

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA
FACULTAD DE INGENIERIA MECANICA



PROYECTO DE MEJORAMIENTO DEL SISTEMA
DE ALIMENTACION DE CALCINA PARA
UNA REFINERIA DE Zn, EXISTENTE

TESIS

Para optar el Título Profesional de
INGENIERO MECANICO

SANTIAGO ENRIQUE MORAN MORAN

Promoción 1978 - I

Lima - Perú

1988

INDICE

	Pág.
PROLOGO	1
CAPITULO I: INTRODUCCION	4
1.1 Generalidades	4
1.2 Procesos Generales en la Refinación del Zinc	4
1.3 Ubicación del Proyecto y Descripción de las Etapas del Proceso	7
1.3.1 Lixiviación neutra	7
1.3.2 Lixiviación ácida caliente y ácida fuerte caliente	10
A. Lixiviación ácida caliente	10
B. Lixiviación ácida fuerte caliente	11
1.3.3 Precipitación de Jarosita	13
A. Jarosita I	13
B. Jarosita II	14
1.3.4 Cuarta Purificación	16
CAPITULO II: ANALISIS DEL PROBLEMA	18
2.1 Descripción del Problema	18
2.2 Análisis de las causas del Problema	19
2.3 Medidas correctivas generales	21
CAPITULO III: ALTERNATIVAS DE SOLUCION Y SELECCION DE LA MAS CONVENIENTE	23
3.1 Alternativas propuestas	23

	Pág.
3.2 Análisis de cada alternativa	23
3.2.1 Transportadores de cadena en Stand By	23
3.2.2 Modificar la alimentación a vapor	24
3.2.3 Implementación de un sistema de <u>repulpa</u> do de calcina	24
3.3 Evaluación cuantitativa - Prueba de Laboratorio	26
3.3.1 Equipos y materiales usados en la prueba de Laboratorio	26
3.3.2 Procedimiento	29
3.3.3 Cálculos y resultados de la Prueba, Tabu lados	30
3.3.4 Comentarios y conclusiones de la prue <u>u</u> ba de Laboratorio. Selección y Caracte - rísticas del Sistema de Agitación	42
CAPITULO IV: DESARROLLO DEL PROYECTO	44
4.1 Diseño, Cálculo y Selección del Sistema de Ali- mentación de solución y descarga de mezcla	44
4.1.1 Flujo requerido de solución	44
4.1.2 Cálculo, selección y diseño del Sistema de Alimentación de Solución	48
A. Disposición de la Línea de Alimentación	48
B. Selección del diámetro de la tubería de Alimentación	50
4.1.3 Comprobación de la capacidad de la bomba, para la operación del sistema de alimenta ción de solución al Tanque de mezcla	53

A. Estableciendo el teorema de Bernoulli, entre los puntos B y C, ubicados antes de la bifurcación y en la descarga al tanque de cuarta purificación respectivamente.	54
B. Estableciendo el teorema de Bernoulli entre los puntos B y D, ubicados antes de la bifurcación y en la descarga al tanque de mezcla	60
C. Estableciendo el teorema de Bernoulli entre los puntos A y D, ubicados en la superficie del tanque de succión y la superficie del tanque de mezclado	73
D. Potencia requerida por el sistema de alimentación	81
4.1.4 Cálculo y/o diseño del sistema de descarga del tanque de mezcla	82
A. Selección del diámetro de la tubería de descarga	82
4.2 Cálculo, Diseño y/o selección del Sistema de Agitación	89
4.2.1 Teoría sobre agitación y mezcla de líquidos	89
A. Agitación de líquidos	89
1) Aparatos de agitación	90
2) Clasificación de Agitadores	91
3) Tipos de Flujo en Tanques Agitadores	102
4) Velocidad de Circulación	111

5) Gradientes de Velocidad	112
6) Potencia requerida en Tanques agitados	113
a) Variables controlantes del consumo de potencia y definición de los grupos adimensionales	113
b) Interpretación de los grupos adimensionales	117
- Número de potencia ($N P_o$)	117
- Número de Reynolds Modificado ($N Re$)	121
- Número de Froude ($N Fr$)	121
c) Correlaciones de potencia para determinados rodetes	123
d) Efectos de la geometría del sistema	131
e) Cálculo del consumo de potencia	134
B. Mezcla	135
1) Suspensión de partículas sólidas	137
2) Potencia requerida para formar una suspensión de sólidos	140
4.2.2 Cálculo del volumen y Dimensiones del Tanque de Agitación	141
A. Cálculo del volumen del Tanque	142
B. Cálculo del Espesor de Plancha del Tanque de Agitación	145

	Pág.
4.2.3 Cálculo de la Potencia del Eje	146
A. Potencia requerida	150
B. Velocidad de Rotación	151
4.2.4 Cálculo y diseño del impulsor, tipo turbi na de 6 palas rectas	152
A. Area y espesor de pala	152
1) Chequeo del área de cada pala	153
2) Ajuste de la velocidad de giro del impulsor	157
3) Cálculo del espesor de pala	160
B. Cálculo del diámetro del eje	163
1) Verificación con respecto a la velo cidad crítica	168
C. Dimensiones del cubo del impulsor	173
1) Tamaño del Cordón de Soldadura en el cubo	175
D. Cálculo de Pernos de Unión de la brida del cubo con el Disco soporte de pale- tas	175
E. Cálculo de pernos de unión de la pale- ta con el disco soporte de paletas	177
4.2.5 Selección del motorreductor del sistema de agitación	181
4.2.6 Cálculo, selección y diseño del bastidor del agitador	182

	Pág.
A. Carga actuante	182
B. Diagramas de cargas, esfuerzos cortantes y momentos flectores	184
C. Cálculo y selección del perfil de la viga	184
4.3 Diseño, Cálculo y Selección del sistema de Dosificación de Calcina	187
4.3.1 Cálculo y diseño de los ductos de Alimentación de Calcina	187
A. Dimensiones y disposición de los ductos	187
B. Compuertas de regulación de flujo de Calcina	193
4.3.2 Selección del Conjunto Dosificador	199
4.3.3 Diseño, Cálculo y Selección del Soporte del conjunto Dosificador	201
4.4 Controles Automáticos necesarios	206
4.4.1 Características del sistema de control del sistema de agitación	207
A. Sistema de alimentación de solución al Tanque de Mezcla	207
B. Sistema de Dosificación de Calcina	207
C. Sistema de Agitación	207
D. Sistema de Descarga	208
4.4.2 Características Principales de los Equipos de Control	208
A. Válvula automática	208
B. Fluviómetro	209
1) Generalidades	209
2) Principio de medida y funcionamiento	210

	Pág.
3) Descripción	212
4) Utilización	212
5) Características técnicas del Flujo- metro	213
C. Convertidor MAG/FLOW	214
1) Introduccion	
2) Utilidad	
4.4.3 Diagramas de Funcionamiento del Sistema de Control	215
A. Diagrama de Flujo del Proceso	216
B. Diagrama de Control de Flujo de Alimen- tación de solución al tanque de Mezcla	217
C. Diagrama de Control de la Dosificación de Calcina	218
D. Diagrama de Control de alimentación de mezcla al TK 0250 de la Etapa de Lixi - viación neutra	219
E. Diagrama de control del PH en la mezcla que se alimenta al tanque 024D, de la etapa de cuarta purificación	220
F. Diagrama de Registro del PH de la Solu- ción del Proceso de la Salida del Tanque 026D	221
G. Significado de las Letras	222
H. Significado de los Símbolos	223
I. Significado de las Líneas	225

	Pág.
CAPITULO 5: EVALUACION ECONOMICA	226
5.1 Costos de Implementación	227
5.2 Tasa de Retorno	234
CONCLUSIONES	239
BIBLIOGRAFIA	241
APENDICE	242
PLANOS	

PROLOGO

El presente trabajo, tiene como objetivo eliminar los problemas que en forma continua, tenemos en la Refinería de Zn de Cajamarquilla, debido a la sedimentación excesiva de sólidos y precipitación de grandes encostramientos de calcina, en los tanques de reacción, producto de una alimentación seca de calcina en los tanques, específicamente en el área de Lixiviación.

Se plantea, después de revisar varias alternativas, una modificación del tipo de alimentación, estableciéndose que un sistema de repulpado es el más conveniente, siendo, esta alternativa, la base principal sobre el cual se desarrolla nuestro proyecto.

Para la elaboración de este proyecto, se ha tenido en cuenta, tanto la factibilidad técnica como económica; mucho, ha influido la facilidad de contar en nuestros almacenes con material requerido para la implementación del presente trabajo.

En el Capítulo I, presentamos inicialmente una descripción general del proceso de refinación de Zn y a continuación una descripción más detallada de las etapas involucradas en nuestro tema.

En el Capítulo II, hacemos un análisis del problema y se plantean las medidas correctivas generales.

En el Capítulo III, se evalúan cada una de las alternativas presentadas y se selecciona la más conveniente; se incluye en esta parte los resultados de las pruebas de Laboratorio a fin de determinar las características del sistema de repulpado como son: tipo de agitador, tipo de solución a usarse en el repulpado, relación de mezcla sólido-líquido, etc.

En el Capítulo IV, que es nuestro capítulo principal, se desarrolla el proyecto; presentándose aquí el cálculo, diseño y/o selección de cada uno de los sistemas, como son:

- a) Sistema de alimentación de solución y descarga de mezcla.
- b) Sistema de Agitación.
- c) Sistema de dosificación de Calcina.

Para lo cual, nos apoyamos en los fundamentos teóricos requeridos para cada uno de nuestros cálculos que se presentan en el interior de las páginas de nuestro tema.

En este capítulo además presentamos, los controles automáticos necesarios, con sus respectivos diagramas de operación y enclavamiento, lo cual consideramos muy importante; pues, con estos elementos se hace más efectivo y óptimo el control del proceso.

En el capítulo V, se hace un estudio sobre los costos de implementación; lo cual seguramente quedará rápidamente desactualizado; pero, queda el fundamento para ser aplicado en cualquier momento y a diferentes circunstancias.

También hacemos uso de la Teoría Económica para hallar la tasa de Retorno de este proyecto y poder decidir por su implementación.

Por otro lado, creemos haber contribuido con el modesto aporte de nuestro proyecto a la difusión de conocimientos sobre Agitación y Mezcla que son aplicables en las grandes industrias Minero-Metalúrgicas de nuestro país y de esta manera solucionar diversos problemas relacionados con esta materia.

Debo manifestar mi reconocimiento al Ing. Carlos Arguedas R., de quien he recibido su valiosa asesoría, la cual agradezco de manera muy especial; pues, sin su ayuda hubiese sido más difícil, el desarrollo de este tema.

Finalmente, debo agradecer a todas aquellas personas que de una u otra manera han ayudado a que este objetivo tan anhelado logre su culminación. Gracias.

CAPITULO I

INTRODUCCION

1.1 Generalidades

La Refinería de Zinc sobre la cual se realiza el presente trabajo es una Unidad de Producción de la Empresa Minero Perú, ubicada en Cajamarquilla, distrito de San Juan de Lurigancho, a unos 22 km de Lima y 450 m.s.n.m.

Está diseñada para producir anualmente 101,500 TM de Zinc refinado de 99.9% de pureza como producto principal.

Como sub-producto entrega 176,000 TM de H_2SO_4 de 98.8% de concentración, 335 TM de Cadmio refinado, 15,000 TM de residuo de Plomo-Plata, 1,600 TM de cemento de Cobre y 200 TM de cemento de Cobalto

1.2 Procesos Generales en la Refinación del Zinc

Como materia prima se utiliza el concentrado de Zinc, el mineral es la esfalerita o blenda ($Zn S$), el cual luego de pasar por el proceso de TOSTACION mediante un horno de cama turbulenta, se transforma en óxido de Zn, que es lo que se conoce como CALCINA de Zn. En este proceso, son eliminados la mayor cantidad de fluor, cloro, mercurio y selenio, considerados elementos negativos.

Como sub-producto de la tostación tenemos el ácido sulfúrico en una relación de 0.93 m^3 por tonelada de concentrado de Zn.

La Calcina es después tratada mediante el proceso de LIXIVIACION, en una solución diluida de H_2SO_4 (Electrolito agotado) con el objeto de:

1. Solubilizar el Zinc junto con otros metales valiosos como el Cadmio, Cobre, eliminando al mismo tiempo gran parte de elementos perjudiciales, como el Arsénico (AS), Antimonio (Sb), Germanio (Ge), etc.
2. Producir un residuo, lo más rico posible de plomo y plata.
3. Eliminar el hierro como residuo de Jarosita.

La solución de Sulfato de Zinc obtenido en el proceso anteriormente mencionado es tratado luego, en el proceso de PURIFICACION, mediante el cual se recuperará metales valiosos como el Cobre, Cadmio y Cobalto, eliminándose en este proceso casi totalmente otros elementos que son perjudiciales en la ELECTROLISIS.

En el proceso de ELECTROLISIS, el Zinc se deposita sobre cátodos de aluminio, siendo el oxígeno liberado en los ánodos de Plomo-Plata.

Por otro lado, el ácido sulfúrico es regenerado y recirculado para la etapa de LIXIVIACION en forma de electrolito agotado.

Lo expuesto líneas arriba es representado en el siguiente diagrama de flujo (Ver gráfico 1.1).

1.3 Ubicación del Proyecto y Descripción de las Etapas del Proceso

Nuestro proyecto se ubica exactamente en la sección de LIXIVIACION, lugar donde la Calcina de Zinc es tratada mediante las siguientes etapas:

1. Lixiviación neutra
2. Lixiviación ácida caliente y ácida fuerte caliente
3. Precipitación de jarosita que consta de dos sub-etapas
4. Cuarta purificación.

1.3.1 Lixiviación Neutra

En este proceso, la calcina es suministrada directamente a una batería de cuatro tanques de reacción (022D, 025D, 026D, 027D) de 90 m^3 de capacidad cada uno, en los cuales es atacada químicamente con el 40% de electrolito agotado, que retorna de electrólisis, compuesto de 175-180 Gr/lit de H_2SO_4 y 45-50 Gr/lit de Zinc; se agrega bióxido de manganeso (MnO_2) y aire para la oxidación.

La Lixiviación Neutra es llevada a cabo a una temperatura de 60°C y se llega a neutralizar la acidez de la solución inicial hasta llegar a un $\text{PH} = 5.2$ y 160 Gr/lit de Zinc, en forma de pulpa.

Una vez, que la solución atraviesa por estos cuatro tanques de reacción y se neutraliza, es sometida a un proceso de separación de sólidos, donde se va afinando la pulpa hasta obtener una solución clara con un porcentaje mínimo de sólidos.

Esta sucesiva separación de sólidos se inicia cuando del cuarto tanque de reacción, la solución $ZnSO_4$ es suministrada a dos clasificadores de rastrillos (028D-1, 028D-2), donde se separan los sólidos gruesos que se envían a la etapa de LIXIVIACION ACIDA CALIENTE, para ser disueltos.

