaración de autoridad.

Yo, Keysler Anache Anache, autor de este Trabajo de Diploma titulado: “Evaluación del empleo del licor neutralizado para la dilución del floculante, certifico su propiedad intelectual a favor del Instituto Superior Minero Metalúrgico de Moa “Dr. Antonio Núñez Jiménez” y la empresa Comandante Pedro Sotto Alba MOANICKEL S.A” los cuales podrán hacer uso del mismo para los fines que estimen pertinente.

Para que así conste firmamos la presente a los___días del mes de_____, 2016.

Diplomante: Keysler Anache Anache

Dr.C: Liudmila Pérez García

Dr.C: Beatriz Ramírez Serrano

DEDICATORIA

Dedico este Trabajo de Diploma:

A Dios que hace todas las cosas posibles en mi vida.

A mis padres José Agustín y Mabel, como recompensa por su esfuerzo, dedicación y confianza. Con todo cariño y amor que se merecen.

A mi esposa (Maryenis) E hijo (Keysler Samuel) que son la razón de mi vivir y los quiero con todo mi corazón, por apoyarme en los momentos más difíciles de mis estudios.

A mis abuelos, mi hermano, tíos, y a todos mis primos por preocuparse y contribuir de una forma u otra en la culminación de mis estudios.

A toda la familia, en especial a mis primos, Beatriz, Maday, Angel Carlos y Carlos Angel, y todos lo que están fuera de la provincia, al igual que a mis tíos Héctor, Nolvis, María Virgen, Victoria, María Esther, Pedro, Reynerio gracias a todos por su, apoyo Incondicional.

PENSAMIENTO



SABERSE SACRIFICAR ES EL PRECIO DURABLE EN TODO.

JOSÉ MARTÍ

AGRADECIMIENTOS

A la Revolución Cubana por el privilegio de prepararme y forjarme como profesional.

A mis padres José Agustín y Mabel, a mi esposa (Maryenis) e hijo (Keysler Samuel) por su confianza depositada en mí, por apoyarme y aconsejarme.

A mis primos, tíos y a toda la familia.

A mis tutores la Dr.c Liudmila Pérez García y Dr.C Beatriz Ramírez Serrano, que supieron guiarme y dedicarme parte de su preciado tiempo, por trasmitirme sus conocimientos y su experiencia para de esta forma lograr la realización de este trabajo.

A todos los profesores del Departamento de Metalurgia por su apoyo y preocupación y sobre todo paciencia en el transcurso de mi carrera.

Al colectivo del Departamento de Tecnología de los Procesos de la Empresa por permitirme desarrollar este tema de investigación.

A los compañeros de la Subdirección de Ingeniería de la Empresa por su colaboración.

A mis amistades que siempre supieron darme su confianza.

Sea eterno mi agradecimiento a todo aquel, que aún sin saberlo, puso su grano de arena para que hoy sea, exactamente, lo que un día soñé.

RESUMEN

En el presente trabajo se valora la posibilidad de emplear el licor producto de la Planta de Neutralización de la Empresa “Comandante Pedro Sotillo Alba Moanickel SA” para diluir el floculante, debido a limitaciones con el flujo de agua de procesos. Para ello se realizaron pruebas comparativas de sedimentación en probetas utilizando para la dilución del floculante, agua de proceso y licor neutralizado y se determinó turbidez del licor separado, al emplear diferentes dosis de floculante (20, 30, 40, 50, 60 g/t) de mineral. También se realizaron los cálculos hidráulicos para la selección de la tubería de licor de lixiviación y su factibilidad económica. De esta forma se comprobó que se obtienen resultados similares de sedimentación y turbidez del licor diluyendo el floculante con licor o con agua de proceso, se requiere una línea de 2 pulgadas de acero inoxidable de 140 m para transportar el licor desde el tanque de licor producto hasta la Planta de floculante de la Planta de Neutralización utilizando las mismas bombas instaladas y en un año se recupera la inversión con la ganancia de 3500 USD.

Palabras clave: velocidad de sedimentación, turbidez del licor, floculante, floculación-coagulación

ABSTRACT

The present paper evaluates the option of using product liquor from the Neutralization facility at the Pedro Sotto Alba Moa Nickel S.A. Process Plant for flocculant dilution due to process water flow restrictions. Settling tests were conducted using comparative test tubes. Flocculant was diluted with process water and neutralized liquor. The turbidity of liquor resulting from the separation process was determined with different flocculant dosages (20, 30, 40, 50, 60 g/t). Hydraulic calculations were completed to select leach liquor piping and determine economic feasibility. Results indicated similar settling and liquor turbidity values by diluting flocculant with liquor or process water. A 140 meter two-inch stainless steel piping is required to transport liquor from the product liquor tank to the flocculant preparation facility at the Neutralization Plant using the current pumps. Investment can be recovered in one year plus a profit of \$3,500 USD.

Key words: sedimentation velocity, liquor turbidity, flocculant, flocculation-coagulation.

Índice

INTRODUCCIÓN	1
CAPÍTULO 1. MARCO TEÓRICO CONCEPTUAL	5
1.1. Antecedentes de la investigación.....	5
1.2. Descripción del flujo tecnológico de la Planta de Neutralización.....	6
1.3. Reactores Continuos con agitación (RCCA).	10
1.5. Sedimentación.....	14
1.6. Coagulación	17
1.6.1. Factores que influyen en el proceso de coagulación:.....	19
1.7. Floculación	19
1.7.1. Factores que influyen en la floculación:.....	20
1.8. Aspectos importantes sobre flujo de fluido.	22
1.8.1. Balance de energía mecánica.	22
1.9. Regímenes de flujo.	25
1.10. Ecuaciones para el cálculo de la caída de presión.....	26
1.11. Conclusiones parciales del Capítulo 1.....	27
CAPÍTULO 2. MATERIALES Y MÉTODOS UTILIZADOS	28
2.1. Materiales y utensilios.	28
2.2. Métodos utilizados.....	29
2.2.1 Preparación y adición del floculante.	29
2.3. Prueba de sedimentación en probetas.	31
2.4. Diseño de la instalación, selección de bomba y cálculos económicos	32
2.5. Conclusiones parciales del Capítulo 2.....	32

CAPÍTULO 3. RESULTADOS Y ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS.	33
3.1 Resultados experimentales de las pruebas a nivel de laboratorio.....	33
3.2. Criterios de diseño para la línea de licor de dilución de floculante en la Planta de Neutralización.	36
3.3. Cálculos hidráulicos para el diseño de la línea de licor de dilución.	41
3.3.1. Determinación de pérdidas por fricción en la succión de las bombas del TK-8.	43
3.3.2. Determinación de pérdidas por fricción en la línea de licor de dilución. .	47
3.3.3. Determinación de las presiones de succión y descarga de las bombas de fondo del TK-8.....	48
3.3.4. Determinación de la presión de interconexión de la línea de licor producto con la de floculante.....	49
3.4. Cálculo económico.	50
3.5. Conclusiones parciales del Capítulo 3.....	52
CONCLUSIONES GENERALES.....	53
RECOMENDACIONES.	54
ANEXOS.	

INTRODUCCIÓN

Existen actualmente dos fábricas mineras, situadas en el municipio de Moa al este de la provincia de Holguín, encargadas de toda la producción de Níquel + Cobalto (Ni + Co) en Cuba, ellas son: la Empresa “Comandante Ernesto Che Guevara”, que obtienen como producto final sínter de Ni + Co y la Empresa “Comandante Pedro Sotto Alba” (ECPSA), la cual produce sulfuros de Ni + Co; esta última creada a partir del convenio entre la Compañía General de Níquel S.A de Cuba y la Sherrit Canadiense, a través de una corporación mixta cubana canadiense, la cual ha obtenido producciones históricas convirtiéndose en un baluarte de la Economía Cubana.

Dicha compañía, procesa minerales lateríticos mediante la tecnología de lixiviación ácida a presión para obtener sulfuros de níquel y cobalto. Esta empresa tiene una alta eficiencia de extracción y recuperación de níquel y cobalto (90-92 %) con un costo de producción favorable, lo que le ha permitido mantener su nivel competitivo en el mercado. Sin embargo, para afianzar su posición en éste y expandir sus niveles productivos debe lograr una elevada eficiencia en todas las operaciones del proceso productivo.

En la planta de Neutralización resulta indispensable el acondicionamiento del licor que contiene los sulfatos de interés provenientes del proceso de lixiviación, previo al proceso de precipitación de sulfuros; lo cual se logra mediante la reducción del hierro y el cromo, la reacción de neutralización del ácido libre y la precipitación del cobre. La reacción de neutralización consiste en bajar este grado de acidez con la adición de una sustancia básica, el carbonato de calcio contenido en los Cienos Carbonatados, que al reaccionar en un sistema de cuatro reactores, reduce el pH hasta valores entre 2.4 - 2.6, que es el ideal para que precipiten los sulfatos de níquel y cobalto en los autoclaves de Sulfuros (Manual de Operaciones). Como resultado de las reacciones químicas que tienen lugar se genera una determinada cantidad de sólidos, que resulta necesario eliminar, y para ello se lleva a cabo su sedimentación, con adición de floculante.

La floculación química es una operación crucial en numerosos procesos que implican la separación de partículas sólidas de pequeño tamaño mediante sedimentación, flotación o filtración. La floculación previa de las partículas, mejora la velocidad y el rendimiento de estos procesos; sin embargo, es uno de los procesos más complejos, debido a la gran variedad de aditivos de floculación que se utilizan y a la superficialidad del conocimiento actual sobre los mecanismos de interacción de estos aditivos con los componentes de las pulpas minerales que se tratan, los cuales, en muchos casos, se basan en conocimientos empíricos sobre el funcionamiento de determinados floculantes (González D.Y., 2008).

Se ha comprobado que es imprescindible diluir el floculante antes de su aplicación hasta valores de concentración que oscilan entre 0,1 y 0,5 %; y se recomienda consumir antes de 48 h porque después de su preparación pierde propiedades con el tiempo (<http://www.sumilaber.com/tratamiento-de-aguas-residuales/pk520-369-detail>).

Desde el año 2002 se reportan limitaciones con el flujo de agua de dilución de floculante en la Planta de Neutralización que afectan las operaciones de los sedimentadores de yeso y perjudica la calidad del licor producto, fundamentalmente por el incremento de los sólidos en suspensión. A pesar de que se han introducido mejoras en el proceso, todavía se reportan flujos menores que los valores fijados por control automático en determinadas condiciones de operación. El consumo de agua de dilución en el año 2005 resultó ser de 80 000 m³, según los datos históricos de operación registrados por el programa para el control del proceso en la Empresa (CITECT), pero se requiere el ahorro de este recurso agotable con mejoras que puedan introducirse en el flujo tecnológico.

Por lo anteriormente explicado la **Situación problemática** de este trabajo es: alteraciones en el por ciento de sólidos en suspensión del licor neutralizado por insuficiente dilución de floculante debido a limitaciones con el flujo de agua de proceso.

Problema científico:

Elevado por ciento de sólidos en suspensión en el licor neutralizado que se envía a la Planta de Precipitación de Sulfuros.

Objeto de estudio:

La clarificación del licor producto de la Planta de Neutralización empleando floculante diluido con una recirculación del licor producto de la Planta de Neutralización.

Hipótesis de la investigación:

Si al diluir el floculante con licor producto se logran resultados de clarificación similares o mejores a los obtenidos con la preparación actual se podrían ahorrar alrededor de 80 000 m³/a de agua de proceso, si llegara a implementarse esta modificación en la Planta de Neutralización.

Campo de acción:

La sedimentación de la pulpa de neutralización.

Objetivo General:

Evaluar la factibilidad de emplear licor neutralizado como alternativa para la dilución del floculante utilizado en el proceso de sedimentación.

Objetivos específicos:

1. Realizar ensayos de sedimentación de laboratorio comparativos para evaluar la clarificación del licor neutralizado, diluyendo el floculante con licor y con agua de proceso.
2. Elaborar el esquema de la línea que sería necesario montar para bombear el licor producto desde el tanque de almacenamiento hasta el punto de interconexión con el floculante concentrado para su dilución.

3. Determinar el diámetro óptimo de la tubería para el licor de dilución empleando las bombas de fondo instaladas en el tanque de licor producto.
5. Evaluar económicamente la factibilidad de la modificación tecnológica propuesta.

CAPÍTULO 1. MARCO TEÓRICO CONCEPTUAL

El propósito de este capítulo consiste en actualizar el nivel de conocimiento existente sobre las operaciones de la Planta de Neutralización, las características fundamentales de los reactores continuos con agitación, el proceso de sedimentación y floculación de suspensiones y sus factores de influencia, así como aspectos importantes sobre el flujo de fluidos; los cuales serán considerados en el trabajo.

1.1. Antecedentes de la investigación

En el año 1997 se comienza a adicionar floculante a la suspensión de yeso, que se genera como producto de reacción en la Planta de Neutralización, para disminuir el por ciento de sólido en suspensión en el licor; que afectan la operaciones de las bombas de sulfuro y la calidad del producto final. Inicialmente se hacían preparaciones manuales, hasta que en el año 1998 se puso en operación la Planta de Preparación y se instala el circuito de adición de floculante.

Por otra parte, en el año 1999 también se introduce esta mejora en la Planta de Lavaderos, al comenzar a adicionar utilizar floculante en los espesadores del 1- 4, a una concentración de 0,5 g/L. Esto se hizo con el objetivo de garantizar la clarificación del licor bombeado a Neutralización utilizando agua de proceso para la dilución; en el año 2005 se extendió a los sedimentadores 5, 6 y 7. Como parte del Proyecto Expansión en el año 2009 se incrementaron las etapas de lavado, al instalar tres tanques de alta productividad (tanques 8, 9 y 10). En estos tanques se lleva a cabo la dilución del floculante con el licor de reboso, con muy buenos resultados hasta la fecha.

La situación actual del mercado exige contar con varios suministradores de productos similares que puedan utilizarse en el proceso en sustitución de los tradicionales, en caso de emergencia.