La solución clara que sale de estos clasificadores es enviada a 2 equipos de decantación denominados espesadores (030D, 031D), en estos equipos que son tanques de gran diámetro con una conicidad en la parte inferior se adicionan mediante bombas dosificadoras, una sustancia denominada FLUOCULANTE que ayuda a precipitar los sólidos en suspensión, los cuales en forma de lodo son bombeados al primer tanque de LIXIVIACION ACIDA CALIENTE, a través de bombas neumáticas para ser disueltos; por otro lado, la solución clara que resulta de esta separación se envía por gravedad a un tercer espesador (032D), desde donde luego de producirse la separación respectiva se envía la solución clara a la sección PURIFICACION para ser tratada posteriormente.

El siguiente diagrama de flujo representa la etapa descrita. (Ver gráfico 1.2).

1.3.2 Lixiviación ácida Caliente y ácida Fuerte Caliente

Los sólidos de la pulpa sedimentada en los espesadores neutros significan aproximadamente el 25% del total de Calcina de Zinc agregada, y contienen también ferritas de Zn que son insolubles en la lixiviación neutra, también hidróxido férrico precipitado y algunos hidróxidos de elementos negativos para la obtención de Zinc, tales como: Plomo, Plata y material inerte que son tratados en solución de ácido sulfúrico fuerte y caliente en un sistema de dos sub-etapas:

A. Lixiviación ácida caliente

B. Lixiviación ácida fuerte caliente

A. La LIXIVIACION ACIDA CALIENTE, se da en cuatro tanques de reacción, de 90 m^3 cada uno y a una temperatura de 80°C , iniciándose la reacción con una acidez final de 50-60 Gr/lit de H_2SO_4 en el último tanque, luego esta solución que es una mezcla sólido-líquido, es enviada a un espesador (053D) en el cual se sedimentan los sólidos separándose de la solución clara. Esta solución clara que contiene cerca de 20-25 Gr/lit de ión férrico (Fe^{3+}) y 100-105 Gr/lit de Zn, y es enviada a la primera sub-etapa de PRECIPITACION DE LA JAROSITA, mientras que la pulpa sedimentada (sólidos precipitados en forma de lodos) pasan a la siguiente sub-etapa de Lixiviación Acida Fuerte Caliente.

B. La LIXIVIACION ACIDA FUERTE CALIENTE, se da en dos tanques de reacción (060D, 061D) de 90 m^3 cada uno, donde la pulpa sedimentada es atacada químicamente con electrolito agotado, previamente calentado en dos intercambiadores de calor de placas de grafito a 95°C , también se agrega en el primer tanque (060D), ácido sulfúrico concentrado al 98.5% para obtener una acidez de 150 Gr/lit de H_2SO_4 .

Esta solución lixiviada es enviada luego a un espesador (063D) en donde se sedimentan nuevamente los sólidos separándose de la solución clara que queda en la parte superior.

La solución clara resultante es bombeada hacia el primer tanque de LIXIVIACION ACIDA CALIENTE y la pulpa se dimentada es alimentada a un segundo espesador (069D), donde es lavada con agua para evitar las pérdidas de Zinc en el residuo de la pulpa sedimentada, la solución clara de este espesador con 70 Gr/lit de Zn y 8 Gr/lit de Fe es enviada a la primera sub-etapa de PRECIPITACION DE JAROSITA.

La pulpa sedimentada en el segundo espesador (069D) es bombeada luego a dos filtros rotativos en los cuales se separan los sólidos gruesos en forma de residuo que contiene Plomo, Plata, Sílice y Sulfato de Calcio, que es enviado hacia una cancha donde se almacenan para su posterior venta.

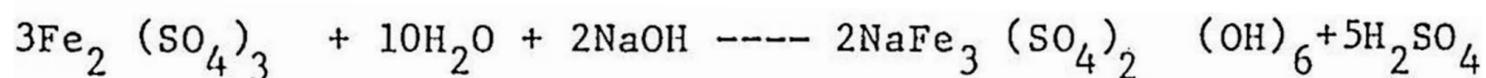
La solución filtrada es recirculada hacia el segundo espesador, (069D).

El siguiente diagrama de flujo nos describirá esta etapa: (ver Gráfico 1.3).

1.3.3 Precipitación de Jarosita

En este proceso se utiliza el 20% del total de Calcina que se produce en la Sección de Tostación.

La precipitación de la Jarosita se obtiene agregando Sulfato de Amonio para precipitar el hierro férrico bajo la forma de un sulfato complejo de fierro y sodio. La reacción química que se produce es la siguiente:



La precipitación de Jarosita se desarrolla en dos sub-etapas:

- A. Jarosita I
- B. Jarosita II

A. JAROSITA I, esta primera sub-etapa recibe la solución de la Lixiviación Acida Caliente, calentada previamente en un intercambiador de calor hasta 95°C de temperatura y recibe también la pulpa sedimentada del espesador de la segunda sub-etapa de Jarosita que contiene aproximadamente 400 Gr/lit de sólidos (Calcina de Zn no disuelta y Jarosita)

Esta primera etapa, se desarrolla en cuatro tanques de reacción (100D, 101D, 102D, 103D) cada uno de 90 m³ de capacidad, donde se agrega sulfato de amoniò y calcina de Zn para bajar la acidez, y formar la Jarosita.

La separación de Jarosita de la solución conteniendo aproximadamente 10 Gr/lt de Fe, 125 Gr/lt de Zn y 20 Gr/lt de H₂SO₄, se realiza en dos espesadores en paralelo (104D, 105D). La pulpa sedimentada de estos espesadores es separada en un FILTRO PRAYON (131D) de 80 m² de área, donde se realiza además el lavado del residuo de Jarosita, el cual es luego repulpado en un tanque de agitación (148D) y bombeado al depósito de residuos denominado "Poza de Jarosita" el cual está impermeabilizado con tela de Hypalon, para evitar filtraciones de elementos metálicos y perjudiciales al suelo, mientras que la solución clara obtenida, es calentada en un intercambiador de color de placas de grafito hasta alcanzar 95°C de temperatura para luego ser enviada a la segunda sub-etapa de Jarosita en la cual se precipita el fierro remanente.

B. JAROSITA II, esta segunda sub-etapa de Jarosita, se desarrolla en dos tanques de reacción (119D, 120D) de 90 m³ de capacidad, se utilizan los mismos reactivos de la primera sub-etapa de Jarosita logrando una solución aproximada de 2 Gr/lt de Fe, 5 Gr/lt de H₂SO₄, la cual es enviada a un espesador (121D) donde los sólidos sedimentados que contienen principalmente calcina de Zinc no solu

bilizada y Jarosita, son recirculados a la primera sub-etapa de Jarosita, mientras que la solución clara de este espesador que contiene 130 Gr/lt de Zinc, 2 Gr/lt de Fe y 5 Gr/lt de H_2SO_4 es recirculado a la etapa de CUARTA PURIFICACION.

El siguiente diagrama de flujo representa el proceso descrito (ver Gráfico 1.4).

Cabe anotar que la sedimentación que se produce en los espesadores depende de factores como el contenido de SiO_2 , velocidad de la solución, temperatura y la relación sólido-líquido.

1.3.4 Cuarta Purificación

También se conoce esta etapa como HÍDROLISIS..

El objeto de esta etapa es neutralizar, por medio de la Calciná, la solución que vuelve de la segunda Etapa de Precipitación de Jarosita, para que se elimine el exceso de hierro ferroso.

Esta etapa se compone de dos tanques de reacción (023D y 024D), cuya comunicación es por rebose.

La solución que sale del segundo tanque de Cuarta Purificación entra en el último tanque de reacción de la LIXIVIACION NEUTRA, para asegurarse de una buena oxidación, la cual se realiza por la acción del aire inyectado.

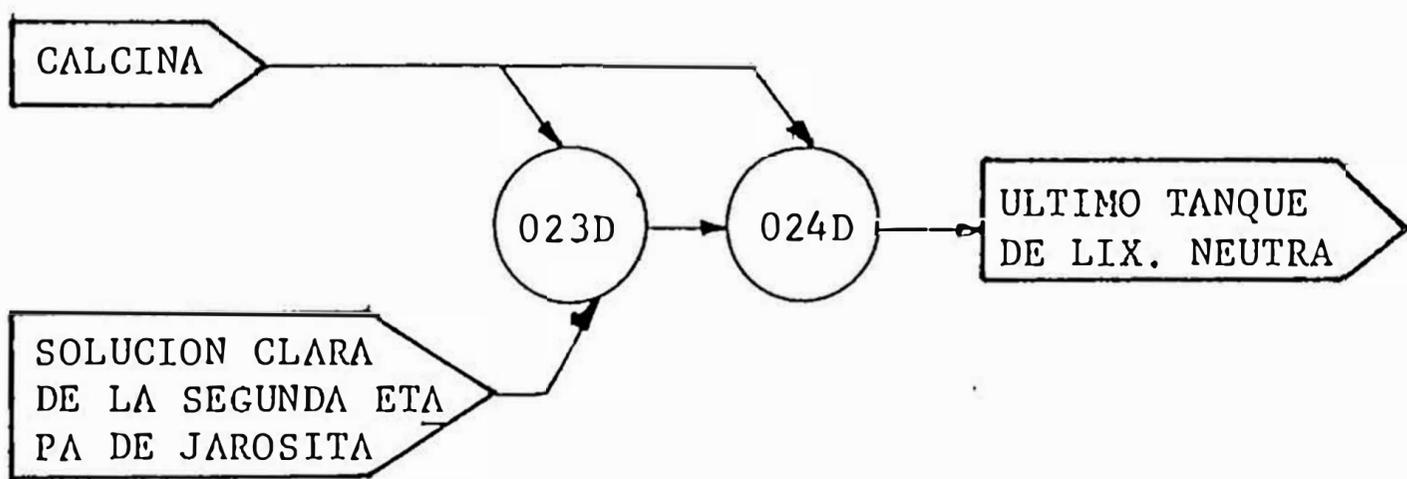
Las soluciones y fluidos, que entran en esta etapa son los siguientes:

- Overflow de la segunda etapa de Jarosita (Solución Clara)
- Calcina
- Aire comprimido, debajo de las hélices de los agitadores.

La Calcina se alimenta al primer tanque de reacción de la cuarta purificación (023D) y su flujo es controlado por un PH-metro de tipo NORZINK instalado a la salida de este tanque, debiendo mantenerse en este punto un PH igual a 4.0 y a la salida del segundo tanque un PH de 4.5 á 5.0.

Como la oxidación ocurre en un ambiente neutro se usa en este caso aire comprimido.

El gráfico siguiente, nos presenta la etapa descrita. (Ver gráfico 1.5).



ETAPA DE CUARTA PURIFICACION

Fig. 1.5

CAPITULO II

ANALISIS DEL PROBLEMA

2.1 Descripción del Problema

La distribución de Calcina en seco se realiza en los tanques de LIXIVIACION NEUTRA, CUARTA PURIFICACION Y PRECIPITACION DE JAROSITA, a través de transportadores de cadena, apreciándose en estos 06 años de operación, los siguientes problemas:

- Bloqueo de las aberturas de alimentación
- Encostramientos en el techo de los tanques con desprendimientos incontrolables que dañan los equipos de agitación.
- Sedimentación en el fondo del tanque que, al cabo de tiempo y de no tomarse medidas preventivas, puede dañar también al equipo de agitación.

Todos estos problemas traen como consecuencia trabajos adicionales de limpieza y reparación del equipo, aumentando los costos de operación.

Otro e importante problema es el de la necesidad de prescindir de los transportadores de cadena en caso de fallar alguno de éstos, a fin de mantener la operatividad de la planta.

También es necesario considerar la posibilidad de reemplazar estos transportadores de cadena debido al alto costo de opera

ción, mantenimiento y reposición de los mismos.

2.2 Análisis de las Causas del Problema

El encostramiento en el techo y el bloqueo de las aberturas de alimentación, tienen una misma causa; la cual es que debido al ascenso del vapor que se tiene en el tanque, este atrapa las partículas más finas del polvo de calcina y las eleva hacia el techo, luego estas partículas finas húmedas se adhieren progresivamente al techo, de tal manera que al cabo de poco tiempo (3 meses) se tienen grandes volúmenes de encostramiento que caen y chocan con las paletas ocasionando la rotura del árbol impelente y también daños en el reductor del agitador.

Las sedimentaciones de calcina en el fondo del tanque se producen en algunos casos debido a la variedad de concentrados que se adquieren de distintas minas, los cuales producen calcina con distintas propiedades, lo cual se refleja en una deficiente mezcla sólido-líquido produciéndose la precipitación de calcina no disuelta, ésta se va acumulando en algunos casos con frecuencias muy cortas, de tal manera que se llena el espacio alrededor del impelente del agitador, llegando a bloquear el movimiento de giro de la paleta y por consiguiente doblar o romper las paletas y eje del equipo de agitación.

Por otro lado, como la alimentación de calcina se realiza a través de transportadores de cadena, los cuales trabajan en serie, tal como se ve en el siguiente gráfico 2.1; se nota que en caso de fallar alguno de estos transportadores de cadena,

tendría que parar la línea de procesos involucrado, debido a que no existe un equipo de reemplazo para cada una de estas líneas, trayendo como consecuencia una parada de las secciones de lixiviación y purificación, lo cual perjudicaría enormemente la producción de la refinería.

2.3 Medidas Correctivas Generales

Por todo lo expuesto anteriormente, consideramos necesario implementar un sistema que a la vez que nos elimine el problema de la alimentación de calcina con su respectivo efecto negativo de encostramientos en el techo y sedimentaciones en el fondo del tanque, también nos de flexibilidad en la operación a fin de que se puedan realizar trabajos de reparación y mantenimiento preventivo, sin perjudicar la continuidad de la operación, tal como se puede apreciar en el gráfico 2.2 siguiente:

CAPITULO III

ALTERNATIVAS DE SOLUCION Y SELECCION DE LA MAS CONVENIENTE

3.1 Alternativas Propuestas

Las alternativas que se han previsto para este caso son:

1. Montaje de transportadores de cadena en paralelo a los ya existentes, a fin de tener un equipo de reemplazo cuando falle el que esté trabajando.
2. Eliminar el vapor en los tanques de reacción o reemplazar el sistema de alimentación de vapor.
3. Repulpado de la calcina por agitación de paletas, antes de ingresar a los tanques de reacción.

3.2 Análisis de cada Alternativa

3.2.1 Transportadores de Cadena en Stand By

- La primera alternativa que consiste en el montaje de transportadores de cadena paralelos a los ya existentes, a fin de tener un equipo de reemplazo cuando falle el equipo que esté operando, aparte de ser muy costoso, no nos elimina el problema de los encostramientos en el techo y en las aberturas de la compuerta, puesto que la alimentación de la calcina sigue siendo en seco, no habiendo por lo tanto

mejora en lo sustancial del problema.