Los primeros ensayos comparativos entre los floculantes 920-VHR y MAG-455 se llevaron a cabo en el año 2010 a escala de laboratorio. Hasta el momento, el floculante que se ha utilizado con mejores resultados en la Planta de Neutralización es el MAG-455; aunque en el 2011 se probó a escala industrial el

920-VHR de SNF, como alternativa de operación, y es el que actualmente se está empleando.

Desde el año 2002 se reporta insuficiente flujo de agua de dilución para disminuir la concentración del floculante a adicionar en los tanques sedimentadores de yeso, lográndose una concentración hasta aproximadamente 1g/L, a pesar de que el valor deseado es 0,5 g/L. A pesar de que se este flujo se ha incrementado en los últimos años, aún resulta insuficiente en determinadas condiciones de operación de la Planta.

Por eso surge la idea de sustituir el agua de proceso por licor producto para la dilución de floculante, basados en los buenos resultados obtenidos en la Planta de Lavaderos, donde se emplea este procedimiento desde el año 2009.

1.2. Descripción del flujo tecnológico de la Planta de Neutralización.

El objetivo de la Planta de Neutralización es neutralizar el licor ácido (L.A) procedente de la Planta de Lavaderos. El pH del licor antes mencionado debe de ubicarse entre 2,4 - 2,6 que es el rango óptimo para precipitar el níquel y el cobalto en forma de sulfuros.

En dependencia de las características del proceso, el licor puede ser procesado en la planta de cuatro formas diferentes:

P1: puede recibirse directamente desde Lavaderos (operación directa).

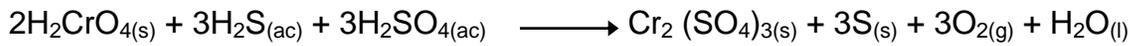
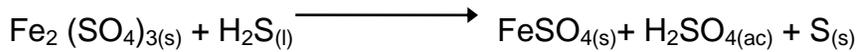
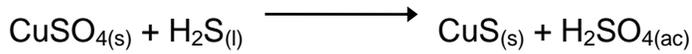
P2: puede recibirse directamente desde Lavaderos y además agregar licor del tanque de almacenaje de licor ácido (operación semidirecta).

P3: puede recibirse en el tanque de almacenaje de licor ácido y consumirse de este; es decir todo el licor que se procesa se extrae de dicho tanque (operación directa del tanque de licor ácido).

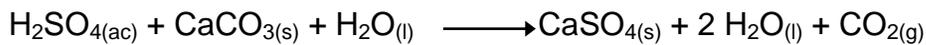
P4: puede recibirse desde Lavaderos a través de las bombas de licor ácido de Neutra como reforzadoras (operación en serie).

El primer tratamiento que sufre el licor antes de llegar a los reactores es una inyección de H_2S , esta se realiza con el objetivo de reducir el hierro (III) y el cromo

(IV) y además para precipitar el cobre en forma de sulfuro de cobre (CuS). Esta etapa se conoce como primer reactor del proceso y en ella se lleva a cabo las siguientes reacciones:



El licor reducido (RL) seguidamente es neutralizado en un sistema de cuatro reactores en serie (2, 3, 4, 5) mediante la adición de pulpa de coral (90 % de CaCO_3) proveniente de la planta de Espesadores de Coral, dicha pulpa es almacenada en dos tanques con agitación mecánica y neumática destinados para estos fines. El proceso de neutralización que ocurre en los reactores se lleva a cabo según la siguiente reacción:



La pulpa neutralizada que sale de los reactores llega a la caja distribuidora (C1), y desde esta última dicha pulpa es alimentada en partes iguales a los sedimentadores (A, B) por medio de canales de alimentación.

En los sedimentadores se concentra la pulpa de yeso que luego es succionada por bombas de fondo, una parte de la pulpa se recircula a los reactores y la otra parte es enviada a Lavaderos con el objetivo de recuperar el licor rico en níquel y cobalto.

El rebose de los sedimentadores lo constituye el licor producto (PL) o licor neutralizado (LN) que es el producto final de la planta, dicho licor se puede enviar directamente hacia la planta de Lixiviación para su precalentamiento, o puede ser enviado al tanque de almacenaje de licor producto (TK-8), desde el cual se envía luego a Lixiviación para someterlo al proceso anteriormente descrito.

Como el diagrama de flujo de la Planta (ver Anexo A.1) no incluye las mejoras que se han llevado a cabo en los últimos años se hizo una actualización, la cual se presenta en la figura 1.1.

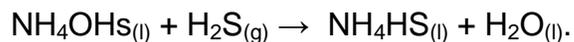
Con la ejecución del Proyecto Expansión se construyó el Tren 2 de reactores, con el cual se incrementó la capacidad de la Planta.

Para favorecer la operación de sedimentación del yeso se introdujo el empleo de floculante, obteniéndose mejores resultados de clarificación del licor. Se construyó una Planta de Preparación de Floculante que suministra a las Planta de Neutralización y Sulfuro. La primera alimentación de floculante se produce en la canal de los dos trenes y luego en los sedimentadores de yeso.

Como resultado de la reacción de neutralización se genera espuma debido al desprendimiento de gases, lo cual dificulta la operación de sedimentación del yeso y puede alterar el contenido de sólidos en suspensión en el licor producto. Por este motivo, se introdujo la alimentación de antiespumante en la succión de las bombas de coral y se dosifica según las necesidades del proceso. Su preparación se lleva a cabo en la Planta de Preparación de Antiespumante.

El contenido de cobre en el licor producto define la calidad del Sulfuro de Ni + Co, por eso se controla eliminándolo completamente por reacción química para luego dosificarlo en función del contenido de Ni con la adición de una solución de CuSO_4 . Para ello existe la Planta de Preparación de Cobre.

Aunque la Planta de Hidrosulfuro de Amonio no forma parte del flujo tecnológico es operado por el personal de la Planta de Neutralización. En ella se alimenta el agua amoniacal proveniente de la Empresa “Comandante Ernesto Che Guevara” que reacciona con el H_2S , fundamentalmente contenido en los inertes de las autoclaves de la Planta de Sulfuro. La reacción química que se produce es la siguiente:



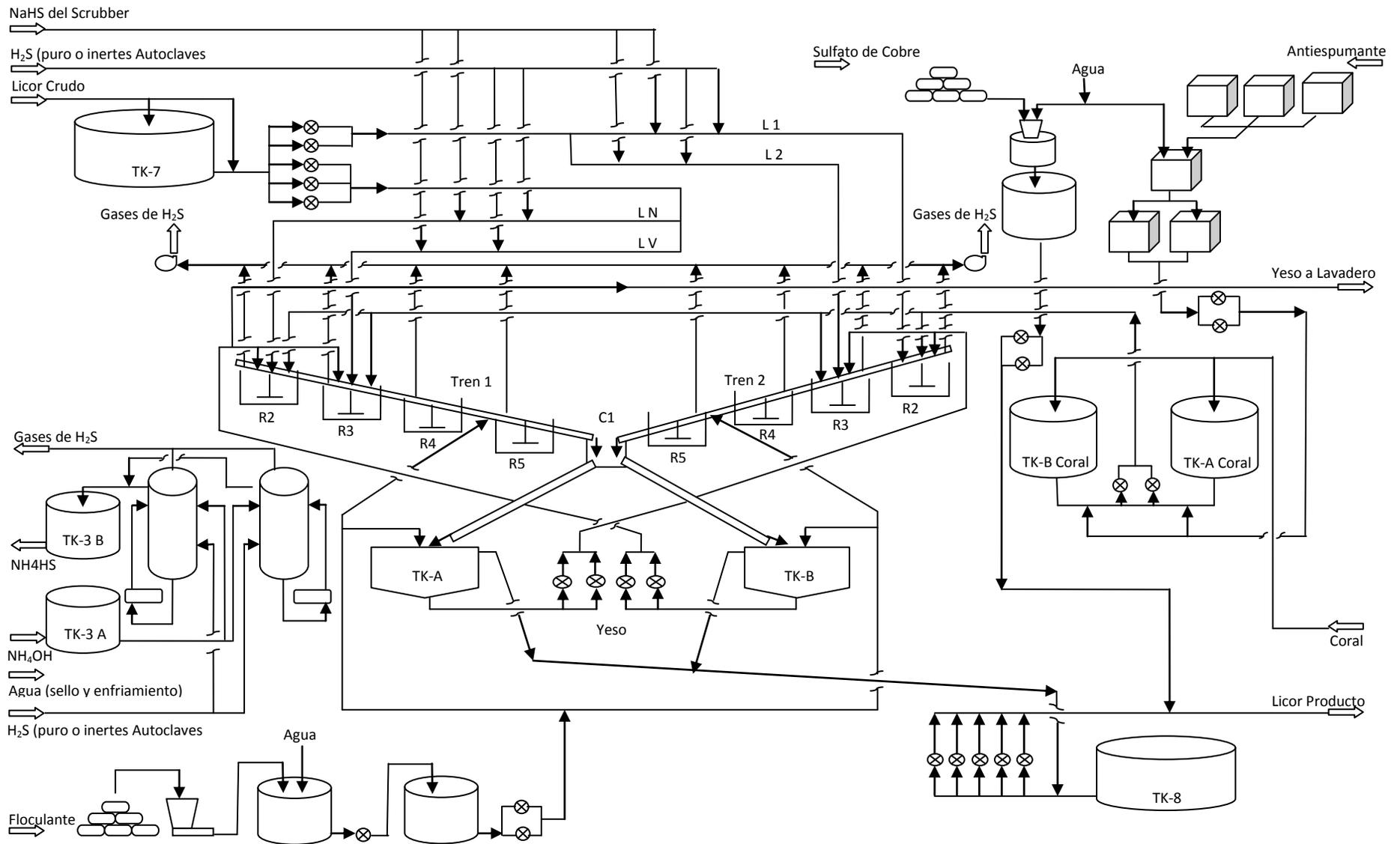


Figura 1.1. Diagrama de flujo de la Planta de Neutralización.

1.3. Reactores Continuos con agitación (RCCA).

Estos reactores se utilizan solos o conectados en cascada, con un flujo constante de fluido reaccionante entrando y saliendo. Las cascadas se pueden conseguir acoplando unidades semejantes, cada una de las cuales se denomina "etapa". Esta forma de trabajo es muy utilizada debido a su flexibilidad. En ella es posible intercambiar calor o alimentar fluido fresco sin mayores dificultades.

Con frecuencia la batería o cascada se presenta en forma más compacta dentro de un mismo recipiente (autoclaves de sulfuros) horizontal o vertical, donde las etapas se logran por medio de tabiques.

Cuando se trabaja con reacciones entre fluidos parcialmente miscibles, cuyas densidades difieren notablemente la cascada vertical permite la operación a contracorriente. Esta forma de trabajo presenta ventajas considerables en el caso de reacciones reversibles.

Dadas sus características los reactores de flujo de esta clase, en todas sus variantes son ampliamente utilizados en la industria química tanto en procesos homogéneos como heterogéneos.

Los reactores continuos con agitación se caracterizan por:

1. Son fáciles de limpiar. Esta cualidad resulta ventajosa en procesos que requieran limpieza periódica.
2. Son antieconómicos en reacciones que requieran altas presiones.
3. Son inadecuados para reacciones en fase gaseosa. No obstante, existen algunas aplicaciones.
4. La velocidad de reacción es más baja que en los reactores tubulares.
5. Proporcionan una relación de superficie de transferencia de calor por unidad de masa reactante, menor que los reactores tubulares.
6. Son fáciles de mantener a temperatura constante.

7. Es el reactor de flujo más conveniente para reacciones complejas en que el rendimiento del producto deseado se favorece manteniendo la concentración de los reactantes en los valores más bajos posibles.
8. Es menos eficaz que un reactor tubular, en reacciones sencillas que puedan desarrollarse por igual en ambos reactores.

Los reactores continuos con agitación son preferibles:

1. Para reacciones en fase líquida.
2. Cuando se necesita mantener sólidos en suspensión.
3. Para mantener gotas de un líquido en suspensión en otro.
4. Para mantener burbujas de un gas disperso en un líquido.
5. Cuando los productos son de naturaleza resinosa, obligando a la limpieza periódica del reactor.
6. Para reacciones químicas que requieren que la temperatura se mantenga en un intervalo muy estrecho, para evitar la formación de productos indeseables.

1.4. Reactores continuos de flujo en pistón.

Una de las modalidades de flujo posible en sistemas continuos, es aquella en la que se trata de provocar la mezcla entre elementos de fluido que se encuentren en diferentes puntos de la dirección del flujo. Los reactores que trabajan en estas condiciones se denominan genéricamente como reactores tubulares, debido a la frecuencia con que adoptan estas formas.

Los reactores tubulares existen en un gran número de variantes, pero la mayor parte de ellos se pueden agrupar en tres formas básicas que son:

1. Reactor de tubos concéntricos.
2. Reactor de tubos y carcasa.
3. Reactor tipo horno tubular.

El reactor de tubos concéntricos, como su forma indica es similar al intercambiador de calor del mismo tipo. Los reactantes pueden fluir por el tubo interior y el medio de intercambio térmico por el espacio anular o viceversa. Generalmente se utiliza para reacciones que se desarrollan con gran efecto térmico. Un ejemplo de aplicación de este tipo de reactor es la hidrólisis del dicloroetano, que se desarrolla en un reactor de cerca de un kilómetro de longitud.

En el reactor de tubos y carcasa, como en el caso anterior, la zona de reacción puede estar localizada en el interior o en el exterior de los tubos. Un reactor de este tipo, con un lecho de partículas catalíticas en los tubos, se utiliza en la producción de anhídrido ftálico. El reactor consta de 3000 tubos de 2 cm de diámetro y 3 m de largo conectado en paralelo.

Los reactores tipo horno tubular, también denominados hornos con tubos, se utilizan en reacciones endotérmicas que transcurren a temperaturas muy altas.

Este tipo de reactor se utiliza ampliamente en la industria del petróleo, en la obtención de olefinas o gasolinas, por medio del cracking térmico o catalítico o hidrocarburos.