3.2.2 Modificar la Alimentación a Vapor

La segunda alternativa, de reemplazar el sistema de alimentación de vapor, tal como se realiza actualmente, es interesante, puesto que su alimentación se realiza a través de inyectadores de vapor, lo cual produce contacto directo entre el vapor y la mezcla sólido-líquido (de la calcina con la solución del tanque de reacción) luego el vapor al ascender atrapa en su camino partículas finas de calcina, tanto de la solución como las que se encuentran volatilizadas en el aire, en el espacio superior del tanque, llevándolas hacia el techo del tanque.

Este efecto puede eliminarse incluyendo en el tanque intercambiadores de calor que cumplan con mantener la temperatura de operación en el tanque y que eviten el contacto directo entre el vapor y la mezcla sólido líquido del tanque.

Pero, con toda esta bondad que nos pueda presentar la segunda alternativa, esta no logra eliminar el problema de reemplazar a los transportadores de cadena, cuando estos fallen; por lo tanto, por este motivo dejamos de lado esta alternativa.

3.2.3 Implementación de un Sistema de Repulpado de Calcina

La alimentación de calcina como pulpa, nos asegura un mejor contacto sólido con la solución antes de ingresar a los tanques de reacción principalmente en los tanques iniciales de

cada circuito donde la mezcla se dificulta por el alto contenido de sólidos que ingresan, con lo cual estaríamos eliminando el problema de los encostramientos en los techos y aberturas de las compuertas de alimentación, debido a la alimentación en seco de la calcina. Igualmente la mezcla inicial de calcina-líquido nos alivia el trabajo del agitador en los tanques de reacción aminorando consecuentemente la excesiva sedimentación de calcina en el fondo; por otro lado, la implementación de tuberías de alimentación de pulpa de calcina hacia los tanques de reacción nos representan por si mismos la solución al problema de reemplazar a los transportadores de cadena en caso de fallar estos y cuando a su vez falle el sistema de repulpado, se podrá utilizar el sistema de transportadores de cadena.

En este caso, se implementará el sistema de repulpado con elementos electromecánicos, tales como un motor eléctrico, reductor de velocidades, eje, impelente, tanque de agitación, tuberías de alimentación de solución, tuberías de descarga de mezcla, etc. elementos muy usados en toda la planta.

Por lo expuesto, consideramos que la alternativa de implementar un Sistema de Repulpado de Calcina es la más conveniente para solucionar los problemas anteriormente mencionados, quedando por definir las características del sistema, tales como:

- Tipo de solución a utilizarse en la mezcla sólido-líquido
- Material del tanque de agitación, eje e impulsor.

- Relación de mezcla sólido-líquido.

Para lo cual, se realizarán pruebas de laboratorio como parte de la evaluación cuantitativa a fin de determinar estas características.

3.3 Evaluación Cuantitativa

- Prueba de Laboratorio

Considerando que es más conveniente la alimentación de calicina a los tanques de reacción, en forma de pulpa por las razones ya expuestas, procedemos a la parte experimental, a fin de determinar:

- . La solución a usarse en la mezcla
- . La relación de mezcla entre sólido y líquido
- . Los materiales a usarse en las construcciones
- . Tipo de impulsor a usarse.

Para lo cual contamos con lo siguiente:

3.3.1 Equipos y materiales a usarse en la prueba de laboratorio:

A. Agitador de Laboratorio

Marca	: KYKA-WERH	Velocidad	30-2400 rpm
Tipo	· RW 18-59	Frecuencia	: 60 Hz
Voltaje	· 220 voltios	Año de fab.:	1977
Potencia	· 60 watts	Rotación	: horaria

B. Tanque Piloto

Cuyas dimensiones son las siguientes:

Altura de tanque (H) : 220 mm

Diámetro del tanque (Dt) : 200 mm
Diámetro del rodete (Da) : 70 mm
Ancho de deflectores (J) : 20 mm
Longitud de la pala (L) : 17.5 mm
Ancho de la paleta (W) : 14 mm
Altura de solución (h) : 200 mm
Altura del impulsor con respecto al fondo del tanque (E): 70 mm

Símbolos, factores de forma:

$$\begin{array}{lll} S1 = Dt/Da = 2.86 & S2 = E/Da = 1 & S3 = L/Da = 0.25 \\ S4 = W/Da = 0.2 & S5 = J/Dt = 0.1 & S6 = H/Dt = 1.1 \end{array}$$

C. Rodetes tipo Turbina

1. Turbina de disco de 4 palas rectas
2. Turbinas de disco de 4 palas inclinadas: 45°(ver Gráf. 3.1)
3. Turbinas de disco de 6 palas rectas
4. Turbinas de disco de 6 palas inclinadas: 45°(ver Gráf. 3.1)

Por otro lado, tenemos que las características de las soluciones y de la calcina son las siguientes:

D. Características de las Soluciones

- "Solución Clara" (Over Flow) del espesador 121 D, de la 2da etapa de PRECIPITACION DE JAROSITA:

$$\text{Densidad } (\rho) = 1,420 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Viscosidad (abs)} (\mu) = 3.2 \text{ cp.}$$

Temperatura:(T) - 80°C

- Solución de retorno a la poza de Jarosita:

Densidad (ρ) = 1,161 kg/m³

Viscosidad (Abs.) (μ) = 2.1 cp.

Temperatura (T) = 20°C

E. Características de la Calcina (Método de Picnómetro)

Densidad (ρ) = 5,485 kg/m³ (con agua)

4,947 kg/m³ (con thinner)

F. Material de Laboratorio usado en la Prueba

Para determinar las características de nuestro sistema de agitación, las pruebas de laboratorio se realizaron a varias velocidades, para cada una de las soluciones y tipos de rodetes, a fin de calcular el porcentaje de sólidos en suspensión, la concentración y densidad de la mezcla, utilizando el siguiente material de laboratorio:

- . Probeta de vidrio : Peso - 120.30 gr
- . Papel filtrante : Peso - 1.12 gr
- . Luna para secado de muestra : Peso = 114.2 gr
- . Sistema de vacío para separar el líquido del sólido
- . Sistema de secado a base lámparas
- . Balanza digital

3.3.2 Procedimiento

El procedimiento que seguimos es el siguiente:

Después de 5 minutos de agitación a una determinada velocidad se saca una muestra de 100 cc, luego se pesa la muestra incluida la probeta; hecho esto se separa el líquido de la torta, entonces se hace secar la torta para tener la muestra seca, la cual se pesa, dándonos el valor de la cantidad de sólidos, en peso, que se encuentra en 100 cc de mezcla.

3.3.3 Cálculos y Resultados de la Prueba, Tabulados

Según la definición de Porcentaje de Sólidos en suspensión, dada en el Manual del Ingeniero Químico, de John Perry (1), tenemos:

% de sólidos en suspensión

$$\% \text{ de sólidos en suspensión} = \frac{\% \text{ de sólidos en la muestra}}{\% \text{ de sólidos en el tanque}} \times 100$$

(3.1)

$$\% \text{ de sólidos en la muestra} = \frac{\text{Peso de muestra seca}}{\text{Peso de lodos en los 100 cc}}$$

(3.2)

$$\% \text{ de sólidos en el tanque} = \frac{\text{Peso de sólidos en el tanque}}{\text{Peso de mezcla total del tanque}}$$

(3.3)

Concentración de Mezcla: (C_m)

$$C_m = \frac{\text{Peso de la muestra seca}}{\text{Volumen de la muestra}} = \frac{\text{Peso de la muestra seca}}{100 \text{ cc}} \times 1000 \text{ (gr/lt)}$$

(3.4)

Densidad de Mezcla: (δ_m)

$$\delta_m = \frac{\text{Peso de los 100 cc de muestra de mezcla}}{\text{Volumen de muestra (100 cc)}} \times 1000 \text{ (gr/l) (kg/m}^3\text{)}$$

Los resultados de la prueba de laboratorio se presentan en las tablas siguientes:

TABLA 3.1

LIQUIDO: SOLUCION DE RETORNO DE POZA DE JAROSITA

RELACION: VOLUMEN SOLIDO/VOLUMEN MEZCLA = $\epsilon = 8\%$

$\sigma_f = 1.161$ Gr/cc

$\sigma_s = 4.950$ Gr/cc

$V_m = 6283$ cc

$V_1 = 5780.36$ cc

$V_s = 502.64$ cc

% Sólidos en el tanque = 27%

$M_1 = 6710.99$ Gr.

$M_s = 2487.92$ Gr.

Tiempo de Mezcla = 5 min.

Ensayo	N° R.P.M.	% Sólidos en la muestra	% Sólidos en suspensión	Concentración (Gr/Lt.)	Densidad (Gr/cc)	Características de la turbina
1	100	4.00	14.80	48.70	1.22	4 Palas
2	200	12.68	46.88	162.60	1.28	
3	300	17.12	46.21	227.40	1.33	Rectas
4	400	20.37	63.30	271.50	1.33	
5	500	21.40	79.12	287.60	1.34	
=====						
1	100	6.59	24.36	50.40	1.22	4 Palas
2	200	11.30	41.78	142.40	1.26	Inclinadas
3	300	19.52	72.18	264.30	1.35	45°
4	400	20.45	75.61	278.50	1.36	
5	500	18.57	68.66	252.70	1.36	
=====						
1	100	6.17	22.80	76.10	1.23	6 Palas
2	200	16.57	61.26	222.10	1.34	
3	300	20.86	77.13	282.70	1.35	Rectas
4	400	21.90	80.98	299.10	1.36	
5	500	20.77	76.79	281.40	1.36	
=====						
1	100	5.83	21.56	70.50	1.21	6 Palas
2	200	16.68	61.68	219.90	1.31	Inclinadas
3	300	17.92	66.26	242.00	1.35	
4	400	18.26	67.51	249.20	1.36	
5	500	18.55	68.58	254.50	1.37	

TABLA 3.2

LIQUIDO: SOLUCION DE RETORNO DE POZA DE JAROSITA

ζ = VOLUMEN SOLIDO/ VOLUMEN MEZCLA = 9%

d_l = 1.161 Gr/cc V_l = 5717.53 cc

d_s = 4.950 Gr/cc V_s = 565.47 cc

V_m = 6283 cc

M_l = 6638.05 Gr

M_s = 2799 Gr

Tiempo de mezcla = 5'

% Sólidos en el tanque = 29.66

Ensayo	N° (RPM)	% Sólidos en la muestra	% Sólidos en suspensión	Concentración (Gr/Lt)	Densidad (Gr/cc)	Características de la turbina
1	100	12.44	41.94	157.70	1.271	4 Palas Rectas
2	200	14.18	47.80	187.10	1.320	
3	300	15.16	51.11	200.90	1.325	
4	400	19.44	65.54	262.00	1.350	
5	500	20.65	69.62	278.80	1.351	
=====						
1	100	4.98	16.79	60.40	1.212	4 Palas Inclclinadas 45°
2	200	16.80	56.64	221.60	1.330	
3	300	17.24	58.12	235.10	1.363	
4	400	18.05	60.85	246.40	1.364	
5	500	18.77	63.28	258.60	1.377	
=====						
1	100	8.10	27.31	99.90	1.235	6 Palas Rectas
2	200	20.71	69.82	285.40	1.377	
3	300	21.51	72.52	296.70	1.380	
4	400	24.16	81.46	341.50	1.413	
5	500	23.84	80.38	336.50	1.412	
=====						
1	100	3.30	11.12	40.20	1.220	6 Palas Inclclinadas 45°
2	200	19.47	65.64	263.20	1.351	
3	300	20.13	67.87	275.50	1.370	
4	400	20.55	69.28	282.00	1.372	
5	500	20.01	67.46	273.80	1.368	

LIQUIDO: SOLUCION DE RETORNO DE POZA DE JAROSITA
 TABLA 3.3
 C = VOLUMEN SOLIDO/VOLUMEN MEZCLA = 10%

$d_r = 1.161$ Gr/cc
 $d_s = 4.950$ Gr/cc
 $V_m = 6283$ cc

$V_l = 5654.7$ cc
 $V_s = 628.30$ cc
 % Sólidos en el tanque = 32.13

$M_l = 6565.12$ Gr
 $M_s = 3108.64$ Gr
 Tiempo de mezcla = 5'

Ensayo	N° (RPM)	% En peso sólidos en la muestra	% En peso sólidos suspensión	Concentración (Gr/Lt)	Densidad (Gr/cc)	Características de la turbina
1	100	15.38	47.86	202.00	1.314	4 Palas Rectas
2	200	15.55	48.39	216.90	1.318	
3	300	30.59	95.19	480.80	1.440	
4	400	42.06	130.88	626.50	1.489	
5	500	46.09	143.43	749.20	1.505	
=====						
1	100	2.38	7.41	67.90	1.238	4 Palas Inclínadas 45°
2	200	6.88	21.40	91.70	1.269	
3	300	28.58	88.94	367.90	1.437	
4	400	26.22	81.59	383.90	1.453	
5	500	30.16	93.85	446.80	1.470	
=====						
1	100	26.63	82.87	364.40	1.368	6 Palas Rectas
2	200	34.18	106.36	478.70	1.400	
3	300	36.44	113.40	510.90	1.406	
4	400	38.13	118.65	538.30	1.415	
5	500	39.18	121.90	572.80	1.440	
=====						
1	100	14.81	46.09	151.20	1.290	6 Palas Inclínadas 45°
2	200	25.77	80.19	326.00	1.381	
3	300	25.97	80.85	355.50	1.399	
4	400	26.65	82.93	380.20	1.409	
5	500	27.13	84.42	386.80	1.401	

TABLA 3.4

LIQUIDO: SOLUCION DE RETORNO DE POZA DE JAROSITA
 ϵ = VOLUMEN SOLIDO/VOLUMEN MEZCLA = 11%

δp = 1.161 Gr/cc
 δs = 4.950 Gr/cc
 V_m = 6283 cc

V_1 = 5591.87 cc

V_s = 691.13 cc

% de sólidos en el tanque=34.50

M_1 = 6492.16 Gr

M_s = 3429.50 Gr

Tiempo de mezcla = 5'

Ensayo	N° (RPM)	% Sólidos en la muestra	% de Sólidos en suspensión	Concentración (Gr/Lt)	Densidad (Gr/cc)	Características de la turbina
1	100	5.49	15.91	69.10	1.257	4 Palas Rectas
2	200	27.57	79.91	346.80	1.423	
3	300	27.88	80.84	350.70	1.427	
4	400	29.13	84.43	366.40	1.428	
5	500	28.53	82.70	358.80	1.429	
=====						
1	100	9.37	27.60	117.90	1.253	4 Palas Inclclinadas 45°
2	200	9.70	28.12	123.90	1.304	
3	300	25.65	74.35	377.30	1.471	
4	400	28.21	82.05	420.80	1.491	
5	500	29.45	85.36	435.60	1.498	
=====						
1	100	5.96	17.27	73.90	1.242	6 Palas Rectas
2	200	20.58	59.62	290.00	1.404	
3	300	25.95	75.21	364.50	1.441	
4	400	25.65	74.35	360.20	1.433	
5	500	28.36	82.20	413.10	1.457	
=====						
1	100	2.92	8.46	35.90	1.228	6 Palas Inclclinadas 45°
2	200	24.20	70.14	338.50	1.400	
3	300	23.26	67.42	335.00	1.429	
4	400	26.66	77.27	344.90	1.444	
5	500	26.74	77.50	347.90	1.451	

De acuerdo a los resultados, notamos que usando un impulsor de aletas inclinadas a 45° , de igual diámetro y a las mismas velocidades de prueba, el % de sólidos en suspensión en general es inferior al que se presenta cuando se usa un impulsor de aletas rectas. Por lo tanto, en las pruebas realizadas con la solución clara (Over Flow) del espesador 121D de la 2da etapa de Jarosita sólo usaremos los impulsores de aletas rectas.

Los resultados de estas pruebas, las damos a continuación en las siguientes tablas:

3.3.4 Comentarios y Conclusiones sobre la Prueba de Laboratorio.
Selección y Características del Sistema de Agitación

Inicialmente se pensó realizar las pruebas con una relación (ϵ) de volumen de sólido/volumen de mezcla de 10, 20, 30, 40, pero en las pruebas iniciales se detectó que a $\epsilon = 12$, la sedimentación era excesiva al final de la agitación, por lo cual se corrigió la prueba a los valores $\epsilon = 8, 9, 10, 11$ y 12%.

- En las pruebas realizadas con solución de retorno de Jarosita, se encontró que usando impulsores de aletas inclinada a 45° , el porcentaje de sólidos es en general inferior al que se obtiene usando un impulsor de aletas rectas de igual diámetro, a las mismas velocidades de prueba.

También se puede apreciar que para una misma solución una turbina de 6 palas rectas genera un mayor porcentaje de sólidos en suspensión que cuando se utiliza una turbina de 4 palas rectas.

- De las dos soluciones usadas en la prueba, la que presenta un mayor porcentaje de sólidos en suspensión entre las dos soluciones, es la solución Clara (Over Flow) del espesador 121 D (2da Etapa de Jarosita), para las mismas condiciones de prueba.

- De acuerdo a las tablas, se aprecia que se llega al 100% de sólidos en suspensión a una velocidad aproximada de 300 rpm.

Para todos los casos cuando se usa la solución de Over Flow del espesador 121 D de la 2da etapa de Jarosita.

En todas las pruebas realizadas, se aprecia que la Calcina sedimenta en el fondo del tanque, pero a medida que aumenta la relación (Volumen sólidos/Volumen mezcla) la sedimentación es mayor, luego asumimos la relación $\epsilon = 10\%$ como la relación de diseño.

- El hecho que la Calcina sedimente, nos indica que la agitación en nuestro caso tiene que ser permanente.

Por lo tanto, en base a lo mencionado anteriormente seleccionaremos, las siguientes condiciones de operación para nuestro sistema.

- Trabajaremos con una relación $\epsilon = 10\%$.
- Se tendrá como elemento líquido, la solución clara del espesador 121 D de la etapa de Jarosita.
- Se usará una turbina de 6 palas planas por su facilidad de construcción.
- Se usará un acero inoxidable 316L, debido a la acidez de la solución, que es de 5 gr/lit de H_2SO_4 .

CAPITULO IV

DESARROLLO DEL PROYECTO

Nuestro proyecto se centrará sobre las etapas de Lixiviación Neutra y cuarta purificación en consideración a que son en éstas, donde se presentan los mayores problemas de sedimentación y encostamiento de los techos, a diferencia de las etapas de Jarosita I y II, donde los problemas no son tan frecuentes.

4.1 Diseño, Cálculo y Selección del Sistema de Alimentación de Solución y Descarga de Mezcla

Para desarrollar esta parte, debemos conocer primeramente el flujo requerido de solución a usar para el repulpado, la cual estará determinada por la cantidad de Calcina tratada en Lixiviación Neutra y cuarta purificación y también por la relación (Volumen sólido/Volumen mezcla) seleccionada para nuestro caso.

4.1.1 Flujo Requerido de Solución

En la etapa de Lixiviación Neutra, se reciben 10 TM/hr de Calcina y en la etapa de Cuarta Purificación, un máximo de 6.0 TM/hr, dependiendo esto de la acidez que se tenga en el segundo tanque de reacción de Cuarta Purificación; considerando un valor de $\epsilon = 10\%$, tenemos:

$$\begin{aligned}\epsilon &= 10\% = 0.10 = V_s/V_m = 1/(V_m/V_s) = 1/\left(\frac{V_s + V_1}{V_s}\right) \\ &= 1/\left(1 + \frac{V_1}{V_s}\right)\end{aligned}$$

De donde:

$$\frac{V_1/V_s = 10-1 = 9}{}$$

ó:

$$\dot{V}_1/\dot{V}_s = 9$$

Donde: \dot{V}_s = flujo en m^3/hr de Calcina

\dot{V}_1 = flujo en m^3/hr de solución

Lo cual nos indica que para un $\epsilon = 10\%$, se necesitará 9 m^3/hr de solución para repulpar 1 m^3/hr de Calcina.

Por lo tanto, la cantidad de solución requerida por cada etapa será:

A. Lixiviación Neutra

Flujo de calcina en peso = 10 TM/hr

$$\text{como: } \gamma = \frac{P}{V} \quad V = \frac{P}{\gamma}$$

siendo, γ Calcina = 4,949.7 kg/m^3 , tenemos:

$$\dot{V}_s = \frac{10 \text{ TM/hr}}{4,949.7 \text{ kg/m}^3} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ TM}} = 2.02 \text{ m}^3/\text{hr}$$

de donde:

$$\dot{V}_1 = 2.02 \times 9 = 18.18 \text{ m}^3/\text{hr}$$

Que es la cantidad de solución clara (Over Flow) del espesador 121 D de la segunda etapa de Jarosita, que se necesitará en esta etapa.

B. Cuarta Purificación

Flujo máximo de Calcina en peso - 6 TM/hr

$$\dot{V}_s = \frac{6 \times 1000}{4,949.7} = 1.212 \text{ m}^3/\text{hr.}$$

Luego:

$$\dot{V}_1 = 10.91 \text{ m}^3/\text{hr}$$

que es el volumen requerido de solución clara (Over Flow) del espesador 121 D de la segunda etapa de Jarosita.

El flujo total de solución requerida para nuestro sistema de repulpado será:

$$\begin{aligned} \dot{V} \text{ total de solución} &= \dot{V}_1 \text{ (LN)} + V_1 \text{ (CP)} \\ &= 18.18 + 10.91 \end{aligned}$$

$$\dot{V} \text{ total de solución} = 29.09 \text{ m}^3/\text{hr}$$

Este flujo será derivado hacia el tanque de agitación y mezcla, a partir de la tubería que alimenta a la etapa de cuarta purificación de solución clara (Over Flow) del espesador 121 D de Jarosita II.

El flujo que recibe la etapa de cuarta purificación es igual a $75 \text{ m}^3/\text{hr.}$

BALANCE DE FLUJOS DEL SISTEMA DE REPULPADO DE CALCINA

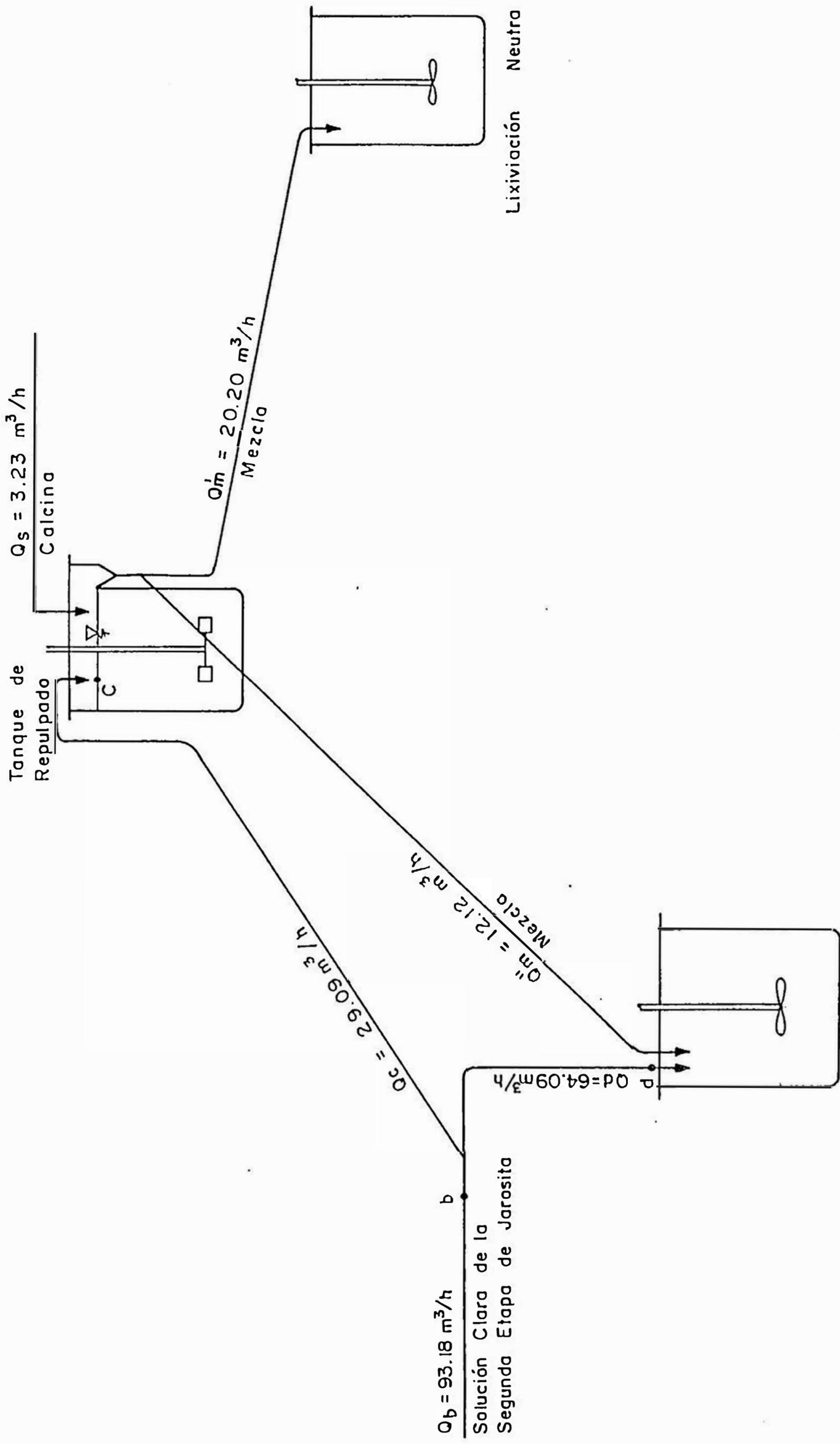


GRAFICO 4.1

Cuarta Purificación

En el gráfico 4.1 se presenta el balance de flujos de nuestro sistema de agitación.

4.1.2 Cálculo, Selección y Diseño del Sistema de Alimentación de Solución

A. Disposición de la Línea de Alimentación

Como se señaló anteriormente, la solución clara de la 2da etapa de Jarosita que alimenta nuestro tanque de agitación, se toma de la tubería que alimenta esta solución a la etapa de cuarta purificación, siendo el esquema propuesto, el presentado en el gráfico 4.2.

Los accesorios que son necesarios implementar en la tubería de alimentación al tanque de mezcla y a los tanques de reacción de la etapa de cuarta purificación se presentan en el gráfico 4.9, lo cual hasta este punto es tentativo, pero a partir de este analizaremos el sistema.

Tal como se aprecia, en este gráfico se considera una línea de by pass para la línea de alimentación al tanque de mezcla, a fin de dar flexibilidad a esta línea y poder así realizar trabajos de mantenimiento en el flujoómetro, válvula automática, etc., para lo cual usaremos válvulas de diafragma de paso recto.

El flujoómetro y la válvula automática son accesorios importantes, ya que en base a estos dispositivos podremos dosificar la alimentación de la solución en función de los valores de flujo ya anteriormente señalados.

En la línea que alimenta al tanque de reacción (023 D) de la etapa de cuarta purificación, colocaremos una válvula manual a fin de poder conseguir la pérdida de presión necesaria para que la línea de alimentación al tanque de mezcla pueda operar, tal como se demostrará en los cálculos numéricos posteriores.

Para este tipo de trabajo usaremos una válvula de diafragma de paso ondulado, dado que las válvulas de diafragma son muy usados en la planta por su facilidad de operación, mantenimiento y larga duración demostrada a través de los 6 años de operación de la Refinería de Zn de Cajamarquilla.

B. Selección del Diámetro de la Tubería de Alimentación

En la línea que alimenta solución clara (Over Flow) del espesador 121 D a los tanques de reacción de la etapa de cuarta purificación se tiene las siguientes condiciones:

Flujo = 75 m³/hr
Diámetro de la tubería = 200 mm
Material = polipropileno

Siendo:

$$A = \frac{\pi D^2}{4}$$

La velocidad del flujo por esta tubería será:

$$\dot{v} = \frac{Q}{A} = \frac{75 \text{ m}^3/\text{hr}}{\frac{\pi \times (0.2)^2 \text{ m}^2}{4}} \cdot \frac{1 \text{ hr}}{3600 \text{ seg}} = 0.663 \text{ m/seg}$$

Esta es la velocidad a la cual ha estado trabajando esta línea, sin problemas de obstrucción o encostramiento frecuentes, por lo cual, a partir de esta velocidad y con un flujo de $29.89 \text{ m}^3/\text{hr}$ de alimentación de solución al tanque de mezcla, el diámetro recomendado será:

$$A = \frac{Q}{\dot{V}} = \frac{29.09 \text{ m}^3/\text{hr}}{0.663 \text{ m}^3/\text{seg}} \times \frac{1 \text{ hr}}{3600 \text{ seg}}$$

$$A = 0.012 \text{ m}^2$$

Como:

$$A = \frac{\pi D^2}{4}$$

$$\text{Entonces: } D = \sqrt{\frac{4A}{\pi}}$$

Por lo tanto:

$$D = \sqrt{\frac{4 \times 0.012}{\pi}} = 0.124$$

$$D = 124 \text{ mm}$$

Por otro lado, según las recomendaciones prácticas dadas por HERNING (2) para las velocidades medias de fluidos, tenemos para:

Agua $V = 1 \text{ á } 3 \text{ m/seg}$

Agua caliente $V = 2 \text{ á } 3 \text{ m/seg}$

Fluidos viscosos, aceites $V = 1 \text{ á } 2 \text{ m/seg}$

Luego, tomando $V = 1.5 \text{ m/seg}$

$$D = \frac{29.09 \times 4}{1.5 \times 3600 \times \pi} = 0.083 \text{ m}$$

$$D = 82 \text{ mm}$$

Por lo tanto, considerando que en planta tenemos flujos mayores a $75 \text{ m}^3/\text{hr}$ (flujo en la línea de alimentación de solución clara a los tanques de reacción de la etapa de cuarta purificación), para tuberías de 125 mm de diámetro interior, sin haber tenido en la práctica problemas frecuentes de operación, se selecciona en este caso una tubería de diámetro estándar igual a 80 mm.