Un horno tubular puede contener más de cien tubos de 7 a 15 cm de diámetro interno y de 6 a 12 m de longitud (Manual de Operaciones).

Principales características de los reactores tubulares:

1. Utilizables por igual para reacciones que transcurren tanto en fase líquida como gaseosa.
2. Particularmente indicados para reacciones que transcurren a altas presiones.
3. Proporcionan una relación de superficie de transferencia de calor por unidad de masa reactante mayor que los reactores continuos con agitación.
4. Muy utilizados en reacciones que requieren altos regímenes de transferencia de calor.
5. Inadecuados para reacciones que provocan incrustaciones por lo dificultoso de su limpieza.

6. Inadecuado para reacciones entre líquidos altamente viscosos, que requieren un mezclado intenso.
7. La velocidad de reacción media es más alta que en los reactores continuos con agitación.
8. Es el reactor de flujo más ventajoso para reacciones complejas en que el rendimiento del producto deseado se favorece manteniendo alta concentración en los reactantes.
9. Es el reactor de flujo preferible en aquellos casos de reacciones sencillas que puedan desarrollarse por igual en ambos reactores.

En el caso de la reacción de neutralización, se está en presencia de un sistema líquido - sólido. En estos tipos de sistemas un líquido se pone en contacto con un sólido reaccionando con él y dando lugar a los productos.

Es importante en estos tipos de sistemas el transporte de masa a través de la interfase líquido – sólido, ya que constituye una condición necesaria para que la reacción que ocurre en la fase sólida se desarrolle. Aquí es fundamental el grado de suspensión de las partículas sólidas, debido a que este influye sobre la accesibilidad de la fase líquida a los sólidos y por tanto sobre el comportamiento de la reacción.

Por otra parte el comportamiento que tengan las partículas como parte del sistema reaccionante, influye sobre el comportamiento que presenta el reactor que se utilice ante las condiciones de trabajo. La partícula puede cambiar o no de tamaño durante el transcurso de la reacción modificando por esta causa los procesos interparciales.

En cuanto al recipiente que se utilice como dispositivo de contacto, los resultados que se alcancen en el proceso dependen del tiempo que cada partícula permanezca en condiciones propicias a la reacción.

1.5. Sedimentación

La sedimentación es un proceso de separación de dispersoides heterogéneos con la participación de solución acuosa, que se realizan durante el desplazamiento mecánico de las fases. Como regla ellos no van acompañados de reacciones químicas; sus leyes se determinan por la hidrodinámica, que dependen en sumo grado de la construcción de los equipos y de las condiciones de su explotación. (Zelikman AN., 1975). Es uno de los procesos que ha adquirido mayor difusión en la industria hidrometalúrgica, fundamentalmente como operación de separación previa de suspensiones con la obtención de semiproductos (Pérez A.M., 2009).

Los dispersoides que se someten a la separación, en dependencia del carácter de la segunda fase, se llaman suspensiones o emulsiones. Las partículas que forman parte de una suspensión pueden ser microscópicas, y de distintos tamaños, dependiendo del tipo de sustancia. Las emulsiones contienen gotas de líquidos, que no se mezcla con la solución acuosa, las dimensiones de las gotas pueden oscilar entre amplios límites (Zelikman AN., 1975).

Para la separación de las suspensiones se emplea la sedimentación, la filtración y la centrifugación; para la separación de las emulsiones, la sedimentación y más raramente la centrifugación. Los procesos de sedimentación tienen gran importancia en la hidrometalurgia de metales no ferrosos y de metales raros (Zelikman AN., 1975).

La sedimentación es uno de los métodos que existen de separación mecánica de sólidos y fluidos. En un sedimentador las partículas sólidas tienden a descender, por efecto de la fuerza de gravedad, y acumularse en el fondo del equipo. De esta forma se logra un lodo o fango de sólidos depositados, por encima del cual queda el fluido claro.

En el proceso de sedimentación se persiguen dos funciones:

1. Obtener un líquido claro dejando que sedimente el sólido que se quiere eliminar.
2. Obtener un sólido eliminando el líquido, el cual se encuentra por encima del material depositado (sedimento).

Hay dos tipos de movimiento en el proceso de sedimentación: el del líquido rebosante que asciende y el del sólido descendente. Estos movimientos están en dependencia de la velocidad de sedimentación de las partículas en suspensión, en función de la concentración.

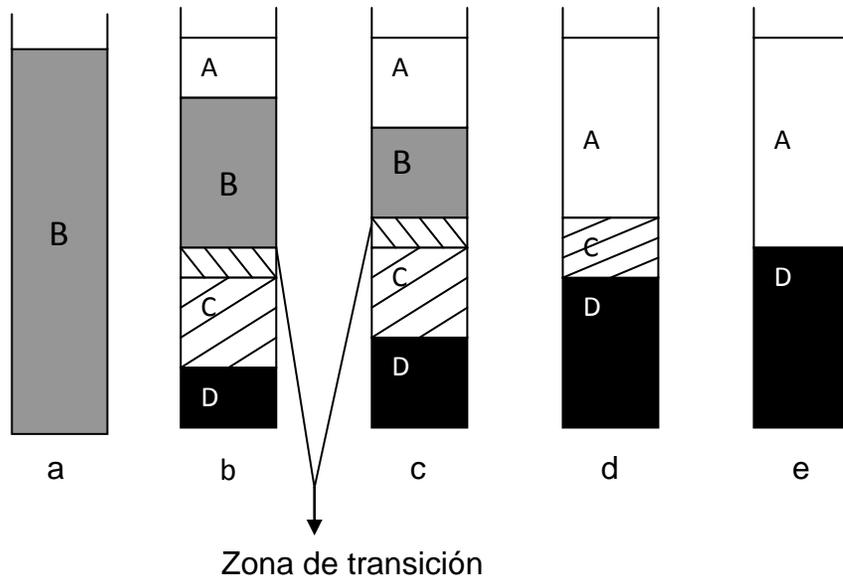
El mecanismo de sedimentación puede ser descrito de mejor forma observando el proceso de sedimentación de partículas de una suspensión contenida en un cilindro de vidrio, tal como se esquematiza en la Figura 1.2.

Este proceso de sedimentación discontinua, con una concentración uniforme, está limitado por las suposiciones siguientes:

1. Todas las partículas son del mismo tamaño, forma y densidad.
2. No hay variación radial en la concentración de sólidos.
3. No hay variación radial en el componente descendente o en la velocidad de la mezcla pastosa.
4. La velocidad de espesamiento de los sólidos es independiente de la velocidad de la mezcla.

Cuando las partículas comienzan a descender a una velocidad dada van desplazando el líquido que va en ascenso una velocidad determinada. Para obtener una buena clarificación, la velocidad de sedimentación de las partículas debe exceder a la velocidad de ascenso del fluido para un nivel determinado.

En el instante de tiempo $t = 0$, la suspensión contenida en el cilindro (a) es de concentración uniforme. Para $t = 0$, el proceso de sedimentación comienza en el cilindro (b) y las partículas de la zona B sedimentan libremente, pero en el fondo comienzan a acumularse, formando un fango espeso D que aumenta en volumen continuamente. En la zona intermedia C la sedimentación ya no es libre, sino que está obstaculizada por la proximidad de otras partículas (sedimentación impedida). Entre B y C hay una zona de transición.



- A- Líquido claro
- B- Concentración uniforme
- C- Zona impedida
- D- Parte sólida sedimentada o lodo

Figura 1.2. Esquema de sedimentación discontinua.

A medida que el proceso de sedimentación continúa, la altura de cada zona varía como se indica en los cilindros c, d y e. Nótese que en todo instante las zonas A del líquido claro y D de sólidos espesados van creciendo continuamente, mientras que las zonas B y C decrecen. Una vez que la zona C desaparece, la interfase A-D alcanza una altura conocida como punto crítico de sedimentación. A partir de ese momento, la zona D disminuye de altura, debido a un proceso lento de compresión del sólido hasta alcanzar una altura final en que se detiene totalmente la sedimentación, quedando en el fondo un lecho poroso con una porosidad determinada. Durante el proceso final de compresión, la porosidad del lecho va disminuyendo y el líquido contenido en él es forzado hacia arriba, hacia la zona A.

En los sedimentadores industriales discontinuos, el proceso ocurre tal como se ha explicado anteriormente, donde las alturas de cada zona varían con el tiempo. Las mismas zonas estarán representadas en los equipos continuos, en los que, sin embargo, una vez alcanzado el régimen estacionario (cuando la velocidad de pulpa alimentada sea igual a las velocidades de lodo y líquido claro extraído), las alturas de cada zona permanecerán constantes, pudiendo observarse en el proceso todas las zonas (Rosabal J.M. y L.R. Garcell, 1988).

Las principales razones de la modificación de la velocidad de sedimentación de las partículas en una suspensión concentrada son las siguientes:

1. Las partículas grandes sedimentan con relación a una suspensión de partículas más pequeñas, por lo que la densidad efectiva y la viscosidad del fluido aumentan.
2. La velocidad ascendente del fluido desplazado durante la sedimentación es notable en una suspensión concentrada, y la velocidad aparente de sedimentación es menor que la velocidad real relativa al fluido.
3. Los gradientes de velocidad en el fluido cercano a las partículas aumentan como resultado del cambio en el área y en la forma de los espacios de flujo.
4. Las partículas más pequeñas tienden a ser arrastradas hacia abajo por el movimiento de las partículas grandes, experimentando por tanto una aceleración.
5. Como en una suspensión concentrada las partículas se encuentran más juntas, la floculación es más acentuada en un disolvente ionizado, aumentando el tamaño efectivo de las partículas pequeñas.

Otros aspectos que influyen en la sedimentación son: el diámetro del recipiente, la concentración de la suspensión y la forma del recipiente (Manual de Operaciones).

1.6. Coagulación

Los términos "coagulación" y "floculación" pueden ser usados indiscriminadamente en química para describir el proceso de agregación. Sin embargo algunos autores los diferencian, dependiendo del tipo de flóculos formados (compactos o poco

compactos), del agente de floculación utilizado (inorgánico u orgánico), de las etapas de floculación (disminución de las fuerzas repulsivas más actuación de las fuerzas atractivas formando los agregados), entre otros.

La coagulación consiste en desestabilizar los coloides por neutralización de sus cargas, dando lugar a la formación de un flóculo (Shammas,. Nazih K. 2005).

El término "coagulación" se utiliza para describir la desestabilización de dispersiones coloidales usando iones que causan la disminución del potencial zeta de una partícula y el de "floculación" para la agregación de suspensiones coloidales por acción de polímeros de elevada masa molecular. Estas definiciones son muy convenientes, ya que distinguen fenómenos que tienen un mecanismo diferente, que son producidos por reactivos diferentes y que tienen algunas propiedades significantes desde el punto de vista del proceso. No obstante, estas designaciones no han sido universalmente aceptadas, ya que en la mayoría de los casos existe una combinación de los dos procesos, y un mismo aditivo puede provocar ambos fenómenos al mismo tiempo (González D.Y., 2008).

La coagulación de las partículas coloidales se consigue añadiéndole a la suspensión un producto químico (electrolito) llamado coagulante. Normalmente se utilizan las sales de hierro (cloruro férrico) y aluminio. Se pueden considerar dos mecanismos básicos en este proceso:

✓ Neutralización de la carga del coloidal

El electrolito, al solubilizarse en agua, libera iones positivos con la suficiente densidad de carga para atraer a las partículas coloidales y neutralizar su carga.

Se ha observado que el efecto aumenta marcadamente con el número de cargas del ión coagulante. Así pues, para materias coloidales con cargas negativas, los iones Ba (bario) y Mg (magnesio), bivalentes, son en primera aproximación 30 veces más efectivos que el Na (sodio), monovalente; y, a su vez, el Fe (hierro) y Al (aluminio), trivalentes, unas 30 veces superiores a los divalentes.

Para los coloides con cargas positivas, la misma relación aproximada existe entre el ión cloruro, Cl^- , monovalente, el sulfato, $(\text{SO}_4)^{-2}$, divalente, y el fosfato, $(\text{PO}_4)^{-3}$, trivalente.

✓ Inmersión en un precipitado o flóculo de barrido.

Los coagulantes forman en el agua ciertos productos de baja solubilidad que precipitan. Las partículas coloidales sirven como núcleo de precipitación quedando inmersas dentro del precipitado.

1.6.1. Factores que influyen en el proceso de coagulación:

EL pH es un factor crítico en el proceso de coagulación. Siempre hay un intervalo de pH en el que un coagulante específico trabaja mejor, que coincide con el mínimo de solubilidad de los iones metálicos del coagulante utilizado.

Siempre que sea posible, la coagulación se debe efectuar dentro de esta zona óptima de pH, ya que de lo contrario se podría dar un desperdicio de productos químicos y un descenso del rendimiento de la planta.

1.7. Floculación

La floculación trata la unión entre los agregados ya formados con el fin de aumentar su volumen y peso de forma que puedan decantar. Consiste en la captación mecánica de las partículas neutralizadas dando lugar a un entramado de sólidos de mayor volumen. De esta forma, se consigue un aumento considerable del tamaño y la densidad de las partículas agragadas, aumentando la velocidad de sedimentación de los flóculos (Bratby, John, 2006).

Básicamente, existen dos mecanismos por los que las partículas entran en contacto (Stechemesser, Hansjoachim, 2005).

✓ Por el propio movimiento de las partículas (difusión browniana). En este caso se habla de Floculación pericinética o por convección natural.

- ✓ Por el movimiento del fluido que contiene a las partículas, que induce a un movimiento de éstas. Esto se consigue mediante agitación de la mezcla. A este mecanismo se le denomina Floculación ortocinética o por convección forzada.

Existen además ciertos productos químicos llamados floculantes que ayudan en el proceso de floculación. Un floculante actúa reuniendo las partículas individuales en aglomerados, aumentando la calidad del flóculo (flóculo más pesado y voluminoso).