Donde, la velocidad del flujo por la tubería será:

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{Q}{\frac{\pi D^2}{4}} = \frac{4Q}{\pi D^2}$$

$$V = \frac{4 \times 29.09 \text{ m}^3/\text{hr}}{\pi \times (0.08)^2 \text{ m}^2} \times \frac{.1 \text{ hr}}{3600 \text{ seg}}$$

$$V = 1.6 \text{ m/seg}$$

Lo cual está dentro de lo recomendado, y nos permite utilizar accesorios tales como válvulas y flujómetros de menor diámetro, con su consiguiente ahorro económico; y mayor facilidad en el montaje de estos accesorios.

Para nuestro sistema, utilizaremos una tubería de Polipropileno, material del cual están fabricadas casi todas las lí-

neas que lleven soluciones ácidas en la planta de Hidrometalurgia, demostrando en la práctica buena resistencia al desgaste por corrosión y teniendo como consecuencia buena durabilidad.

Por otro lado, este material se encuentra disponible para su uso debido al stock que mantiene el almacén central de la Refinería de Zinc. Características de polipropileno:

- Construcción según norma DIN
- Resistencia a la corrosión en medios ácidos como ácido clorhídrico y ácido sulfúrico a bajas concentraciones.
- Resistencia a la temperatura: 107°C
- Presión máx. de trabajo 10 BAR. (142 Psi).

4.1.3 Comprobación de la Capacidad de la Bomba, para la Operación del Sistema de Alimentación de Solución al Tanque de Mezcla

Para esta parte de nuestro tema se calculará la altura efectiva que debe dar la bomba, para que alimente de solución al tanque de mezcla.

Tal como se aprecia en el gráfico 4.2, en el punto B, hay una bifurcación, por lo tanto, entre este punto y los puntos C y D, aplicaremos el teorema de BERNOULLI a fin de determinar cual es exactamente la altura energética en este punto, luego:

A: Estableciendo el Teorema de Bernoulli, entre los puntos B y C

La altura energética en el punto "B", será:

$$H_B = \frac{P_C}{\gamma} + (Z_C - Z_B) + \frac{V_c^2}{2g} + h(\text{bif}) + h(2 \text{ codos}) + h_{f(B-C)} \quad (4.1)$$

Donde:

$P_C = 0$ (presión atmosférica); entonces: $P_C/\gamma = 0$

$Z_C - Z_B = 0$ (tubería horizontal)

V_c = velocidad de alimentación de $64 \text{ m}^3/\text{hr}$ de solución al primer tanque de la etapa de Cuarta Purificación, a través de una tubería de 200 mm

$$V_c = \frac{Q}{A} = \frac{64 \text{ m}^3/\text{hr}}{\frac{\pi \times (0.2)^2 \text{ m}^2}{4}} \times \frac{1 \text{ hr}}{3600 \text{ seg}} = 0.57 \text{ m/seg}$$

$\frac{V_c^2}{2g}$ = altura de velocidad en la tubería (c)

$h(\text{bif})$ = pérdida de altura energética por bifurcación (línea principal)

$h(2 \text{ codos})$ = pérdida de altura energética por codos.

$h_{f(B-C)}$ = pérdida de altura energética por longitud de la tubería (c)

1- Altura de Velocidad: $\frac{V_c^2}{2g}$

$$\frac{v_c^2}{2g} = \frac{0.57^2}{2 \times 9.8} = 0.0165 \text{ m}$$

2 - Pérdida de altura energética por bifurcación en la línea principal: h (bif)

De acuerdo a la recomendación dada por MANUEL VIEJO ZUBICARY (3), donde \bar{a} es la tubería principal y \bar{b} es la tubería secundaria, tal como se presenta en las figuras 4.3a y 4.3b.

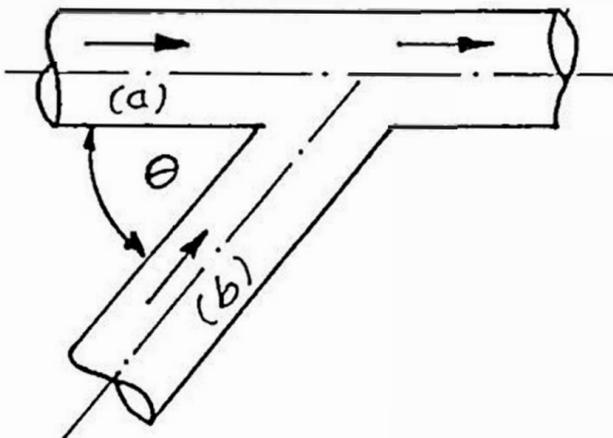


Fig. 4.3.a

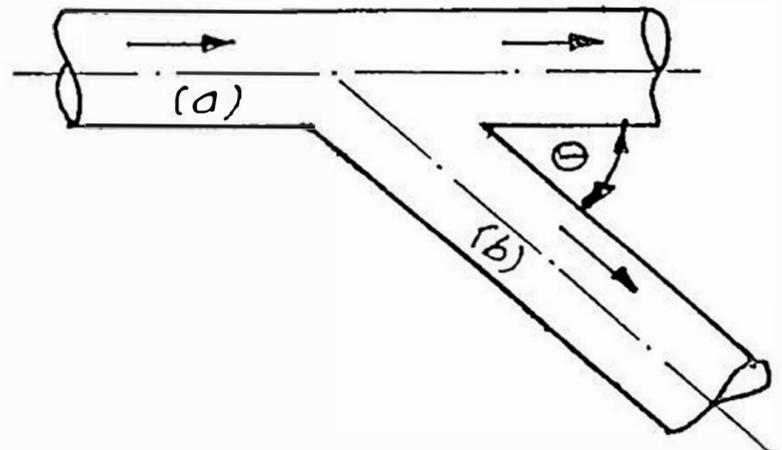


Fig. 4.3.b

Se tiene : $h_a = K_a \frac{v_a^2}{2g}$ (4.2)

$h_b = K_b \frac{v_b^2}{2g}$ (4.3)

siendo los valores de K_a y K_b , los siguientes:

Si: $\theta = 90^\circ$ - Aportación: $K_b = 0.5$, $K_a = 0$

- Extracción: $K_a = 1.0$, $K_b = 0$

$\theta < 90^\circ$ - Aportación: $K_b = 0.25$, $K_a = 0$

- Extracción: $K_a = 0.5$, $K_b = 0$

Luego, como el punto C, pertenece a la tubería principal, tenemos:

$$K_c = 0.5$$

$$\text{Entonces: } h_{(bif)} = 0.5 \times \frac{0.57^2}{2 \times 9.8} = 8.3 \times 10^{-3} \text{ m}$$

3 - Pérdidas de altura energética por codos (Cambio de dirección gradual $\theta = 90^\circ$): $h_{(codos)}$

$$\text{Según VIEJO (3): } h_{(Codos)} = N' K_e \frac{V_c^2}{2g} \quad (4.4)$$

Donde: $K_e = 0.7$, si $V < 2.5$ m/seg

$K_e = 1$, para tubería de presión y velocidades altas

N' , es un factor que se utiliza para cambios graduales dependiendo su valor de la magnitud del ángulo θ . Ver gráfico (4.4).

Luego:

$$h_{(codo)} = 1.00 \times 0.7 \times \frac{(0.57)^2}{2 \times 9.8} = 0.0116 \text{ m}$$

Entonces:

$$h_{(2 \text{ codos})} = 0.023 \text{ m}$$

4 - Pérdida de altura energética por longitud : h_{B-C}^f

Aplicando la fórmula de DARCY:

$$h_f = f \frac{L}{D} \times \frac{V_c^2}{2g} \quad (4.5)$$

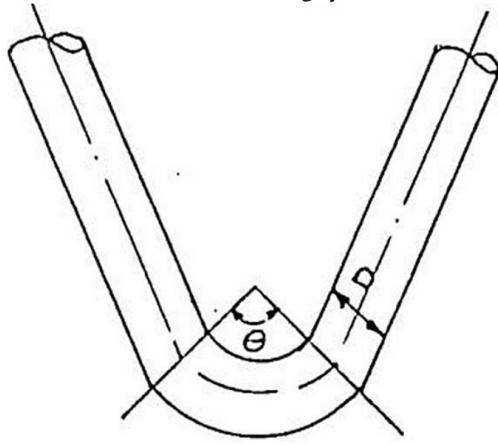


GRAFICO 4.4

TABLA 4.1

θ	10°	20°	30°	40°	60°	70°	135°	150°
N'	0.2	0.4	0.5	0.7	0.85	1.00	1.15	1.20

Tabla 4.2. Valores aproximados para la rugosidad media k en tubos de diferente acabado

Materia del tubo	Estado de la pared	Rugosidad k mm
Latón, cobre, Aluminio, Plástico, Calefante	Nuevo	hasta 0,002
	Usado	hasta 0,03
Acero calibrado, laminado sin costura	Nuevo	0,03 hasta 0,10
	Usado oxidado	0,1 hasta 0,3
Acero soldado	Nuevo, bituminado	0,05 hasta 0,2
	Usado, poco oxidado con ligeras incrustaciones	0,2 hasta 0,5
	Valor medio para tuberías de vapor y de aire comprimido	0,2 hasta 0,4
	Valor medio para tuberías de gas natural	0,1 hasta 0,2
	Valor medio para tuberías de gas de coque	0,3 hasta 0,5
	Tuberías para gas de horno alto	1 hasta 2
	Tuberías de gas de coque y gas crudo, con incrustaciones y sedimentaciones de naftalina	1 hasta 3
Valor medio para tuberías de agua	0,4 hasta 1,2	
Acero roblonado	Tuberías de agua con incrustaciones y grietas de óxido	1,5 hasta 3
	Diverso según la clase del roblonado	1 hasta 6
Hierro fundido	Nuevo, bituminado	0,1 hasta 0,2
	Nuevo sin botón	0,2 hasta 0,3
	Usado, oxidado	0,5 hasta 1,0
	Usado con ligeras hasta fuertes incrustaciones	1,5 hasta 3
	Valor medio para tuberías de agua y de desagües	hasta 3
Hormigón, madera	Diverso	0,2 hasta 1
Fibrocemento	Diverso	0,03 hasta 0,1

Nota del E. Los valores medios indicados para tuberías de vapor y de aire comprimido con un determinado fluido se refieren a un acabado de pared después de varios años de servicio.

TABLA 4.2

Donde:

f - Coeficiente de Posamiento

L - Longitud de la tubería

D - Diámetro de la tubería

Vc = Velocidad del flujo en la línea

g = Aceleración de la gravedad

Según los datos de la tabla (4.2) presentada por HERNING (2), la rugosidad media (K) sera:

K $\left\{ \begin{array}{l} 0.002 \text{ mm para tubo de plástico nuevo.} \\ 0.03 \text{ mm para tubo de plástico usado.} \end{array} \right.$

Considerando, que la planta tiene 6 años de operación, tomamos para esta línea: K = 0.03 m

Entonces:

$$\frac{K}{D} = \frac{0.03}{200} = 0.00015$$

Luego el número de Reynolds (Re), será:

$$Re = \frac{\rho V_c D}{\mu} = \frac{1,400 \text{ Kg/m}^3 \times 0.57 \text{ m/seg} \times 0.2}{3.2 \times 10^{-3} \text{ Kg/m-seg}}$$

$$Re = 49,875$$

Del diagrama de MOODY, presentado en el gráfico 4.5 tenemos:

$$f = 0.023$$

Luego:

$$hf \text{ (Long)} = 0.023 \times \frac{4.05}{0.2} \times \frac{(0.57)^2}{2 \times 9.8}$$

$$hf \text{ (Long)} = 7.72 \times 10^{-3} \text{ m}$$

Por lo tanto, reemplazando todas la pérdidas en la ecuación:

(4.1)

$$HB = \frac{V_c^2}{2g} + h \text{ (bif)} + h \text{ (2 codos)} + hf \text{ (Long)}_{B-C}$$

$$HB = \frac{(0.57)^2}{2 \times 9.8} + 0.0083 + 0.023 + 0.0077$$

Entonces: HB = 0.056 m

B. Estableciendo el Teorema de Bernoulli entre los Puntos B y D

De acuerdo al gráfico 4.2, en el tramo (d) de la línea, tomaremos la línea principal, donde se tiene los principales accesorios como son el flujómetro, la válvula automática reguladora de flujo y de válvulas manuales de bloqueo, que hacen que en esta línea, se tenga las pérdidas mayores a diferencia de la línea de by-pass. La altura energética en el punto B, será:

$$HB = \frac{PD}{\gamma} + (ZD - ZB) + \frac{V_d^2}{2g} + h \text{ (bif)} + h'f + h \text{ (codos)} \\ + h \text{ (valv.)} + h \text{ (valv.aut.)} + h \text{ (fluj).} + hf \text{ (B-D)}$$

Donde:

PD = 0 (Presión Atmosférica); entonces $\frac{PD}{\gamma} = 0$

ZD = ZB = 2.00 (Diferencia de alturas)

h (bif) = Pérdida de altura energética por bifurcación (Línea secundaria)

h' f = Pérdida de altura energética por cambio brusco de dirección

h (codos) = Pérdida de altura energética por codos

h (valv.) = Pérdida de altura energética debido a válvulas manuales

h (valv.aut.) = Pérdida de altura energética debido a válvulas manuales automáticas.

h (fluj.) = Pérdida de altura energética debido al flujómetro

h f (B-D) = Pérdida de altura energética debido a la longitud de la tubería (d)

Vd = Velocidad de alimentación de 29.09 m³/h de solución al tanque de mezcla, a través de una tubería de 80 mm ϕ .

$$Vd = \frac{\phi}{A} = \frac{29.09 \text{ m}^3/\text{h}}{\frac{\pi \times (0.08)^2 \text{ m}^2}{4}} \times \frac{1\text{h}}{3,600 \text{ seg}} = 1.61/\text{seg}$$

$$\frac{Vd^2}{2g} = \text{Altura de velocidad en la tubería (d)}$$

1 - Altura de velocidad : $\frac{Vd^2}{2g}$

$$\frac{Vd^2}{2g} = \frac{1.61^2}{2 \times 9.8} = 0.132 \text{ m}$$

2- Pérdida de altura energética por bifurcación: h(bif)

De acuerdo a las consideraciones, para la tubería secundaria:

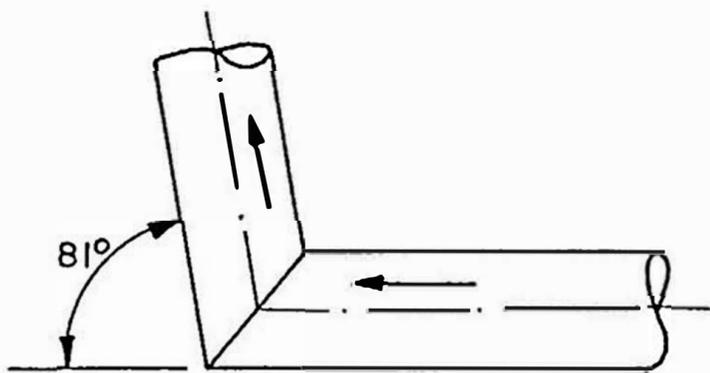
$$h(\text{bif}) = K_b \frac{V_d^2}{2g} \quad (4.3)$$

Donde: $K_b = 0$ y $V_d = 1.61$ m/seg (según ec. 4.3)

Luego: $h(\text{bif}) = 0$

3- Pérdida de altura energética por cambio brusco de dirección: h'f

Se tiene para este caso:



$$h'f = K_e \frac{(\Delta V)^2}{2g} \quad (4.8)$$

$$V = 1.61 \text{ m/seg}$$

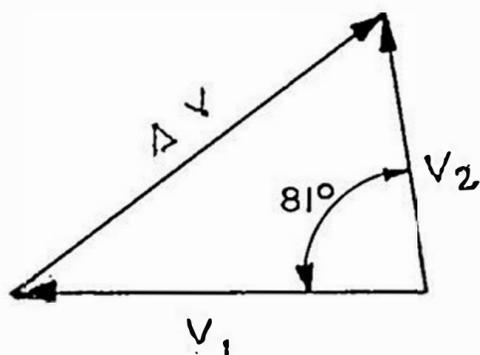
$$V = 2 |V| \sin\left(\frac{81^\circ}{2}\right)$$

$$V = 2 \times 1.61 \times \sin 40.5^\circ$$

$$V = 2.09 \text{ m/seg}$$

$$K_e = 0.7, \text{ para } V < 2.5 \text{ m/seg}$$

$$K_e = 1 \text{ para tubería de presión y altas velocidades.}$$



Gráf. 4.6

Luego:

$$h'f = 0.7 \frac{(2.09)^2}{2 \times 9.8} = 0.156 \text{ m}$$

4- Pérdidas de altura energética por codos (cambio de dirección gradual $\theta = 90^\circ$): h(codos)

Sabemos:

$$h(\text{codos}) = N' K_e \frac{V_d^2}{2g} \quad (4.4)$$

Donde:

$$K_e = 0.7 \text{ y } N' = 1.0 \text{ para } \theta = 90^\circ \text{ (ver tabla 4.1)}$$

$$\text{Luego: } h \text{ (codos)} = 1 \times 0.7 \times \frac{1.61^2}{2 \times 9.8} = 0.092 \text{ m}$$

Como esta línea, tiene 2 codos:

$$\underline{h \text{ (2 codos)}} = 2 \times 0.092 \text{ m} = \underline{0.185 \text{ m}}$$

5 - Pérdida de altura energética por válvula manual; h(valv.)

En la línea principal, para una operación normal y continua, trabajaremos con válvulas de diafragma, DN 80, tipo paso recto.

Estas válvulas recubiertas interiormente con NEOPRENE, u otro elastomero están trabajando en la refinería de Zinc de Cajamarquilla, Lima-Perú, hace 6 años, en los cuales han demostrado su facilidad de operación, mantenimiento y durabilidad, lo cual garantiza su uso.

Estas válvulas trabajarán 80% abiertas en operación normal, o totalmente cerradas, cuando se desee bloquear la zona del flujómetro y válvula automática para su eventual mantenimiento y dar pase a la línea de "by pass".

Luego, las pérdidas en esta válvulas serán, de acuerdo a la relación:

$$Q = C_v \sqrt{\frac{\Delta P}{G}} \quad (4.9)$$

Donde:

Q = Caudal a través de la válvula en GPM

ΔP = Pérdida de presión en la válvula en psi

G = Gravedad específica

Cv = Coeficiente de flujo, característica de cada válvula, para un determinado porcentaje de apertura. (Por definición, Cv, es el número de galones por minuto de agua que puede pasar por una válvula cuando la caída de presión es igual a 1 psi)

Despejando ΔP :

$$\Delta P = G \left(\frac{Q}{Cv} \right)^2 \quad (4.10)$$

Siendo:

G = 1.4 (Solución clara de Jarosita II)

Q = 29.09 m³/h = 128.09 gal/min

Cv = 224 (Para una válvula de diafragma DN 80, paso recto con recubrimiento interior de caucho y a un 80% de apertura, ver apéndice).

$$\Delta P = 1.4 \left(\frac{128.09}{224} \right)^2 = 0.45 \text{ psi}$$

$$\text{ó } \Delta P = 0.031 \text{ Kg/cm}^2$$

De donde:

$$h \text{ (valv)} = \frac{\Delta P}{\gamma} = \frac{0.031 \text{ Kg/cm}^2}{1,400 \text{ Kg/cm}^3} \times \frac{10,000 \text{ cm}^2}{1 \text{ m}^2} = 0.22 \text{ m}$$

Siendo γ = peso específico del fluido

Para 2 válvulas : h (2 válvulas manuales) = 0.44 m

6 - Pérdidas de altura energética en válvula automática:

h (val.aut.)

Usualmente el diámetro de la válvula es igual al diámetro de la tubería excepto en casos cuando se quiere reducir al flujo en la línea, donde generalmente se selecciona el diámetro más pequeño que el de la tubería según sea la necesidad.

Como en este caso no es nuestro objetivo la reducción de flujo, sino el de mantenerlo constante, nuestra válvula automática la seleccionaremos de un diámetro igual a 80 mm, trabajando a un 80% de apertura, y del tipo de paso ondulado que es el recomendado para el caso de regulación de flujo.

La pérdida de presión será:

$$\Delta P = G \left(\frac{Q}{Cv} \right)^2 \quad (4.10)$$

Donde:

$G = 1.4$ (Gravedad específica)

$Q = 128.9$ gal/min

$Cv = 178$ (Para una válvula automática de diafragma, DN 80, paso ondulado y 80% de apertura. Ver apéndice)

Entonces:

$$\Delta P = 1.4 \left(\frac{128.01}{178} \right)^2 = 0.725 \text{ psi}$$

ó $\Delta P = 0.049 \text{ Kg/cm}^2$

Luego:

$$h \text{ (Valv.automát)} = \frac{0.049 \text{ Kg/cm}^2}{1,400 \text{ Kg/m}^3} \times \frac{10,000 \text{ cm}^2}{1 \text{ m}^2}$$

$$\underline{h \text{ (Valv.automát)} = 0.35 \text{ m}}$$

7 - Pérdidas de altura energética por el flujómetro : h (fluj)

Se usará para medir el flujo de la solución, un Flujómetro Electromagnético, debido a la facilidad de operación y mantenimiento y efectividad demostradas en los 6 años de operación de la Refinería de Zinc.

Este aparato trabaja con una velocidad mínima de flujo igual a 1 m/seg. y 10 m/seg de velocidad máxima.

De acuerdo a la tabla 4.3 siguiente, vemos que a partir de un flujómetro de 40 mm de diámetro, podemos medir capacidades mayores que 29.09 m³/h.

Debido a la posibilidad de que se produzcan encostramientos que obstruyan el diámetro interior del flujómetro y generan medidas erradas, lo cual es más considerable en aparatos de menor diámetro, seleccionamos un flujómetro DN 80, igual al diámetro de la tubería, el cual además nos dará una pérdida en este caso despreciable tal como se puede apreciar en el siguiente, gráfico 4.7.

Tabla 4.3

TABLA DE LIMITES DE CAPACIDADES

Tamaño		Rango mínimo a una velocidad de 1m/s.		Rango máximo a una velocidad de 10m/s.	
Mm.	Pulgadas	Lts/min	m ³ /h	lts/min	m ³ /h
10	3/8"	0 - 4,5	0 - 0,27	0 - 45	0 - 2,7
15	1/2"	0 - 10	0 - 0,6	0 - 100	0 - 6
25	1"	0 - 20	0 - 1,2	0 - 200	0 - 12
32	1 1/4"	0 - 40	0 - 2,4	0 - 400	0 - 24
40	1 1/2"	0 - 60	0 - 3,6	0 - 600	0 - 36
50	2"	0 - 100	0 - 6	0 - 1000	0 - 60
65	2 1/2"	0 - 200	0 - 12	0 - 2000	0 - 120
80	3"	0 - 300	0 - 18	0 - 3000	0 - 180
100	4"	0 - 400	0 - 24	0 - 4000	0 - 240
		m ³ /min.		m ³ /min.	
125	5"	0 - 0,7	0 - 42	0 - 7	0 - 420
150	6"	0 - 1	0 - 60	0 - 10	0 - 600
200	8"	0 - 1 8	0 - 108	0 - 18	0 - 1080
250	10"	0 - 3	0 - 180	0 - 30	0 - 1800
300	12"	0 - 4	0 - 240	0 - 40	0 - 2400
350	14"	0 - 5.5	0 - 330	0 - 55	0 - 3300
400	16"	0 - 7.5	0 - 450	0 - 75	0 - 4500
500	20"	0 - 11	0 - 660	0 - 110	0 - 6600
600	24"	0 - 16	0 - 960	0 - 160	0 - 9600
700	28"	0 - 22	0 - 1320	0 - 220	0 - 13200
800	32"	0 - 30	0 - 1800	0 - 300	0 - 18000
900	36"	0 - 40	0 - 2400	0 - 400	0 - 24000
1000	40"	0 - 45	0 - 2700	0 - 450	0 - 27000
1100	44"	0 - 55	0 - 3300	0 - 550	0 - 33000
1200	48"	0 - 70	0 - 4200	0 - 700	0 - 42000
1400	56"	0 - 90	0 - 5400	0 - 900	0 - 54000
1600	64"	0 - 120	0 - 7200	0 - 1200	0 - 72000
1800	72"	0 - 150	0 - 9000	0 - 1500	0 - 90000
2000	80"	0 - 190	0 - 11400	0 - 1900	0 - 114000

8.- Pérdida de altura energética por longitud: hf (B-D)

De la tabla (4,2), la rugosidad media para una tubería de plástico nueva será:

$$K = 0.002 \text{ mm}$$

$$\text{Luego: } \frac{K}{D} = \frac{0.002}{80} = 0.000025$$

El número de Reynolds:

$$Re = \frac{\rho \cdot Vd \cdot D}{\mu} = \frac{1,400 \times 1.61 \times 0.08}{3.2 \times 10^{-3}} = 56,350$$

Del gráfico de MOODY: (4.5)

$$f = 0.020$$

Entonces:

$$hf = 0.0200 \times \frac{8.8}{0.08} \times \frac{(1.61)^2}{2 \times 9.8}$$

$$hf_{(B - D)} = 0.29 \text{ m}$$

Luego, la altura energética para este caso, reemplazando valores en la ecuación (4.6) será:

$$HB = 2.0 + 0.132 + 0 + 0.156 + 0.185 + 0.44 + 0.35 + 0 + 0.29$$

$$\underline{HB = 3.553 \text{ m}}$$

Siendo, la altura de pérdidas h_p , acumulada en el tramo B-D:

$$h_p_{(B-D)} = 0 + 0.156 + 0.185 + 0.44 + 0.35 + 0 + 0.29$$

$$h_p_{(B-D)} = 1.421 \text{ m}$$

Como tenemos $H_B = 3.553 \text{ m}$, se ve necesario colocar en la línea de alimentación al tanque de reacción 023 D de la etapa cuarta purificación, una válvula a fin de obtener en esta línea una pérdida de energía igual a :

$$\Delta H = H_{B(B-D)} - H_{B(B-C)}$$

$$\Delta H = 3.553 - 0.056 = 3.497 \text{ m}$$

Que nos asegure la alimentación al tanque de mezcla. Para lo cual seleccionamos una válvula de diafragma de paso ondulado, recubierto interiormente de caucho, donde:

$$\Delta P = \Delta H \times \gamma = 3.497 \text{ m} \times \frac{1,400 \text{ Kg f}}{\text{m}^3} \times \frac{1 \text{ m}^2}{10,000 \text{ cm}^2}$$

$$\Delta P = 0.489 \text{ bar}$$

$$\Delta P = 7.20 \text{ psi}$$

Luego, para $Q = 64.09 \text{ m}^3/\text{h} = 282.21 \text{ G1}/\text{min}$

el C_v requerido, está dado por la siguiente relación:

$$C_v \text{ req.} = Q \sqrt{\frac{G}{\Delta P}} \quad (4.11)$$

$$C_v = 282.21 \sqrt{\frac{1.4}{7.06}}$$

$$C_v \text{ req.} = 124.44$$

DIBUJO DE ENSAMBLE DE LOS ACCESORIOS EN LA LINEA DE
ALIMENTACION DE SOLUCION AL TANQUE DE
MEZCLA

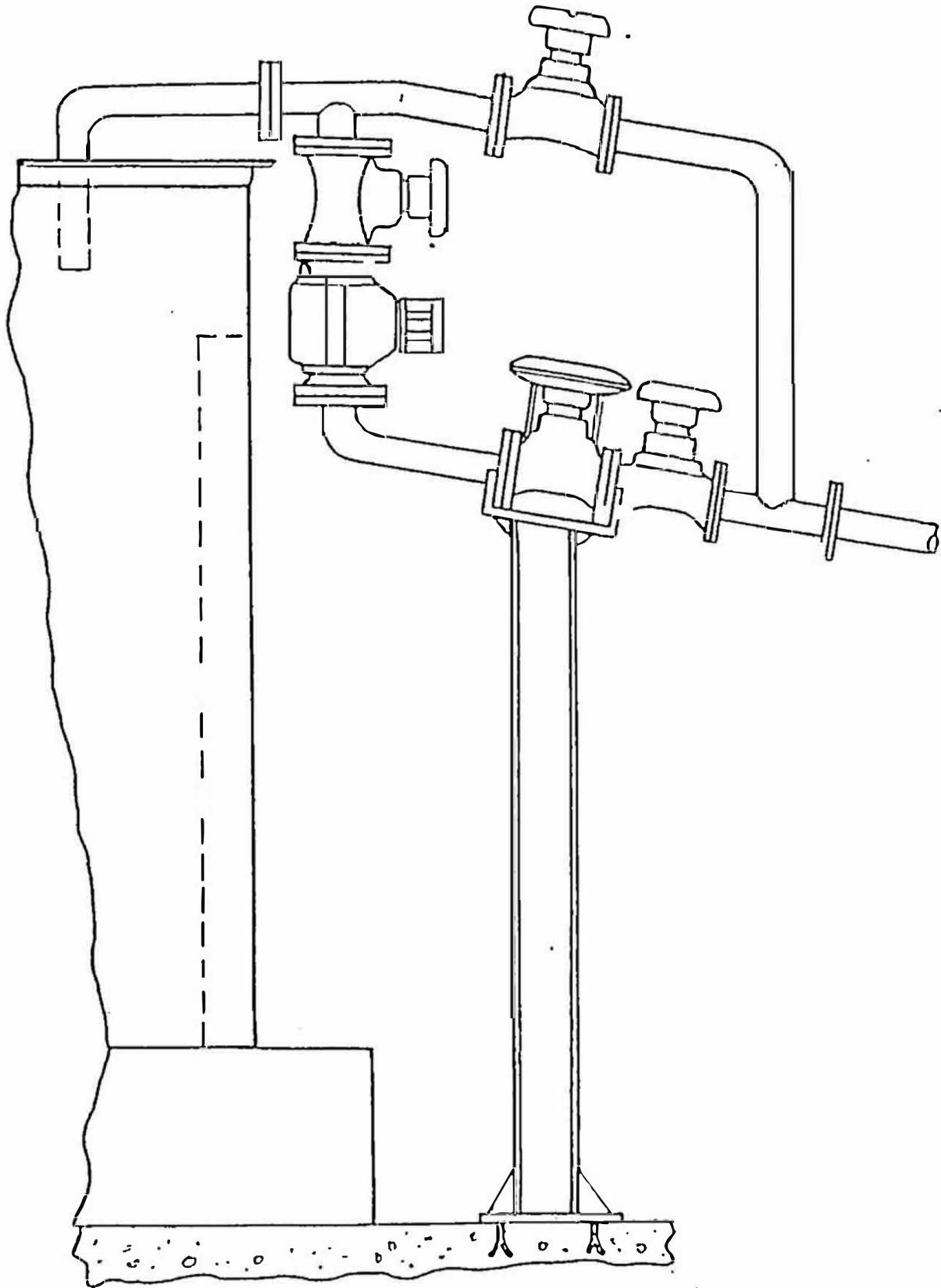


GRAFICO 4.9

De la tabla de valores de Cv, para distintos porcentajes de apertura de la válvula, seleccionamos una válvula DN 80, de tipo paso ondulado, recubierto interiormente de caucho y con un Cv = 137, para 70% de apertura. (Ver apéndice)

C. Estableciendo el Teorema de Bernoulli entre los Puntos A y D

Una vez, analizado los tramos B-D, B-C, y haber determinado la válvula que debe implementarse en el tramo B-D, aplicamos el teorema de Bernoulli entre el punto A, (ubicado en la superficie del tanque de succión) y el punto D (ubicado en la superficie del tanque de mezclado), para calcular la altura efectiva que debe dar la bomba para que el sistema de alimentación al tanque de mezclado funcione, entonces del gráfico (4.2):

$$H = \frac{P_D - P_A}{\gamma} + (Z_D - Z_A) + \left(\frac{V_D^2 - V_A^2}{2g} \right) + h_{pi} + \frac{h_{pa}}{\quad} \quad (4.12)$$

Donde:

$P_D, P_A = 0$ (Presión Atmosférica)

$V_D, V_A = 0$ (Debido a la gran sección de los tanques)

h_{pi} - Altura de pérdidas en la línea de descarga

h_{pi} - $h_p (B' - B) + h_p (B-D)$

h_{pa} - Altura de pérdidas en la línea de succión

h_{pa} - $h_p (A-A')$

A' - Punto antes de la bomba

B' - Punto después de la bomba

Luego:

$$H = Z_D - Z_A + h_{pi} + h_{pa} \quad (4.13)$$

donde: $ZD = 16.00 \text{ m}$

$ZA = 7 \text{ m}$

1.-Cálculo de la Altura de pérdidas en la Línea de descarga: h_{pi}

Se tiene: $h_{pi} = h_{p(B' - B)} + h_{p(B - D)}$

También de la sección 4.1.3.B, tenemos:

$$h_{p(B - D)} = 1.421 \text{ m}$$

Igualmente:

$$h_{p(B'B)} = h_{f(B'-B)} + h(\text{codos}) + h(\text{val.}) + h'f \quad (4.14)$$

Donde:

$h_{f(B'-B)}$ = Pérdida por longitud, entre los puntos B' y B

$h(\text{codos})$ = Pérdidas por codos

$h(\text{valv.})$ = Pérdidas por válvula

$h'f$ = Pérdidas por cambio brusco de dirección

a - Pérdida de altura energética por longitud de tubería: $h_{f(B'-B)}$

La tubería es de POLIPROPILENO, el cual es un plástico de muy buena resistencia química, facilidad de mantenimiento y buena operación, lo cual ha demostrado a través de su uso en la Refinería de Zinc de Cajamarquilla.

De la tabla 4.2 tenemos el valor de la rugosidad media:

$K = 0.03$ (Para tubos plásticos usados), luego:

$$\frac{K}{D} = \frac{0.03}{200} = 1.5 \times 10^{-4}$$

Por otro lado:

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{93.18 \text{ m}^3/\text{hr}}{\frac{\pi \times 0.2^2 \text{ m}}{4}} \times \frac{1 \text{ hr}}{3600 \text{ seg}} = 0.824 \text{ m/seg.}$$

Entonces, el Número de Reynolds, será:

$$Re = \frac{\rho v D}{\mu} = \frac{1,400 \times 0.824 \times 0.2}{3.2 \times 10^{-3}} = 72,100$$

Del gráfico de MOODY: (4.5)

$$f = 0.019$$

$$\text{Luego: } hf = 0.019 \times \frac{43.15}{0.2} \times \frac{(0.824)^2}{2 \times 9.8}$$

$$\underline{hf_{(B'-B)} = 0.142 \text{ m}}$$

b - Pérdida de altura energética por codos (cambio de dirección gradual $\theta = 90^\circ$): h (codos), en el tramo B'-B

Tenemos en este tramo 2 bombas, en operación normal trabaja una sola bomba quedando la otra en stand by, las líneas de descarga de las bombas se unen a través de una "T" de polipropileno, DN 200; considerando que al trabajar una sola bomba, la unión "T" trabaja como un codo, tomamos para esta parte del cálculo de pérdidas, además, los 4 codos del tramo posterior a las bombas, más el codo a la salida de cada bomba, es decir 06 codos de 90° .

$$\text{Luego: } h_{(\text{codo})} = 1 \times 0.7 \times \frac{(0.824)^2}{2.9.8} = 0.024 \text{ m}$$

$$h (6 \text{ codos}) = 0.024 \times 6 = 0.1455 \text{ m}$$

c.- Pérdida de altura energético debido a la válvula manual a la salida de la bomba : h (valv.)

Esta válvula trabaja a 80% de apertura y es del tipo de diafragma de paso recto, con recubrimiento interior de caucho. La caída de presión o pérdida de altura energética, esta dada por la relación:

$$\Delta P = G \left(\frac{Q}{Cv} \right)^2 \quad (4.10)$$

Donde:

ΔP = está dado en psi

G = 1.4 (Gravedad específica)

Q = 93.18 m³/h = 410.30 gal/min

Cv = 1867

(De tablade valores de Cv, para válvulas de diafragma de paso recto, DN 200, con recubrimiento interior de caucho y 80% de apertura, ver apéndice)

Luego:

$$\underline{\Delta P} = 1.4 \left(\frac{410.30}{1867} \right)^2 = 0.0676 \text{ psi}$$

$$\underline{\Delta P} = 4.6 \times 10^{-3} \text{ Kg/cm}^2$$

Entonces:

$$h \text{ (valv.)} = 4.6 \times 10^{-3} \times \frac{\text{Kg}}{\text{cm}^2} \times \frac{1}{1,400 \text{ Kg/m}^3} \times \frac{10,000 \text{ cm}^2}{1 \text{ m}^2}$$

$$H \text{ (valv.)} = 0.033 \text{ m.}$$

d.- Pérdida de altura energética por cambio brusco de dirección:

$h'f$

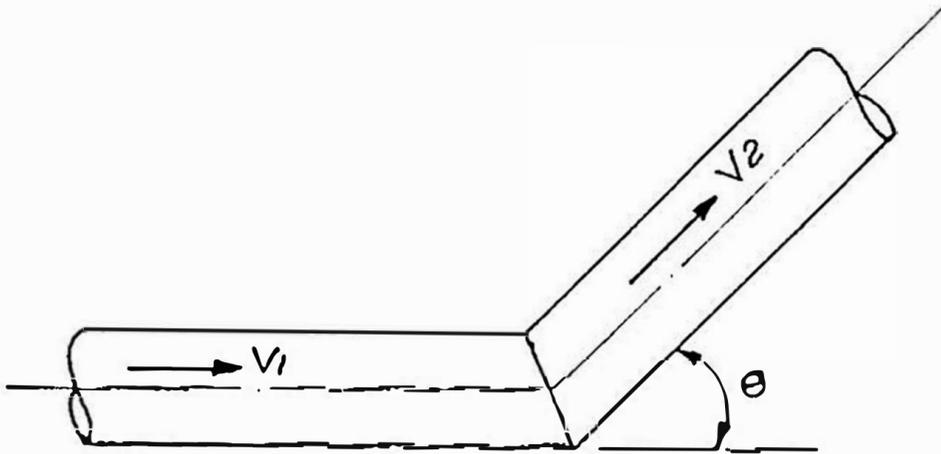


Fig. 4.10 a

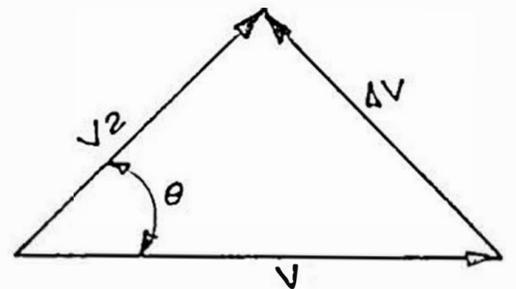


Fig. 4.10 b

$$\Delta V = 2 \cdot v \cdot \text{sen} \frac{1}{2}$$

$$\Delta V = 2 \times 0.824 \times \text{sen} \frac{45^\circ}{2}$$

$$\Delta V = 0.63 \text{ m/seg}$$

$$\text{Luego: } h'f' = K_e \frac{(\Delta V)^2}{2g} \quad (4.8)$$

donde: $K_e = 0.7$

$$\text{Entonces: } h'f = 0.7 \times \frac{0.63^2}{2 \times 9.8}$$

$$h'f = 0.014 \text{ m}$$

Luego, la altura de pérdidas en el tramo (B'-B) será:

$$h_p (B'-B) = 0.142 + 0.1455 + 0.033 + 0.014$$

$$h_p (B'-B) = 0.3345 \text{ m}$$

Por lo tanto, la altura de pérdidas en la línea de descarga será:

$$h_{pi} = (1.421 + 0.335)$$

$$h_{pi} = 1.756 \text{ m.}$$

2.- Cálculo de la Altura de Pérdidas en la Línea de aspiración: h_{pa}

Tenemos:

$$h_{pa} = h_p (\Lambda - \Lambda') = h_f (\Lambda - \Lambda') + h (\text{codos}) + h (\text{valv.}) + h_{sf}$$

Donde:

$$h_f (\Lambda - \Lambda') = \text{Pérdida de altura por longitud entre los puntos } A \text{ y } A'$$

$$h_{sf} = \text{Pérdida por salida del tanque}$$

$$h (\text{codos}) = \text{Pérdida por codos}$$

$$h (\text{valv.}) = \text{Pérdida por válvula}$$

a- Pérdida de altura energética por longitud de la tubería: $\frac{h_f}{(\Lambda - \Lambda')}$

La tubería es de acero de 200 mm de diámetro interior, por lo tanto, asumiremos el valor dado en la tabla (4.2) para un acero soldado nuevo:

$$K = 0.05$$

$$\text{Luego tenemos: } \frac{K}{D} = \frac{0.05}{200} = 0.00025 \quad v = 0.824 \text{ m/seg}$$

El Número de Reynold:

$$Re = \frac{1,400 \times 0.824 \times 0.2}{3.2 \times 10^{-3}} = 72,100$$

Del gráfico de MOODY (4.5)

$$f = 0.021$$

Luego, aplicando la fórmula de DARCY :

$$h_f (\Lambda-\Lambda') = 0.021 \times \frac{2.9}{0.2} \times \frac{(0.824)^2}{2 \times 9.8}$$

$$\underline{h_f (\Lambda-\Lambda') = 0.010 \text{ m}}$$

b.- Pérdidas de altura energética por codos: h (codos)

$$h (\text{codos}) = 1.00 \times 0.7 \times \frac{(0.824)^2}{2 \times 9.8} = 0.024 \text{ m}$$

Considerando, que cuando trabaja una de las bombas, la "T" de unión de las líneas de las bombas, trabaja como un codo.

Haremos:

$$h (\text{codos}) = 2 \times 0.024 = 0.048 \text{ m}$$

c.- Pérdidas de altura por válvula: h (valv.)

Para una válvula DN 200, de paso recto, con recubrimiento interior de caucho, tipo de diafragma.

$$\Delta P = G \left(\frac{Q}{C_v} \right)^2 \quad (4.10)$$

Donde:

$$G = 1.4$$

$$Q = 93.18 \text{ m}^3/\text{h} = 410.30 \text{ gal/min}$$

$$C_v = 1867 \text{ (Dato del fabricante para una apertura de 80\%)}$$

Entonces:

$$\Delta P = 1.4 \left(\frac{410.30}{1867} \right)^2$$

$$\Delta P = 0.067 \text{ psi}$$

$$\Delta P = 4.6 \times 10^{-3}$$

Luego:

$$h \text{ (valv.)} = \frac{4.6 \times 10^{-3} \times 10.000}{1,400} = 0.033 \text{ m}$$

d.- Pérdida de altura por salida del tanque: h_{sf}

Considerando a la salida del tanque, una arista redondeada con una relación r/D = 0.04, siendo el factor de pérdida Ke = 0.26

$$h_{sf} = K_e \frac{v^2}{2g} \tag{4.15}$$

$$h_{sf} = \frac{0.26 \times (0.824)^2}{2 \times 9.8}$$

$$h_{sf} = 9 \times 10^{-3}$$

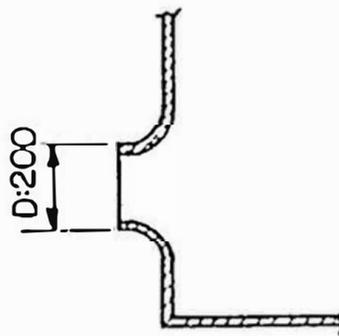


FIG. 4. II

Luego:

Altura de pérdidas en la línea de sección

$$h_p (\Lambda-\Lambda) = 0.008 + 0.048 + 0.033 + 9 \times 10^{-3} \text{ m}$$

$$h_p (\Lambda-\Lambda') = 0.098 \text{ m}$$

Reemplazando los valores de los términos, que se presentan en la ecuación (4.13) de la altura efectiva, tenemos:

$$H = 16.00 - 7.00 + 1.756 + 0.098$$

$$H = 10.854 \text{ m}$$

D.- Potencia Requerida por el Sistema de Alimentación.