La firma Ciba suministra el floculante Magnafloc - 455 a la Planta de Neutralización para lograr mejor clarificación del licor neutralizado. Este es un floculante catiónico de alto peso molecular del tipo poliacrilamida, pero se desconocen sus características, por ser el Know How del fabricante. La Ficha Técnica de este producto se muestra en el Anexo 3. Por problemas con el suministro, actualmente se está empleando el VHR – 920 como floculante alternativo con buenos resultados.

Para evaluar la efectividad de un floculante en el proceso primeramente se desarrollan ensayos de sedimentación en probetas a diferentes dosis y se determina la velocidad de sedimentación de la interfase sólido – líquido en el transcurso de una hora y luego al cabo de dos horas, en dependencia del mineral que se analice. Otra variable respuesta puede ser la turbidez del licor si el objetivo de la sedimentación es la obtención de un líquido claro, como sucede en la Planta de Neutralización. Luego se verifican los resultados en pruebas a escala industrial

1.7.1. Factores que influyen en la floculación:

- ✓ Agitación lenta y homogénea.

La floculación es estimulada por una agitación lenta de la mezcla puesto que así se favorece la unión entre los flóculos. Un mezclado demasiado intenso no interesa porque rompería los flóculos ya formados.

- ✓ Temperatura del agua.

La influencia principal de la temperatura en la floculación es su efecto sobre el tiempo requerido para una buena formación de flóculos.

Generalmente, temperaturas bajas dificultan la clarificación del agua, por lo que se requieren periodos de floculación más largos o mayores dosis de floculante.

✓ Características del agua.

Un agua que contiene poca turbiedad coloidal es, frecuentemente, de floculación más difícil, ya que las partículas sólidas en suspensión actúan como núcleos para la formación inicial de flóculos.

✓ Tipos de floculantes. Según su naturaleza, los floculantes pueden ser:

✓ Minerales: por ejemplo la sílice activada. Se le ha considerado como el mejor floculante capaz de asociarse a las sales de aluminio. Se utiliza sobre todo en el tratamiento de agua potable.

✓ Orgánicos: son macromoléculas de cadena larga y alto peso molecular, de origen natural o sintético.

Los floculantes orgánicos de origen natural se obtienen a partir de productos naturales como alginatos (extractos de algas), almidones (extractos de granos vegetales) y derivados de la celulosa. Su eficacia es relativamente pequeña.

Los de origen sintético, son macromoléculas de cadena larga, solubles en agua, conseguidas por asociación de monómeros simples sintéticos, alguno de los cuales poseen cargas eléctricas o grupos ionizables por lo que se le denominan polielectrolitos.

Según el carácter iónico de estos grupos activos, se distinguen:

✓ Polielectrolitos no iónicos: son poliacrilamidas de masa molecular comprendida entre 1 y 30 millones g/mol.

✓ Polielectrolitos aniónicos: Caracterizados por tener grupos ionizados negativamente (grupos carboxílicos).

✓ Polielectrolitos catiónicos: caracterizados por tener en sus cadenas una carga eléctrica positiva, debida a la presencia de grupos amino.

La selección del polielectrolito adecuado se hace mediante ensayos de pruebas de jarras. En general, la acción de los polielectrolitos puede dividirse en tres categorías:

En la primera, los polielectrolitos actúan como coagulantes rebajando la carga de las partículas. Puesto que las partículas del agua residual están cargadas negativamente, se utilizan a tal fin los polielectrolitos catiónicos.

La segunda forma de acción de los polielectrolitos es la formación de puentes entre las partículas. El puente se forma entre las partículas que son adsorbidas por un mismo polímero, las cuales se entrelazan entre sí provocando su crecimiento.

La tercera forma de actuar se clasifica como una acción de coagulación- formación de puentes, que resulta al utilizar polielectrolitos catiónicos de alto peso molecular. Además de disminuir la carga, estos polielectrolitos formarán también puentes entre las partículas.

1.8. Aspectos importantes sobre flujo de fluido.

1.8.1. Balance de energía mecánica.

Una de las leyes fundamentales de la mecánica de los fluidos se expresa mediante la ecuación de balance de energía mecánica aplicada al sistema de flujo en cuestión. En la mayoría de los textos de Ingeniería Química, el balance de energía mecánica para condiciones estacionarias de flujo se conoce como ecuación de Bernoulli, y se ilustra sus aplicaciones para el caso particular del flujo newtoniano, constituyendo una de las herramientas teóricas más poderosas en los cálculos de problemas hidráulicos. (Díaz G. A y García A. D, 1989)

En el caso específico del flujo de suspensiones minerales no newtonianas también se aplica el balance de energía mecánica en un sistema de flujo, al cual entra el fluido por un plano (1) y sale por un plano (2).

$$\frac{Z_1 g}{g_c} + \frac{P_1}{\rho} + Ec_1 = \frac{Z_2 g}{g_c} + \frac{P_2}{\rho} + Ec_2 + W_s + \sum F \quad (1.1)$$

Como más se reporta en la literatura es de la siguiente forma.

$$\frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta V^2}{2\alpha} + g \cdot \Delta z = -\sum F + (-W_s) \quad (1.2)$$

Dónde:

$\frac{\Delta P}{\rho}$: Variación de la energía por diferencia de presión, J/kg

$\frac{\Delta V^2}{2\alpha}$: Variación de la energía cinética, J/kg.

$g \cdot \Delta z$: Variación de la energía potencial, J/kg.

$\sum F$: Pérdidas por fricción, J/kg.

W_s : Es el trabajo por unidad de masa (como trabajo por una bomba sobre el fluido), J/kg.

$$\sum F = \frac{\Delta P_f}{\rho} + \left(\begin{array}{l} \text{pérdidas por fricción por unidad} \\ \text{de masa debido a los efectos de} \\ \text{entrada, de accesorios, de equipos, etc.} \end{array} \right). \quad (1.3)$$

En la expresión (1.4), ΔP_f es la caída de presión por fricción asociada con el flujo totalmente desarrollado a través del sistema de flujo. El término $(\Delta P_f / \rho)$ se refiere a los tramos de tubería rectos, y por lo general, es el componente dominante en la mayoría de los sistemas de tuberías, excepto en aquellos casos en los que esos tramos sean cortos y el número de accesorios y válvulas sea grande.

Para el flujo no newtoniano, los términos Ec y $\sum F$ dependen de la naturaleza reológica del fluido, y, por tanto, de los parámetros característicos del modelo reológico que describe la curva de flujo.

El término W_s , para el caso de las bombas, se expresa como:

$$W_s = \frac{\Delta P_b}{\rho} = \frac{P_d - P_s}{\rho} \quad (1.4)$$

Siendo ΔP_b el incremento de presión que da la bomba en la descarga, P_d , en relación con la succión, P_s .

El término de pérdidas de fricción, ΣF , puede estimarse mediante la definición siguiente:

$$\Sigma F = \frac{1}{2} \cdot \frac{v^2}{g} \cdot e_v \quad (1.5)$$

En la que e_v (adimensional) es el factor de pérdidas de fricción, el cual es una función del número de Reynolds y de las relaciones geométricas del sistema de flujo.

Para el flujo por tuberías rectas circulares,

$$e_v = 4f \left(\frac{L}{D} \right) \quad (1.6)$$

Dónde: f es el coeficiente de fricción de Fanning.

Combinando las expresiones (1.6) y (1.7), se obtiene:

$$\Sigma F = 2f \left(\frac{L}{D} \right) \frac{\langle v \rangle^2}{g_c} \quad (1.7)$$

En algunos textos, la ecuación (1.7) suele escribirse expresándola en términos de un factor de fricción de Fanning $f' = 4f$:

Para $f' = 4f$

$$e_v = f' \cdot \left(\frac{L}{D} \right)$$

Se obtiene:

$$\Sigma F = f' \left(\frac{L}{D} \right) \frac{\langle v \rangle^2}{2g_c} \quad (1.8)$$

Otra forma de escribir esta ecuación es la siguiente:

$$\Sigma F = \frac{8 \cdot f \cdot L \cdot Q^2}{\pi \cdot D^5} \quad (1.9)$$

1.9. Regímenes de flujo.

En el experimento de Reynolds, en que el movimiento de fluidos es estudiado mediante la aplicación de una sustancia trazadora coloreada se demuestra que cuando la velocidad del fluido en el conducto es baja, el trazo de líquido coloreado se mantiene en forma de una línea recta continua prácticamente inalterable. Esto demuestra que el líquido fluye en el tubo en forma de láminas o capas paralelas, sin acciones de mezcla. Este tipo de movimiento del fluido se conoce como flujo viscoso o régimen laminar. (Rodríguez TH, 2008)

Si se continúa incrementando la velocidad llega un momento en que el trazo de líquido comienza a oscilar disipándose y mezclándose en ocasiones con la corriente global en algunos puntos de la corriente de flujo, en este estado en que el trazo se mantiene pero inestable, disipándose en ocasiones se dice que el fluido está en régimen de transición.

De continuar incrementando el flujo llega el momento que la trazadora se mezcla totalmente con la corriente fluida coloreándola, lo que indica la presencia de torbellinos y corrientes transversales, en este caso el régimen de flujo es denominado turbulento.

Reynolds demostró que los cuatro factores que determinan este comportamiento son el diámetro del conducto, la velocidad, la viscosidad y la densidad del fluido y que el número adimensional que resulta de combinarlos permite determinar las características del régimen de flujo. El número adimensional en cuestión es denominado número de Reynolds y para conductos cilíndricos viene dado por:

$$Re = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad (1.10)$$

Otras formas muy utilizadas de este número son:

$$R = \frac{4 \cdot Q \cdot \rho}{\pi \cdot D \cdot \mu} \quad (1.11)$$

Se ha determinado que para:

- $Re < 2100$ el régimen es laminar
- $2100 < Re < 4000$ el régimen es de transición
- $Re \geq 4000$ turbulento

Cuando el régimen de flujo es laminar el factor de fricción (f) no depende de la rugosidad del material. Solo depende del número de Re ($f = \theta(Re)$) y se puede determinar mediante la ecuación:

$$f = \frac{64}{Re} \quad (1.12)$$

Para el régimen turbulento se ha demostrado que el Fanning además de depender del Reynolds, también lo hace de la rugosidad del material $\left(f = \theta\left(\frac{\varepsilon}{D}, Re\right) \right)$. Por ello, una de las ecuaciones que más se usa en estas condiciones es la obtenida a partir del Diagrama de Mody:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2 \log \left(\frac{\varepsilon/D}{3,7} + \left(\frac{6,81}{Re} \right)^{0,9} \right) \quad (1.13)$$

Esta ecuación resulta muy práctica, pues funciona para cualquier tipo de tubería y no genera un proceso iterativo para determinar el factor de fricción.

1.10. Ecuaciones para el cálculo de la caída de presión.

El flujo de los fluidos en tuberías está siempre acompañado de rozamiento de las partículas del fluido entre sí y, consecuentemente, por la pérdida de energía disponible; en otras palabras, tiene que existir una pérdida de presión en el sentido del flujo.

La ecuación general de la pérdida de presión, conocida como fórmula de Darcy, expresada en N/m^2 (Pa) se expresa de la forma siguiente:

$$\Delta P = \frac{\rho \cdot f \cdot L \cdot v^2}{2D} \quad (1.14)$$

La ecuación de Darcy es válida tanto para flujo laminar como turbulento de cualquier líquido en una tubería. Sin embargo, puede suceder que debido a velocidades extremas, la presión corriente abajo disminuya de tal manera que llegue a igualar la presión de vapor del líquido, apareciendo el fenómeno conocido como cavitación y los caudales obtenidos por cálculo serán inexactos.(Mc Graw, H. 2007)

1.11. Conclusiones parciales del Capítulo 1.

1. Aunque desde el año 2009 se emplea licor para diluir el floculante alimentado a los tanques de alta productividad en la Planta de Lavadero, no hay antecedentes de este procedimiento en la Planta de Neutralización.
2. A partir del estudio de los fundamentos del proceso de floculación se concluye las principales variables a tener en cuenta para comprobar su eficiencia es la velocidad de sedimentación y la turbidez del licor.
3. Los fundamentos teóricos y las relaciones principales para el cálculo del balance de energía mecánica (BEM) descritos permiten determinar los principales parámetros de bombeo.

CAPÍTULO 2. MATERIALES Y MÉTODOS UTILIZADOS

El desarrollo de la investigación necesita de herramientas para alcanzar sus resultados, validados por la correcta selección de los métodos y materiales empleados; por eso este capítulo tiene como objetivo exponer los materiales, equipamiento y métodos para la confirmación experimental de la sustitución del agua de proceso por licor producto, para diluir el floculante VHR-920 en la Planta de Neutralización, los cuales se presentan a continuación.

2.1. Materiales y utensilios.

Para el desarrollo de los experimentos que se llevaron a cabo se emplearon los siguientes materiales y utensilios.

Materiales:

- Pulpa de yeso.
- Floculante VHR-920 a una concentración de 3 g/L (concentrado).
- Licor producto.
- Agua de proceso.

Utensilios:

- Jeringuillas de 10 ml.
- Microprocesador turbidímetro HI93703-HANNA.
- Agitador magnético-Thermoscientific.
- Balanza analítica-METTLER TOLEDO.
- Agitador de hélice-IKA-RW-28 digital.
- Probetas de 1000 ml.
- Beakers de 500 ml.

La muestra de pulpa de yeso utilizada en el estudio de sedimentación fue tomada en la canal del tren 2 de la Planta de Neutralización, aproximadamente 1 metro antes de la primera adición de floculante. En ese momento la pulpa poseía 8,72 % de sólidos y 54 °C. Los experimentos se realizaron manteniendo este valor de temperatura y sin modificar el por ciento de sólidos.

La muestra de floculante fue tomada a la salida del tanque de preparación de la Planta de Floculante a una concentración de 3 g/L.

La muestra de licor se tomó en la línea de salida del reboso de los sedimentadores de yeso, para diluir el floculante hasta una concentración de 0,5 g/L y comparar los resultados obtenidos diluyendo con agua de proceso, que es la operación normal de la Planta.

2.2. Métodos utilizados.

Para comprobar la propuesta de sustitución del agua de proceso en la dilución del floculante por el licor producto de neutralización es necesario realizar el estudio del proceso de sedimentación a nivel de laboratorio; para ello se evaluó el comportamiento de los principales factores que demuestran la calidad del proceso, los cuales son: turbidez del licor y velocidad de sedimentación.

Para ello se realizaron dos series experimentales, una con agua de proceso y otra con el licor producto, evaluando diferentes dosis de floculante: 20, 30, 40, 50 y 60 g/t de mineral.

2.2.1 Preparación y adición del floculante.

Para la dilución del floculante concentrado (3 g/L) hasta la concentración deseada (0,5 g/ton) se determinó el **volumen a añadir**, para un volumen fijo de 500 mL, utilizando la ecuación 2.1. Una vez determinado este valor, se enrasa con agua de proceso o licor producto hasta el volumen fijado (500 mL).

$$V_{floc} = \frac{V_{floc\ a\ prep} \cdot C_{floc\ a\ prep}}{C_{floc\ dada}} \quad (2.1)$$

Donde:

$V_{floc\ a\ prep}$: Volumen de floculante a preparar, mL

$C_{floc\ a\ prep}$: Concentración floculante a preparar, g/L

$C_{floc\ dada}$: Concentración floculante dada, g/L

Una vez diluido el floculante, se tuvo que determinar la cantidad a añadir para cada una de las dosis a evaluar en función del contenido de sólidos de la pulpa de yeso. Para ello se tuvo que llevar a cabo la siguiente metodología de cálculo:

Densidad de la pulpa (ρ_p) en kg/L:

$$\rho_p = \frac{M_p}{V_p} \quad (2.2)$$

Donde:

V_p : Volumen de la pulpa, ml.

M_p : Peso de la pulpa, g.

Porcentaje de sólido (x_s) en %:

Según (Pavlov, K. 1981) el porcentaje del sólido puede calcularse de la siguiente manera:

$$x_s = \frac{\rho_s \cdot (\rho_l - \rho_p)}{\rho_p \cdot (\rho_l - \rho_s)} \quad (2.3)$$

Donde:

ρ_s : Densidad del sólido, kg/L.

$\rho_{\text{yeso}} = 2,32$ kg/L.

ρ_l : Densidad del líquido, kg/L.

Para 28 °C y presión normal: $\rho_{\text{licor}} = 1,060$ kg/L y $\rho_{\text{agua}} = 0,996$ kg/L

Masa de sólido (M_s) en g:

$$M_s = V_m \cdot \rho_p \cdot x_s \quad (2.4)$$

Donde:

V_m : Volumen de muestra, L

Masa de floculante (M_F) en g:

$$M_F = \frac{M_s}{1000 \cdot D_F} \quad (2.5)$$

Donde:

M_s : Masa del sólido, kg

D_F : Dosis de floculante, g/t

Volumen de floculante a añadir (mL):

$$V_F = \frac{M_F}{1000 \cdot C_F} \quad (2.6)$$

Donde:

M_F : Masa del floculante, g

C_F : Concentración de floculante, g/L

En este caso $C_F = 0,5$ g/L.

2.3. Prueba de sedimentación en probetas.

Estos ensayos consisten en evaluar la velocidad de sedimentación de la pulpa de yeso midiendo la distancia de la interfase sólido-líquido en el transcurso de una hora; para ello se emplean probetas de 1000 mL siguiendo el siguiente procedimiento:

- ✓ Se taran las probetas.
- ✓ Se adicionan 1000 mL de pulpa y se pesa.
- ✓ Con los valores anteriores se determina el porcentaje de sólidos contenido (%S).
- ✓ Se fija la dosis de floculante a evaluar (D_F).
- ✓ Se determina el volumen de floculante a añadir (V_F).
- ✓ Se determina la velocidad de sedimentación (V_S).

Como se decidió evaluar la turbidez del licor como otra variable respuesta de los experimentos, también se realiza esta medición.

Para la evaluación se preparan varias probetas de 1000 mL, según la cantidad de dosis de floculante a evaluar, incluyendo una a la cual no se le adicionará el aditivo (blanco) para comparar y se repite de igual forma para las dos soluciones utilizadas para preparar el floculante, el agua de proceso y el licor producto.

2.4. Diseño de la instalación, selección de bomba y cálculos económicos

Posteriormente, para llevar a cabo la introducción de los resultados en la Planta se realizaron los cálculos correspondientes al diseño de la línea de licor de dilución, utilizando las bombas instaladas en el fondo del tanque de licor producto (TK-8), de acuerdo con los principios metodológicos expuestos en el Capítulo 1.

Para el desarrollo del cálculo económico se realizó con ayuda de un Programa de Estimación que existe en la Subdirección de Ingeniería llamado CLEOPATRA.

2.5. Conclusiones parciales del Capítulo 2.

1. Para el planeamiento experimental, con el cual se realizaron mediciones de velocidad de sedimentación y turbidez del licor, se decidió evaluar dosis de floculante comprendidas en el rango de operación de la Planta de Neutralización: 20, 30, 40, 50 y 60 g/t de mineral.
2. Para la ejecución del diseño de experimentos se mantuvieron las características de la pulpa de yeso en el momento de la toma de la muestra (8,72 % de sólidos y 54 °C) y la concentración del floculante a añadir (0,5 g/t).

CAPÍTULO 3. RESULTADOS Y ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS.

En el presente capítulo se muestran los resultados obtenidos al comparar, a escala de laboratorio, la dilución del floculante VHR-920 con licor producto y con agua de proceso en la Planta de Neutralización de la Empresa Pedro Sotto Alba Moanickel S.A. También se presentan los cálculos hidráulicos necesarios para proponer la instalación de una línea para la dilución de floculante con licor y su factibilidad económica.

3.1 Resultados experimentales de las pruebas a nivel de laboratorio.

Siguiendo la metodología mostrada en los epígrafes 2.2.1 y 2.3 se llevaron a cabo los ensayos de sedimentación en probeta y los resultados obtenidos se muestran en la tabla 3.1.

Tabla 3.1. Resultados de las pruebas experimentales.

Experimento	Dosis floc. (g/t)	Sólidos en el yeso (%)	Vol. Floc. (mL)	Vs (cm/1h)	Turbidez licor (FTU)
Dilución con licor	20	8,34	4	18,8	52,00
	30	8,70	6	19,5	36,11
	40	8,23	7	18,9	40,21
	50	8,58	10	19,6	36,18
	60	8,85	12	19,9	33,30
Dilución con agua de	20	8,48	4	18,7	41,07
	30	8,72	6	19,3	37,25
	40	8,55	8	19,7	38,34
	50	8,70	10	19,4	36,34
	60	8,63	12	19,9	32,58

Como puede apreciarse, los resultados indican que no hay cambios significativos en el comportamiento de la velocidad de sedimentación para las dosis de floculantes estudiadas para las dos soluciones utilizadas en la preparación del floculante, o sea el licor producto de neutralización y el agua de proceso.

En cuanto a la turbidez de forma general esta disminuye con el incremento de la dosis de floculante indicando una disminución de los sólidos en suspensión en el licor clarificado, para las dos condiciones estudiadas y en la medida que se incrementa la dosis de floculante la variación del valor de la turbidez es mínimo, lo cual demuestra que la sustitución del agua de proceso por el licor producto es viable considerando que se alcanzan valores similares de velocidad de sedimentación y turbidez.

En la figura 3.1 se muestran los resultados de la velocidad de sedimentación de la pulpa de yeso, como elemento que se relaciona directamente con la disminución de los sólidos en suspensión; se demuestra un comportamiento similar para ambos diluentes del floculante. Resulta interesante que para el caso de la dilución con licor la mayor velocidad de sedimentación se obtiene con una dosis de floculante de 30 g/t, menor que la que resulta con la dilución con agua 40 (g/t). Con dosis superiores a 50 g/t también se obtienen buenos resultados pero se incurre en mayores gastos, lo cual es desfavorable desde el punto de vista económico.

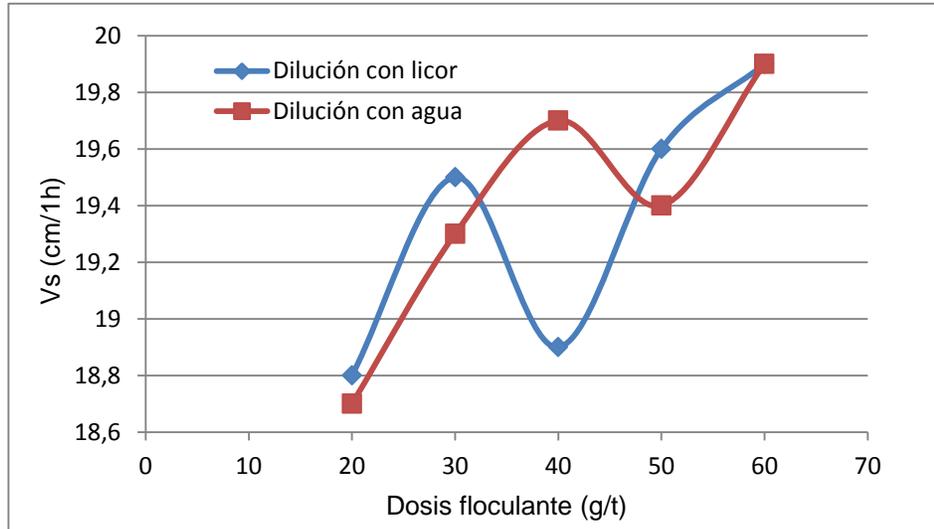


Figura 3.1. Velocidad de sedimentación de la pulpa de yeso diluyendo el flocculante con agua y con licor producto.

También se definió como variable respuesta la turbidez de licor separado mediante la sedimentación de la pulpa de yeso. Como era de esperar, a medida que aumenta la dosis de flocculante disminuye la turbidez, o sea, hay menos sólidos en suspensión y eso es lo que se espera en el proceso para no afectar la calidad del Sulfuro de Ni + Co. El cambio más significativo se produce al incrementar la dosis de flocculante desde 20 hasta 30 g/t, coincidiendo con los resultados de velocidad de sedimentación obtenidos en estas mismas condiciones.

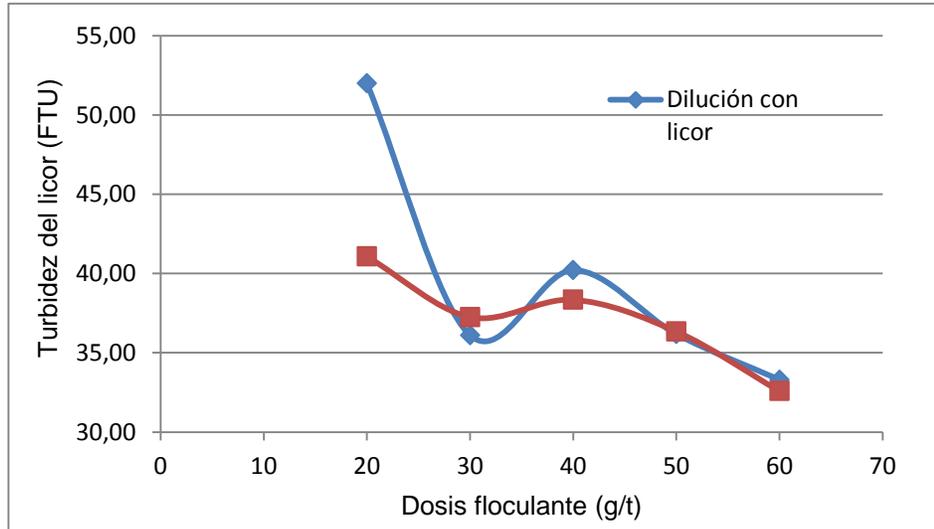


Figura 3.2. Turbidez del licor diluyendo el floculante con agua y con licor producto.

Como se muestra en la tabla 3.2, el licor que se utilizó para la dilución del licor no presenta alteración en su composición química y el contenido de los sólidos en suspensión resultaron ser relativamente bajos (836 ppm), lo cual es favorable para la clarificación del licor (ver tabla 3.3).

Tabla 3.2. Caracterización química del licor producto.

Ni (g/L)	Co (g/L)	Fe (g/L)	Mn (g/L)	Cu (g/L)	pH	AL (g/L)	SS (ppm)
3,85	0,45	1,040	2,60	0,0002	2,38	0,73	836

3.2. Criterios de diseño para la línea de licor de dilución de floculante en la Planta de Neutralización.

Para poder desarrollar en balance de energía mecánica entre los dos puntos de interconexión de la línea de floculante para la dilución del licor se tuvieron en cuenta los datos históricos de operación de la Planta de Neutralización, según el programa utilizado en la Empresa para el control del proceso (CITECT). Los parámetros que resultaron de interés para los cálculos hidráulicos se muestran en

la tabla 3.3. Las características de licor de salida del TK-8 se muestran en la tabla 3.4.

Tabla 3.3. Parámetros de operación de la Planta de Neutralización según CITECT para el año 2015.

Variables		Mín	Máx	Promedio
Flujo agua de dilución	(L/min)	73	294	152
	(m ³ /h)	4	18	9
Flujo de licor a Lixiviación	(gpm)	383	4388	3728
	(m ³ /h)	87	997	847
Flujo floculante concentrado a Neutralización	(L/min)	1.12	53.32	28.52
Nivel del TK-8	(pulg)	53.21	236.85	163.12
	(pie)	4.43	19.74	13.59
	(m)	1.35	6.02	4.14

Tabla 3.4. Características de licor de salida del TK-8 según el CITECT para el año 2015.

Variables.	LP		
	Mín	Máx	Promedio
Ni (g/L)	3.52	5.36	4.53
A. Libre (g/L)	0.17	3.25	1.21
Ph	1.34	2.94	2.13
S. Suspensión	337	2000	651
T (°C)	70	80	75

- ✓ **Presión de descarga de la bomba de floculante a Neutra:** 50 psi (344 738 Pa); línea de 1 pulg (0,30 m) de diámetro. La presión de agua de proceso que se interconecta con la línea de floculante debe tener una presión similar para que se mezclen y puedan llegar a los sedimentadores.

Cuando la Planta de Sulfuro está operando a baja capacidad se trabaja con 2 bombas de fondo en el TK-8. En condiciones normales de operación se utilizan 3 bombas.

El flujo de licor producto utilizado para la dilución sería el equivalente al flujo de agua de dilución en la Planta de Neutralización.

- ✓ **Densidad del licor producto:** 1,06 kg/L
- ✓ **Viscosidad del licor:** Según el Kern D, 1969, para sales en agua donde la concentración no excede el 30 % y donde se conoce que no resulta una solución siruposa, se considera que la viscosidad es el doble de la del agua.
- ✓ **Temperatura del yeso a la salida de la canal** (entrada de sedimentadores): 60-70 °C.
- ✓ **Temperatura del licor producto** (salida de sedimentadores): 50-60 °C.
- ✓ **Levantamiento en Planta para la tubería de licor de dilución de floculante:**

Cota de Ubicación de la bomba: 30,60 msnm (metros sobre el nivel del mar)

Cota de Ubicación del TK-8: 30,60 msnm

Nivel de piso: 36,15 msnm

Cota Pipe rack de Tubería: 40,15 msnm

Cota en el punto de Interconexión: 35,3 + 0,2 metros

Longitud Tubería Recta: 135 metros

- ✓ **Línea agua de proceso de 2” con platillo orificio y válvula automática Masoneilan** de acero al carbono, pero con la parte interna de acero inoxidable (sirve para licor):

Se conoce que el $\Delta P_{\text{orificio}} = 100 \text{ pulg H}_2\text{O} = 3,61 \text{ psig} = 24 890 \text{ Pa}$

Se propone sustituir el platillo orificio por un flujómetro electromagnético de 2” para evitar fallos por incrustaciones. Este flujómetro no introduce caída de

presión al sistema porque es parte de la tubería y sólo depende de la velocidad del fluido.

En la línea de floculante a la Planta de Sulfuro hay un flujómetro electromagnético y una válvula automática (de acero inoxidable) con buenos resultados.

Para los cálculos de BEM se puede considerar el ΔP de una válvula de globo normal.

Las válvulas de control deben tener \approx el 30% de la presión del sistema.

En el Taller de Instrumento hay un Software que calcula el ΔP de la válvula automática con los siguientes datos: Flujo, Temperatura, Presión de entrada y Presión de salida.

✓ **Características de las bombas de fondo del TK-8 (174-PU-4A/B/C/D/E):**

Material de construcción: 316 SS

Potencia instalada (kW): 45 (60 HP)

Carga dinámica total: 24 m (80') en la descarga

DESCRIPCION: Duriron HHK4-0110, construida con acero inoxidable 316, 6" succión y descarga, capacidad especificada y cotizada de la bomba es 1500 GPM para una carga total de 80 ft, mientras esté operando a 1750 rpm. Motores de 40 HP, 1750 rpm, 460 volt, 3 fases, 60 ciclos, TEFC.

DISEÑO BÁSICO: El flujo superior (overflow) de cada espesador es normalmente 1158 GPM (Balance de Materiales). De esta forma cada bomba manipula $1158/1500 \times 100$ ó 77,2 % de su capacidad normal durante la operación. El flujo total normal es 2316 gpm; la gravedad específica del líquido es 1,034.

Línea de succión y descarga (1EG2): acero al carbono engomado.

Tabla 3.5. Accesorios en las líneas de succión y descarga de las bombas de fondo del tanque de licor producto (TK-8).

LINEA DE SUCCION Bombas (A,B,C)	16"	Reducido 16"x14"	Cabezal 14"	Reducido 10"x 6"
LINEA DE SUCCION Bombas (D,E)	16"	Reducido 16"x14"	Cabezal 14"	10"
ACCESORIOS (succión)	2 válvulas de mariposa de 16" y 1 reducido de 16"x14"	1 válvula de 14" en el cabezal de 14"	1 válvula de 10", un reducido de 10"x6" y una conexión flexible en cada una de las bombas A, B y C	1 válvula de 10" y una conexión flexible en cada una de las bombas D y E
LINEA DE DESCARGA Bombas (A,B,C)	6"	Expansión 6"x10"	Cabezal 16"	16"
Bombas (D)	8"	Expansión 8"x10"	Cabezal 16"y una válvula de 10"	16"
Bomba E	8"	Expansión 8"x10"	Cabezal 16"y una válvula de 10"	una conexión flexible y 16"

- ✓ Como las bombas de fondo del TK-8 no tienen manómetro, se puede utilizar la ecuación 3.1 para el cálculo de la presión de succión (MDP-02-P-06 Cálculos en servicio de bombeo PDVSA).

$$P_{succión} = P_{TK-8} + \Delta z \cdot \frac{Sp, Gr}{2,31} - H_{fts} \cdot \frac{Sp, Gr}{2,31} \quad (3.1)$$

Notas:

- El tanque está a presión atmosférica (0 psig = 0 Pa).
- El término Sp.Gr es la gravedad específica del licor (densidad del licor/1000) a temperatura del agua de 15 °C.
- Se multiplica los ft por la gravedad específica y se divide entre 2.31 para llevar de ft a psig.
- Las pérdidas por Fricción Totales incluyen válvulas y accesorios de la succión y hay que llevarlas a ftv para después convertirlas a psig.
- Se debe tomar el caudal máximo de una bomba como operan tres en paralelo, se coge el caudal máximo reportado por el CITECT enviado a Lixiviación y se divide entre tres y con ese caudal se hace el cálculo para la succión.
- Por diseño: $H_{bombeo} = 80 \text{ pie} = 24,38 \text{ m}$.
- $P_{descarga} = H_{bombeo} - P_{succión}$ (3.2)

3.3. Cálculos hidráulicos para el diseño de la línea de licor de dilución.

Los cálculos hidráulicos se desarrollaron partiendo del balance de energía mecánica, en función del esquema que se muestra en la figura 3.3, para la línea de licor de dilución que se propone instalar en la Planta de Neutralización. Esta línea se interconectará con la línea de licor producto a Lixiviación, cercano al toma muestra del TK-8 (Punto 1), y con la línea de agua de proceso utilizada para la dilución de licor en la Planta de Floculante, antes del platillo de orificio y de la válvula automática (Punto 2), para continuar con el mismo control en el CITECT. Se evalúa la posibilidad de emplear las bombas instaladas determinando si la presión de descarga en esta línea es suficiente para lograr la dilución del licor.

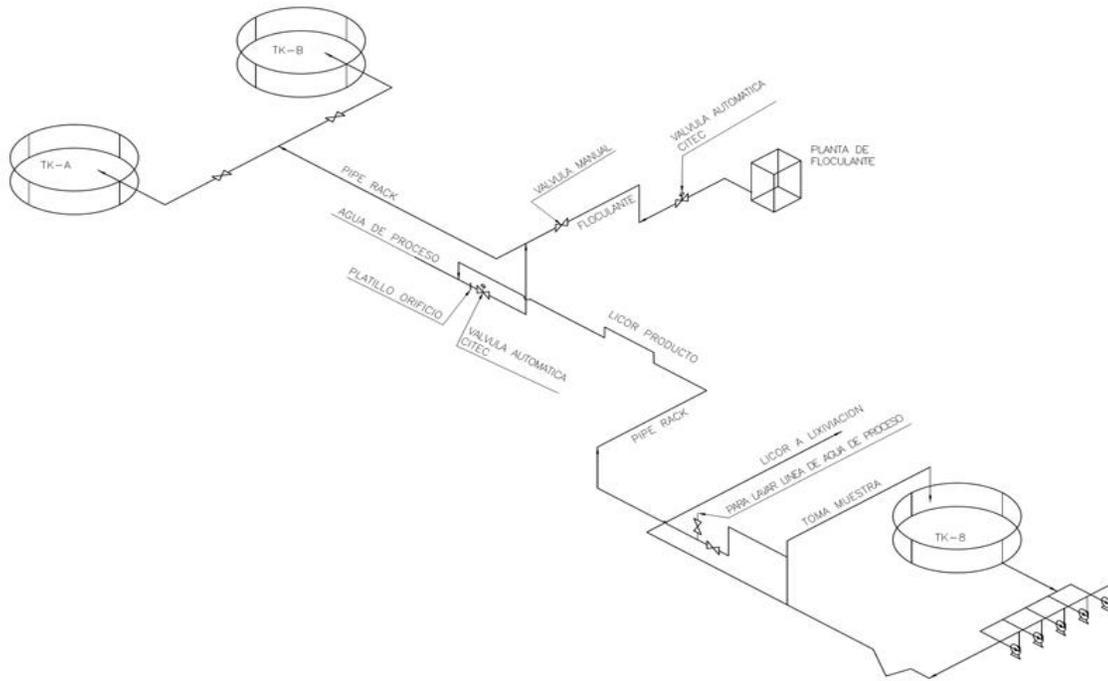


Figura 3.3. Diagrama de la línea de dilución de licor.

Al analizar la ecuación de balance de energía mecánica (1.3) se consideró despreciable la variación de la energía cinética en este sistema y como en esta tubería no se requiere instalar ninguna bomba para transportar el licor, pues se pretende emplear las bombas de fondo del TK-8, también se deprecia este término; obteniéndose de esta forma la ecuación 3.3, la cual se muestra a continuación.

$$\frac{P_2 - P_1}{\rho \cdot g} + g \cdot \Delta z = -\sum F \quad (3.3)$$

Despejando P_2 en la ecuación 3.3 obtenemos:

$$P_2 = \frac{P_1}{\rho \cdot g} - H_f - \Delta z \quad (3.4)$$

Como se utiliza un platillo de orificio para medir el flujo de agua de dilución y se pretende utilizar este mismo medidor de flujo para el control del licor de dilución hay que introducir esta caída de presión en la ecuación 3.4.

$$p_2 = \frac{p_1}{\rho \cdot g} - H_f - \Delta z - \Delta P_{\text{orificio}} \quad (3.5)$$

Según los criterios de diseño, esta tubería debe transportar 18 m³/h de licor producto (ver tabla 3.3); por lo que se recomienda un diámetro de 2 pulgadas (Crane D., 1995). Se escogió acero inoxidable como material de construcción debido a la acidez del licor para evitar daños por corrosión.

Como se explicó anteriormente, se pretende utilizar las mismas bombas de fondo del TK-8 hay para determinar si la presión de descarga es suficiente para mezclar el licor producto con el floculante para su dilución.

3.3.1. Determinación de pérdidas por fricción en la succión de las bombas del TK-8.

Se denomina gasto a la cantidad de líquido que pasa a través de la sección viva de flujo en la unidad de tiempo. Dicha cantidad se puede medir en una unidad de volumen, de peso o de masa, por lo que existen: el gasto volumétrico Q, el gasto en peso G, y el gasto en masa (M. Nekrasov B., 1986).

El flujo de licor que sale del TK-8 de la Planta de Neutralización es bombeado hasta la Planta de Lixiviación para su precalentamiento con la ayuda de tres bombas, que operan en paralelo; por tanto para determinar el caudal o gasto, de una bomba se divide el flujo total entre tres. Según datos históricos del CITECT, este flujo es conocido (ver tabla 3.3):

$$Q_{\text{total de licor}} = 4388 \text{ (gpm)}$$

$$Q_{\text{de una bomba}} = Q_{\text{total de licor}} / 3 = 1463 \text{ (gpm)} = 0,0923 \text{ (m}^3\text{/s)}$$

Como se conoce que el diámetro de succión de estas bombas es de 10 pulg (nominal) de acero al carbono engomado, puede determinarse el diámetro interior si se conoce su espesor (Crane D., 1995).

Tabla 3.6. Diámetros de la tubería.

Diámetro nominal (pulg)	Diámetro exterior (pulg)	Espesor (pulg)
10	10,75	0,165

El diámetro interior se calcula por la siguiente expresión.

$$d_{int} = d_{ext} - 2 \cdot \delta \quad (3.6)$$

Donde:

d_{int} : diámetro interior

d_{ext} : diámetro exterior

δ : espesor de la tubería

Como $\delta = 0,165$ pulg (0,004 m) y $d_{ext} = 10,75$ pulg (0,27 m), sustituyendo en la ecuación 3.6 se obtiene que:

$$d_{int} = 10,75 - 2 \cdot 0,16 = 10,42 \text{ inch}$$

$$d_{int} = 0,26 \text{ m}$$

Según (Rules y Tthumbs,. 2002) la velocidad recomendada para líquidos de procesos es: 1,2- 2 m/s. Se decidió trabajar con el límite superior.

Para el cálculo de la velocidad lineal del fluido es necesario determinar el área por donde pasará el flujo.

La velocidad del fluido se calcula según la expresión siguiente:

$$V = \frac{Q}{A} \quad (3.7)$$

Donde:

Q: flujo, m³/s

A: área de flujo, m²

El área de la sección por donde va a pasar el fluido se calcula por la siguiente expresión:

$$A = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \quad (3.8)$$

Donde:

D: diámetro de la tubería, m

Sustituyendo en la ecuación 3.8 se obtiene que:

$$A = \frac{3,14 \cdot 0,26^2}{4} = 0,055 \text{ m}^2$$

Al sustituir estos valores en la expresión 3.7 se llega a:

$$V = \frac{0,0923}{0,055} = 1,678 \text{ m/s}$$

Una de las fórmulas más exactas para cálculos hidráulicos es la de Darcy-Weisbach, aunque en ocasiones resulta engorrosa la determinación del factor de fricción fanning (f), la cual se muestra a continuación.

$$\sum F = \frac{f \cdot L \cdot v^2}{2 \cdot D} \quad (3.9)$$

Donde:

$\sum F$: Suma de las pérdidas por fricción (J/kg)

f : Factor de fricción (fanning)

L: Longitud total de la tubería (m)

v : Velocidad de fluido en la tubería (m/s)

D: Diámetro interno de la tubería (m)

Para determinar el régimen de flujo es necesario conocer las propiedades físicas del fluido, que en este caso es licor:

$$\rho = 1060 \text{ kg/m}^3$$

Según el (Kern D., 1969) la viscosidad del licor es $\mu = 0,3785$ cP a $60\text{ }^\circ\text{C}$ ($0,0003785$ Pa.s).

Como ya se determinó la velocidad del fluido y el diámetro interior de la tubería, sustituyendo estos valores en la ecuación 1.10 se obtiene el número de Reynolds:

$$Re = \frac{1060 \cdot 1,678 \cdot 0,26}{0,0003785} = 1,24 \cdot 10^6$$

Según el Pavlov K.,1981) la rugosidad de una tubería de acero carbono es de $0,0000457$ m y como el régimen es turbulento ($Re \geq 4000$) el factor de fricción puede determinarse sustituyendo en la ecuación 1.13:

$$f = -2 \cdot \log \left[\left(\frac{0,0000457 / 0,26}{3,7} \right) + \left(\frac{6,81}{1,24 \cdot 10^6} \right)^{0,9} \right]^{-2} = 0,014$$

Por mediciones topográficas se determinó que la longitud recta de esta tubería es de 40 m y consta de los accesorios que se muestran en la tabla 3.7, identificados en los P&ID de la Planta de Neutralización. Las longitudes equivalentes se determinaron según (Armando D. y David G.,1989)

Tabla 3.7. Cantidad de accesorios en la succión de la bomba de fondo del TK-8.

Accesorios	Cantidad	L/D
Válvula mariposa	3	40
Codos 90	1	32
junta de expansión	3	100

La longitud total de tubería es la suma de la longitud recta y las longitudes equivalentes de todos los accesorios y pueden determinarse mediante las ecuaciones 3.10 y 3.11.

$$L_{acce} = (Cantidad_{acces} \cdot L/D) \cdot d_{int} \quad (3.10)$$

$$L_{acce} = (3 \cdot 40 + 1 \cdot 32 + 3 \cdot 100) \cdot 0,26 = 120m$$

$$L_{total} = L_{recta} + L_{accesorios} \quad (3.11)$$

$$L_{total} = 120 + 40 = 160m$$

Al sustituir estos valores en la expresión 3.9 se llega a conocer las pérdidas por fricción:

$$H_f = \frac{0,014 \cdot 160 \cdot 1,678^2}{2 \cdot 0,26} = 1,235m$$

3.3.2. Determinación de pérdidas por fricción en la línea de licor de dilución.

El procedimiento de cálculo desarrollado en este epígrafe es el mismo que en el anterior, por lo tanto, sólo se mostrarán los datos necesarios y las ecuaciones sustituidas.

$$Q = 18 \text{ m}^3/\text{h} = 79,28 \text{ (gpm)} = 0,0050 \text{ m}^3/\text{s}$$

Tabla. 3.8. Diámetro de la línea de licor de dilución.

Diámetro nominal, pulgadas	Diámetro exterior, pulgadas	Espesor pulgadas
2	2,375	0,109

Como $\delta = 0,109 \text{ inch}$ (0,0028 m) y $d_{\text{ext}} = 2,375 \text{ pulg}$ (0,061 m):

$$d_{\text{int}} = 2,375 - 2 \cdot 0,109 = 2,157 \text{ inch}$$

$$d_{\text{int}} = 0,055 \text{ m}$$

El área de la sección transversal:

$$A = \frac{3,14 \cdot 0,055^2}{4} = 0,002356 \text{ m}^2$$

La velocidad del fluido:

$$V = \frac{0,0050}{0,002356} = 2,122 \text{ m/s}$$

El número de Reynolds:

$$Re = \frac{1060 \cdot 2,122 \cdot 0,055}{0,0003785} = 3,26 \cdot 10^5$$

El factor de fricción:

$$f = -2 \cdot \log \left[\left(\frac{0,0000457 / 0,055}{3,7} \right) + \left(\frac{6,81}{3,26 \cdot 10^5} \right)^{0,9} \right]^{-2} = 0,0199$$

$$L_{\text{recta}} = 95 \text{ m}$$

Tabla 3.9. Cantidad de accesorios en la línea descarga.

Accesorios	Cantidad	L/D
Válvula mariposa	2	40
Codos 90°	6	32
Codos 45°	1	15
Junta de expansión	2	100
Reducido 8X10	1	100
Válvula de globo	1	300

$$L_{\text{acce}} = (\text{Cantidad}_{\text{aces}} \cdot L/D) \cdot d_{\text{int}}$$

$$L_{\text{acce}} = (2 \cdot 40 + 1 \cdot 15 + 6 \cdot 32 + 2 \cdot 100 + 1 \cdot 100 + 1 \cdot 300) \cdot 0,055 = 49 \text{ m}$$

$$L_{\text{total}} = L_{\text{recta}} + L_{\text{accesorios}} \cdot 1,1$$

$$L_{\text{total}} = 95 + 49 = 158 \text{ m}$$

Las pérdidas por fricción:

$$H_f = \frac{0,0199 \cdot 158 \cdot 2,122}{2 \cdot 0,055} = 11,682 \text{ m}$$

3.3.3. Determinación de las presiones de succión y descarga de las bombas de fondo del TK-8.

Como no hay manómetro instalado, para el cálculo de la presión de succión de las bombas de fondo del TK-8 se utiliza la ecuación 3.1, pero se hace necesario determinar los valores de cada uno de sus términos:

Sp.Gr = 1,06 g/L, según criterios de diseño.

Cota de ubicación de la bomba: 30.64 msnm, según criterios de diseño.

$H_{\text{total TK-8}} = 6,15 \text{ m}$, según P&ID del TK-8 de la Planta de Neutralización.

% nivel TK-8: 50 %, por suposición.

$$H_{\text{ope tk-8}} = \% \text{ nivel tk} - 8 \cdot H_T \quad (3.6)$$

$$H_{\text{ope tk-8}} = 50\% \cdot 6,15 = 3,075 \text{ m}$$

Se considera un valor aceptable teniendo en cuenta los datos históricos del CITECT (ver tabla 3.3).

$$z_1 = z_2 + H_{\text{ope tk-8}} = 33,715 \text{ m} \quad (3.7)$$

$z_2 = 30,64 \text{ m}$ (cota de ubicación de la bomba)

$$\Delta z = (z_2 - z_1) = -3,075 \text{ m}$$

Sustituyendo los valores en la expresión (3.1):

$$P_{\text{succión}} = -3,075 \cdot 3,281 \cdot \frac{2,31}{1,06} - 1,235 \cdot 3,281 \frac{2,31}{1,06} = -13,16 \text{ psig}$$

$$H_{\text{succión}} = P_{\text{succión}} * Sp.Gr$$

$$H_{\text{succión}} = 13,16 \cdot \frac{1,06}{2,31} = -6,04 \text{ ft} = -1,84 \text{ m}$$

Como se conoce que por diseño $H_{\text{bombeo}} = 80 \text{ ft}$ (24,38 m), sustituyendo en la ecuación 3.2 se obtienen los siguientes resultados:

$$H_{\text{descarga}} = H_{\text{bombeo}} - H_{\text{succión}}$$

$$H_{\text{descarga}} = 80 - (-6,04) = 86,04 \text{ ft} = 26,23 \text{ m}$$

$$P_{\text{descarga}} = H_{\text{descarga}} * 2,31 / Sp.Gr$$

$$P_{\text{descarga}} = 26,23 \cdot 2,31 / 1,06 = 187,5 \text{ psig} = 1\ 292\ 767 \text{ Pa}$$

3.3.4. Determinación de la presión de interconexión de la línea de licor producto con la de floculante.

Como en el epígrafe anterior se determinó la presión en el punto 1 (P_1) del sistema que se evalúa, que coincide con la presión de descarga de la bomba se puede plantear que:

$$P_1 = P_{\text{descarga}} = 187,5 \text{ psig} = 1\ 292\ 767 \text{ Pa}$$

Para determinar la diferencia de altura del sistema se conoce que:

$Z_2 = 35,5$ m, según criterios de diseño.

$Z_1 = 30,64$ m, según criterios de diseño.

Por lo tanto:

$$\Delta z = (z_2 - z_1) = 4,86 \text{ m} = 15,9 \text{ ft}$$

Se conoce que el $\Delta P_{\text{orificio}} = 100$ pulg $\text{H}_2\text{O} = 3.61$ psig (criterios de diseños)

Sustituyendo los valores en la expresión (3.5):

$$P_2 = 187,5 - \frac{4,86 \cdot 3,281 \cdot 2,31}{1,06} - \frac{13,19 \cdot 3,281 \cdot 2,31}{1,06} - \frac{3,61}{1,06}$$

$$P_2 = 55,01 \text{ psig} = 379\,281 \text{ Pa}$$

Como la presión en el punto 2 del sistema (P_2) es ligeramente superior a la presión de la línea de floculante (50 psig) se concluye que esta bomba sí puede ser utilizada para lograr la dilución y alcanzar la concentración deseada (0,5 g/L).

3.4. Cálculo económico.

La estimación económica de este proyecto se llevó a cabo en la Subdirección de Ingeniería, con un programa profesional llamado CLEOPATRA. El AFE (Aprubal For Espediture), que se traduce como Aprobación de Gastos, se muestra el Anexo A.2. En la tabla 3.10 se presenta de forma resumida la asignación de gastos del proyecto que se pretende ejecutar como resultado de este trabajo.

Tabla 3.10. Asignación de costos del proyecto.

Costos	USD
Directos	12 902
Indirectos	800
Otros costos	2798
Gasto total del proyecto	16 500

En la estimación de los Costos Directos se tuvieron en cuenta las partidas de gastos que se muestran a continuación:

- ✓ Tuberías.
- ✓ Mano de obra.
- ✓ Accesorios.
- ✓ Fabricaciones.
- ✓ Horas hombre.
- ✓ Equipos tecnológicos (no se incluyen en los equipos de construcción).

Las partidas de gastos de los Costos Indirectos fueron:

- ✓ Equipos de construcción.
- ✓ Materiales inconsumibles (gases industriales, discos de cortes, transportación, teléfono).
- ✓ Fletes.
- ✓ Contingencia (es un monto de dinero que se asigna como una reserva, puede que ocurra o no en la realización del proyecto).

Teniendo en cuenta que 1m^3 de agua de proceso cuesta 0,25 USD en la Ficha de Costos de la Empresa y que el consumo de agua de dilución durante el año 2015 resultó ser de $9\text{ m}^3/\text{h}$ como promedio, según los datos históricos registrados por el programa para el control del proceso (CITECT); con la ejecución del proyecto se ahorrarían alrededor de $80000\text{ m}^3/\text{a}$ de agua de proceso, lo que representa un ahorro de 20 000 USD (ver criterios de diseño Tabla 3.3). O sea en un año se recupera la inversión y queda una ganancia de 3500 USD lo que significa que el proyecto es rentable.

3.5. Conclusiones parciales del Capítulo 3.

1. Se pudo comprobar a escala de laboratorio que es factible la sustitución del agua de proceso por licor producto, para la dilución del floculante empleado en la Planta de Neutralización, porque se obtienen resultados similares de velocidad de sedimentación de la pulpa de yeso y de turbidez del licor; bajo las mismas condiciones de operación.
2. Se determinó que es necesario que la línea de dilución a instalar tenga un diámetro interno de 2 pulg (0,051 m).
3. Para la instalación de la línea de licor de dilución se requiere de una bomba que garantice la presión del sistema (55,01 psig) considerando las pérdidas por fricción, por altura y la presión en el punto de interconexión de 50 psig; lo que posibilita el uso de la bomba disponible en la Planta, para transportar el licor producto hasta la Planta de Lixiviación.
4. La aplicación de la propuesta conduce a un ahorro de 80 000 m³/a de agua de proceso, que representa un gasto de 20 000 USD par la Empresa; la inversión se recupera en 1 año y queda una ganancia de 3500 USD, lo que significa que el proyecto es rentable.

CONCLUSIONES GENERALES.

Como culminación de este trabajo se ha llegado a las conclusiones siguientes:

1. Para la dilución del floculante VHR-920, empleado en la Planta de Neutralización, resulta factible sustituir el agua de proceso por licor producto; basado en los similares resultados de velocidad de sedimentación y turbidez del licor, obtenidos a escala de laboratorio.
2. Se determinó que con la instalación de una línea de acero inoxidable de 2 pulg (0,051 m) de diámetro, desde un punto cercano al toma muestra del Tanque 8 hasta la interconexión con la línea de agua de proceso para la dilución, se alcanza una presión de 55,01 psig (379 281 Pa), superior a la requerida para la mezcla (50 psig = 344 738 Pa), por lo que es posible transportar el licor producto con las bombas instaladas.
3. Resulta factible desde el punto de vista económico la ejecución de este proyecto, pues se ahorrarían alrededor de 20 000 USD al año por concepto de agua de proceso; en un año se recupera la inversión y queda una ganancia de 3500 USD.

RECOMENDACIONES.

Para el desarrollo de investigaciones futuras se realizan las recomendaciones siguientes:

1. Que se desarrolle el ESO 2338 "Dilución del floculante empleado en la Planta de Neutralización con el Licor Producto del tanque 8" para poder aplicar este resultado en la Planta, comenzando por una prueba industrial.
2. Solicitar que oficialice la actualización del Diagrama de Flujo de la Planta de Neutralización, tomando como base el que se propone en este Trabajo de Diploma.

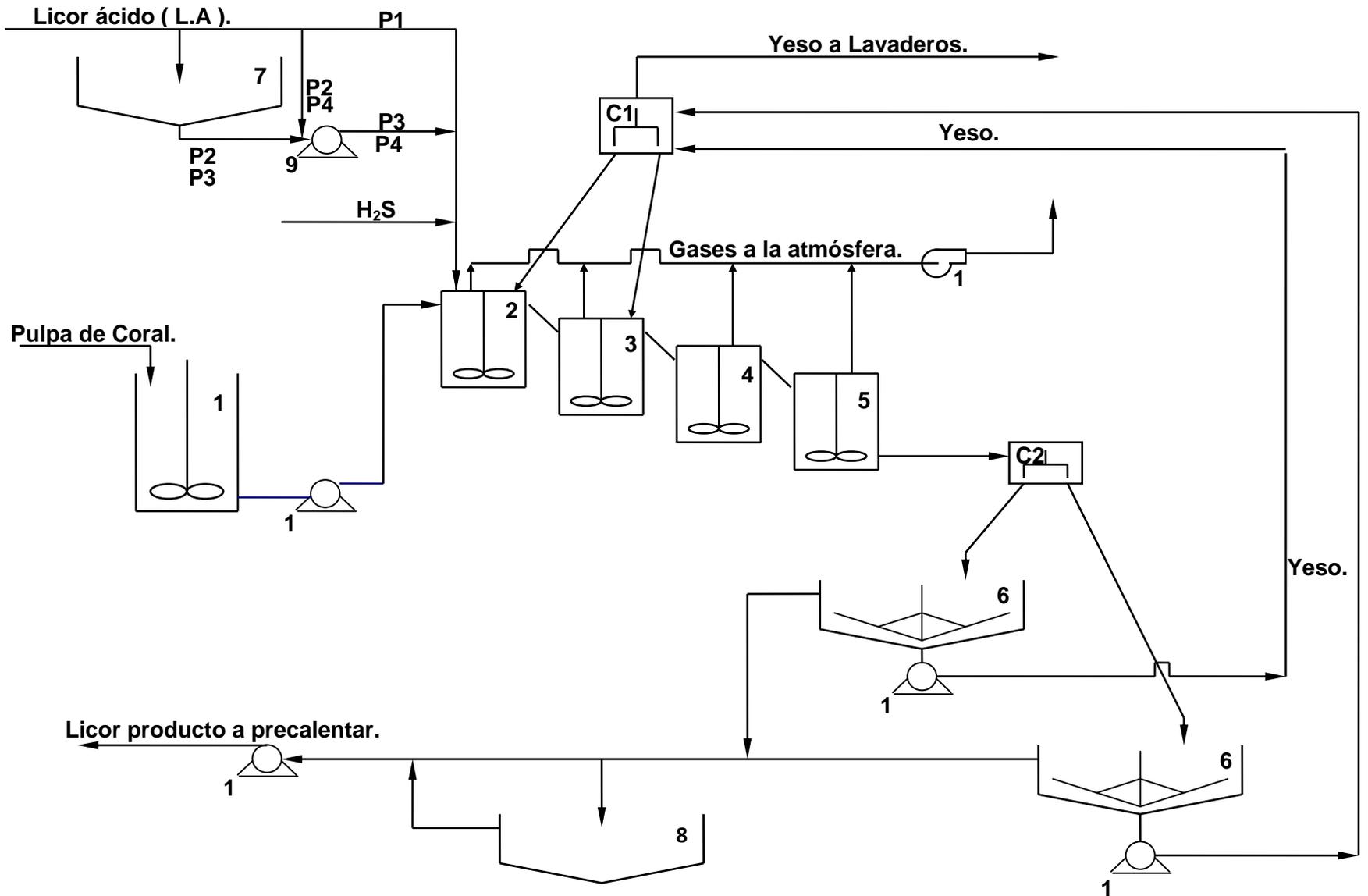
BIBLIOGRAFÍA.

1. Bratby, John. Coagulation and flocculation in water and wastewater treatment. WA publishing, 2006.
2. Caballero, I Impacto de la operación de bombeo de colas sobre la resistencia de las líneas instaladas y su vida útil. Tesis de Ingeniero Metalúrgico, Instituto Superior Minero Metalúrgico de Moa, Cuba, 2012.
3. Crane. Flujo de fluidos; en válvulas, accesorios y tuberías. S. A. d. C. V. edición McGraw – HILL/interamericana de México. (1995).
4. Díaz A., D. García. Manual de hidráulica aplicada. ediciones ISPJAM, 1989. Pág.7 – 16; 125 – 136. (Santiago de Cuba).
5. Garcell L. R. Flujo por tuberías de suspensiones minerales no newtonianas, 2001.
6. González D. Y. Utilización de floculantes en el tratamiento de los residuales lácteos. Tesis presentada en opción al grado científico de Doctor en Ciencias Técnicas. Santiago de Cuba, 2008.
7. Chang, R. Química. (Novena ed., p. 1110). México: Mc Graw Hill. (2007).
8. Kasatkin, A.G.1975.Operaciones básicas y aparatos en la tecnología química. ed. pueblo y educación. Tomo I.
9. Kern, Donald .Procesos de transferencia de calor. ER. Habana, 1969.
10. Manual de Operaciones de la en la Planta de Neutralización de la Empresa Pedro Soto Alba Moanickel S.A.
11. MDP-02-P-06. Cálculos en servicio de bombeo PDVSA.
12. Nekrasov B.: “Hidráulica”. Editorial Pueblo y Educación, 1986.
13. Pavlov, K. (1981). Problemas y ejemplo para el curso de operaciones básicas y aparatos en tecnología química. e. Mir. Moscú. Tomo I
14. Pavlov, K. (1981). Problemas y ejemplo para el curso de operaciones básicas y aparatos en tecnología química. e. Mir. Moscú. Tomo II
15. Pérez, A. equipos de la metalurgia no ferrosa. ed. Félix Varela, La Habana, 2009
16. P&ID de la Planta de Neutralización.
17. P&ID del tanque 8 de la Planta de Neutralización.

18. P&ID de la Planta de Floculante.
19. Rodríguez, T. H. (2008). Temas de flujo de fluidos. Facultad de ingeniería química, universidad de oriente, Santiago de Cuba.
20. Rosabal J.M. y L.R. Garcell, Hidrodinámica y Separaciones Mecánicas (Tomo I), Editorial Pueblo y Educación, Ciudad de la Habana, 1988.
21. Rules and Thumb. Chemical engineers. Branan, Carl. Third Edition. 2002
22. Shammass, Nazih K. Coagulation and flocculation. End physicochemical treatment processes. Humana Press, 2005. p. 103-139.
23. Stechemesser, Hansjoachim, et al. Coagulation and flocculation. Taylor & Francis, 2005.
24. Zelikman A. N. Bolman G. M., Beliaeuskaia L. V. et al., 1975. Teoría de los procesos hidrometalúrgicos, Editorial Metalurgia, Moscú. p.452.

Anexos.

A.1. Diagrama de flujo de la Planta de Neutralización.



Leyenda del Diagrama de flujo.

Nº	Simbología	Equipo
1.-	174 - TK - 1A,B	Tanques de almacenaje de coral
2, 3, 4,5.-	174 - TK/AG - 2, 3, 4, 5	Reactores
6.-	174 - TM - 6A,B	Sedimentadores
7.-	174 - TK - 7	Tanque de almacenaje de licor crudo
8.-	174 - TK - 8	Tanque de almacenaje de licor producto
9.-	174 - PU - 1A, B, C	Bombas de licor ácido
10.-	174 - PU - 2A, B, C	Bombas de coral
11.-	174 - PU - 3A, B, C, D	Bombas de yeso
12.-	174 - PU - 4A, B, C, D	Bombas de licor producto
13.-	174 - FN - 1	Ventilador
C1.-	174 - DI - 1	Caja distribuidora número 1.
C2.-	174 - DI - 2	Caja distribuidora número 2.

A.2. AFE de estimación del costo del proyecto.



Client Review

To : Liudmila Perez Garcia
 From : Rafael Fernandez Urgellés
 Currency : 1Q 2016 United States Dollar

Date : 07-06-2016
 File Name : 174-2016-TD
 Proyecto :
 Print Date : 07-06-2016

Estimate Type : AFE Estimate

Description : Línea de dilucion de floculante

Tag Number	Descripcion	Cantidad	Unidad	Costo unitario	Costos totales	HH Unitario	HHsTotal
1000	Equipos	1		0	0		0
3000	Tuberia	1		12,902	12,902	195	195

Tag Number	Descripcion	Cantidad	Unidad	Cantidad grand total	Costos totales	HHsTotal	Factor costumbre
	<i>Piping ISBL, SMLS, D= 2" / DN 50, 150# / sch STD, (SS316), Not protected</i>		<i>1 m</i>	<i>1</i>	<i>12,902</i>	<i>195</i>	<i>1</i>
4000	Instrumentos	1		0	0		0
5000	Electrica	1		0	0		0
7300	Civil	1		0	0		0
7400	Edificios	1		0	0		0
7500	Estructuras	1		0	0		0
7600	Aislamiento y Pintura	1		0	0		0
8000	Costos Indirectos	1		0	0		0

Todo costos de estimacion	Total renta de equipos	HHsTotal	Costos totales
Costos directos	0	195	12,902
Indirect costs	0	0	800
Contingencies			2,798
Grand total	0	195	16,500



Client Review

Para : Liudmila Perez Garcia
 De : Rafael Fernandez Urgellés
 Moneda : 1Q 2016 United States Dollar
 Estimado : AFE Estimate
 Descripción : Linea de dilucion de floculante

Fecha : 07-06-2016
 File Name : 174-2016-TD
 Proyecto :
 Print Date: 07-06-2016

Direct Field Costs	Horas-Hombre	Material	Labour	Subcontratacion	Total
Equipos de Proceso	0	0	0	0	0
Tuberías	195	9,618	3,284	0	12,902
Instrumentación	0	0	0	0	0
Electrica	0	0	0	0	0
Civil, Trab. Campo	0	0	0	0	0
Estructuras	0	0	0	0	0
Edificaciones	0	0	0	0	0
Insulación y Pintura	0	0	0	0	0
Total Costos Directos	195	9,618	3,284	0	12,902
Costos Indirectos					
Ingeniería					0
Flete & Indirectos de Construcción					800
Costo del Dueño					0
Total Costos Indirectos					800
Otros Costos					
Otros					0
Contingencia & Escalamiento					2,798
Total Otros Costos					2,798
Gasto Total del Proyecto					16,500
Repuestos Capitales					0
Total Capital				USD	16,500
				CAD	23,129
Repuestos no capitales					0
Total					16,500

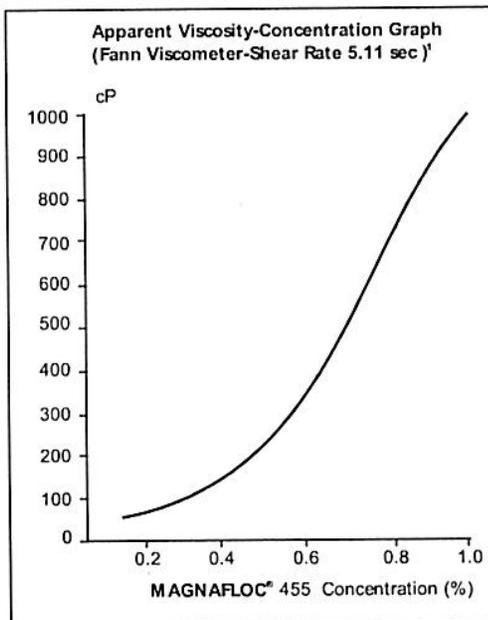
Estimador :  Fecha : 07/06/2016
 Aprobado : _____ Fecha : _____

A.3. Ficha Técnica Floculante Magnafloc – 455.

Ciba® MAGNAFLOC® 455

Cationic flocculant

Description	MAGNAFLOC® 455 is a high molecular weight slightly cationic polyacrylamide flocculant supplied as a free flowing granular powder	
Principal Uses	MAGNAFLOC® 455 has found application in a variety of mineral processing operations including the following: <ol style="list-style-type: none">1. Acid leach CCD (uranium)2. Metal hydroxide thickening and filtration3. Acid leach (zinc)4. Base metal concentrates thickening and filtration Dosage depends on application but normally lies in the range 2g to 200g per tonne of dry substrate flocculated.	
Typical Properties	Physical Form	Off-white granular powder
	Particle Size	98% < 1400 µm
	Bulk Density	0.75 g/cm ³
	PH of 1% solution at 25°C	4.0
	Viscosity at 25°C	See graph and table



Application & Storage Recommended solution concentrations:
 Stock solution 0.25 - 0.5% max
 Feed solution 0.025 - 0.1% max

Recommended storage periods:
 Solid up to two years
 Stock solution 1-2 days

Storage of polymer should be in a cool, dry place.
 Details on preparation and feeding can be obtained from a Ciba Specialty Chemicals Representative

Solution viscosity data (Fann viscometer – 25°C - solvent - deionised water)						
MAGNAFLOC® 455 concentration (%)	Shear rate (sec ⁻¹)					
	5.11	10.22	170	340	511	1022
	Viscosity (cP)					
1.0	990	650	113	80	70	55
0.5	200	150	30	27	24	19
0.25	50	50	15	12	10	8
0.10	50	25	6	5	5	4

Shipping and Handling MAGNAFLOC® 455 is supplied in 25kg nett plastic bags shrinkwrapped onto a pallet suitable for export shipment. The product can also be supplied via intermediate big bags or bulk tanker. Specific details of bag and tanker sizes can be obtained on request.

Corrosivity towards most standard materials of construction is low, but aluminium and galvanised equipment should be avoided.

Technical Service Advice and assistance in the running of laboratory and plant tests to select the correct flocculant and determine the best application is given by representatives of Ciba Specialty Chemicals, who are experienced in mineral processing applications.

Health and Safety MAGNAFLOC® 455 has a low order of oral toxicity and does not present any abnormal problems in its handling or general use. However as with all cationic polyelectrolytes the product exhibits toxicity towards fish. It is important that precautions are taken where the product may come into direct contact with fresh water courses, streams and rivers.

Detailed information on handling and any precautions to be observed in the use of the product(s) described in this leaflet can be found in our relevant Health and Safety information sheet.

Warranty The information contained in this leaflet is given in good faith but no liability is assumed nor is freedom from any patent owned by Ciba Specialty Chemicals or others implied. This information should not be taken to represent a specification for the product.

© Ciba Specialty Chemicals PLC, 1998
 ® indicates a registered trademark
 ™ indicates a trade mark

PO Box 38
 Bradford
 West Yorkshire
 BD12 0JZ
 Tel: 44 1274 417000
 Fax: 44 1274 417075