Luego, la potencia de accionamiento que debe cubrir nuestra bomba, está dada por la siguiente relación:

$$P = \frac{\gamma Q H}{75 n} \quad (\text{CV}) \quad (4.16)$$

Donde:

$$\begin{aligned} \gamma &= \text{Peso específico de la solución} = 1,400 \text{ Kg/m}^3 \\ Q &= \text{Caudal en m}^3/\text{seg} = 93.18 \text{ m}^3/\text{hr} \times \frac{1 \text{ hr}}{3600 \text{ seg}} = 0.0259 \text{ m}^3/\text{seg} \end{aligned}$$

$$H = \text{Altura efectiva} = 10.854 \text{ m}$$

$$n = \text{Eficiencia total de la bomba (Se asume } n = 0.66)$$

$$\text{Luego: } P = \frac{1400 \times 0.0259 \times 10.854}{75 \times 0.66} = 7.95 \text{ CV.}$$

$$P = 7.83 \text{ HP} \quad \text{ó} \quad P = 5.87 \text{ KW}$$

Que es la potencia requerida del motor para que funcione, el sistema de alimentación. Comparando estos resultados con los datos de placa, que son:

Bomba :

$$\text{Altura Efectiva (H)} = 18.5 \text{ m}$$

$$\text{Caudal (Q)} = 100 \text{ m}^3/\text{h}$$

Potencia de

$$\text{accionamiento} = 12.4 \text{ Kw.}$$

$$\text{Modelo} = \text{CDN 100 - 20}$$

$$\text{Marca} = \text{Ensival}$$

$$\text{Densidad} = 1.4$$

Motor :

Potencia = 18.5 Kw.

RPM = 1750

Voltaje = 440 V

Intensidad = 30.5 Amp.

Se determina que la bomba cubrirá ampliamente las nuevas necesidades de altura efectiva y caudal, haciendo que el sistema de alimentación de solución al tanque de mezcla, funcione sin ningún problema.

4.1.4 Cálculo, Diseño y/o Selección del Sistema de Descarga del Tanque de Mezcla

Nuestro tanque, tendrá una descarga tipo vertedor, la cual consiste en una abertura ubicada en la superficie del líquido, esto para asegurar la homogeneidad de la mezcla que va alimentar a los tanques de Cuarta Purificación y Lixiviación Neutra respectivamente.

La figura (4.12) muestra la forma de la descarga.

A.- Selección del Diámetro de la Tubería de Descarga

Si aplicamos el teorema BERNOULLI entre el punto a y el punto b de la figura (4.12), tenemos:

$$\frac{P_a}{\gamma} + Z_a + \frac{V_a^2}{2g} = \frac{P_b}{\gamma} + \frac{V_b^2}{2g} + h_{pa-b} \quad (4.17)$$

DESCARGA TIPO VERTEDOR DEL TANQUE DE MEZCLA

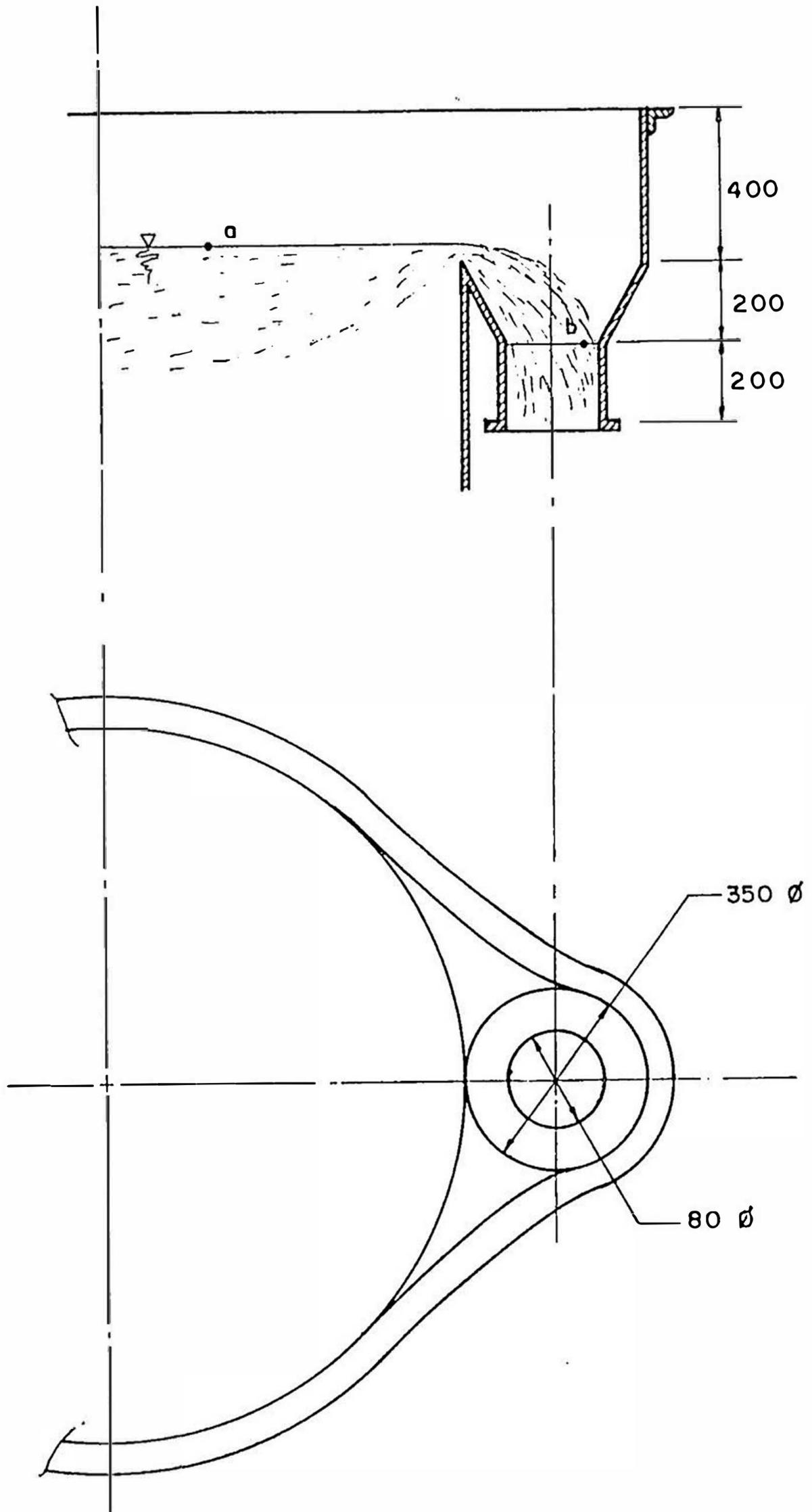


FIGURA 4.12

Donde:

$P_a = 0$ (Por estar expuesta a la presión atmosférica)

$V_a = 0$ (Por ser el área del tanque mayor que el área del tubo de descarga)

$P_b = 0$ (Se considera, también expuesto a la presión atmosférica)

$Z_a = 0.2$ m

$Z_b = 0$

$h_{p_{a-b}}$ = Pérdidas en el tramo a-b

Luego, tenemos en la ecuación (4.17):

$$0.2 \text{ m} = \frac{V_b^2}{2g} + h_{p_{a-b}} \quad (4.18)$$

Por ser pequeño, el tramo $\overline{a-b}$, se desprecia la pérdida $\overline{h_{p_{a-b}}}$, luego la velocidad V_b en este punto será:

$$V_b = \sqrt{2g \times 0.2} = \sqrt{2 \times 9.8 \times 0.2} = 1.98 \text{ m/seg.}$$

Ahora, como $Q_m = Q_l + Q_s$, el diámetro D , del tubo en el punto b , será :

$$\text{Primeramente : } A = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{Q_m}{V}$$

Siendo:

Q_m = Flujo de mezcla

Q_l = Flujo de solución

Q_s = Flujo de sólido

$$\text{Entonces : } D = \sqrt{\frac{4Q_m}{\pi V}} \text{ y } Q_m = 29.09 + 3.23 = 32.32 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\text{Por tanto: } D = \sqrt{\frac{4 \times 32.32}{\pi \times 1.98 \times 3600}} = 0.075 \text{ m}$$

ACCESORIOS EN LAS LINEAS DE DESCARGA DEL TK DE MEZCLA

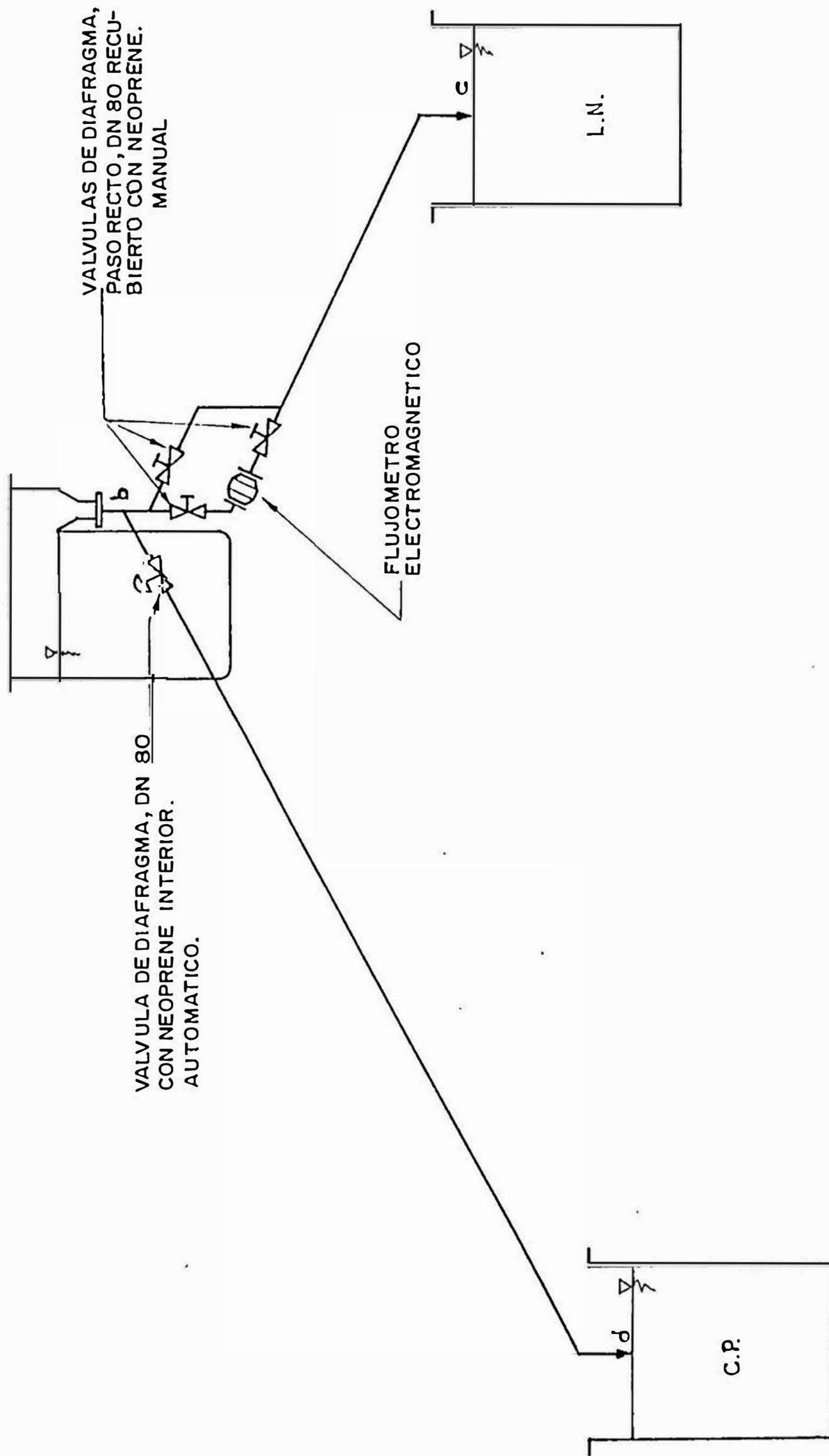


GRAFICO 4.13

Luego, de acuerdo a las medidas comerciales, usaremos un tubo de 80 mm de diámetro interior, de material igual que el tanque de mezcla, acero inoxidable 316 L, a la salida de este y también una tubería de polipropileno DN 80, como línea de transporte de la mezcla.

Los accesorios que utilizarán los tramos $\overline{b-c}$ y $\overline{b-d}$, de acuerdo a la figura (4.13), serán los siguientes:

Tramo b-c

Este tramo es el que corresponde a la línea principal que alimenta a la etapa de LIXIVIACION NEUTRA, un flujo de mezcla $Q_m = 20.2 \text{ m}^3/\text{h}$, el cual está conformado por un flujo de calcina $Q_s = 2.02 \text{ m}^3/\text{h}$ (correspondiente a aproximadamente 10 TM/h) más un flujo de solución $Q'l = 18.18 \text{ m}^3/\text{h}$ necesario para el repulpado.

En este tramo, es conveniente mantener el flujo de calcina en un valor determinado como objetivo del proceso, que en este caso es igual a $Q_s = 10\text{TM}/\text{h}$. Este valor puede variar tan solo cuando el PH a la salida del último tanque de reacción es mayor o menor que 5-5.2, por la cual se disminuirá o aumentará respectivamente la calcina a fin de mantener el PH dentro del rango deseado.

Por lo expuesto en el párrafo anterior es que necesitamos un flujómetro que nos controle continuamente el flujo de la mezcla, dos válvulas manuales que bloquean el flujómetro para efectos de mantenimiento y una línea de by pass con su respectiva válvula

vula que permita la continuidad de la operación cuando el flujoómetro está en reparación.

También es necesario un PH-metro, a fin de controlar los valores de PH a la salida del último tanque de reacción.

Tramo b-d

Este tramo corresponde a la línea auxiliar que alimenta a la etapa de CUARTA PURIFICACION, con un flujo de mezcla, $Q''_s = 1.21 \text{ m}^3/\text{h}$ (correspondiente a aproximadamente 6 TM/h) más un flujo de solución, $Q''_p = 10.91 \text{ m}^3/\text{h}$. En este tramo, es conveniente mantener un PH entre 4.0 y 5, a la salida del primer tanque de reacción, por lo cual se realiza un enclavamiento del PH-metro instalado con una válvula automática a instalarse que regulará el flujo de mezcla de acuerdo a lo que comanda el PH-metro. En el Gráfico 4.14 se presenta el montaje de los accesorios.

DIBUJO DE ENSAMBLE DE LOS ACCESORIOS EN LAS LINEAS
DE DESCARGA

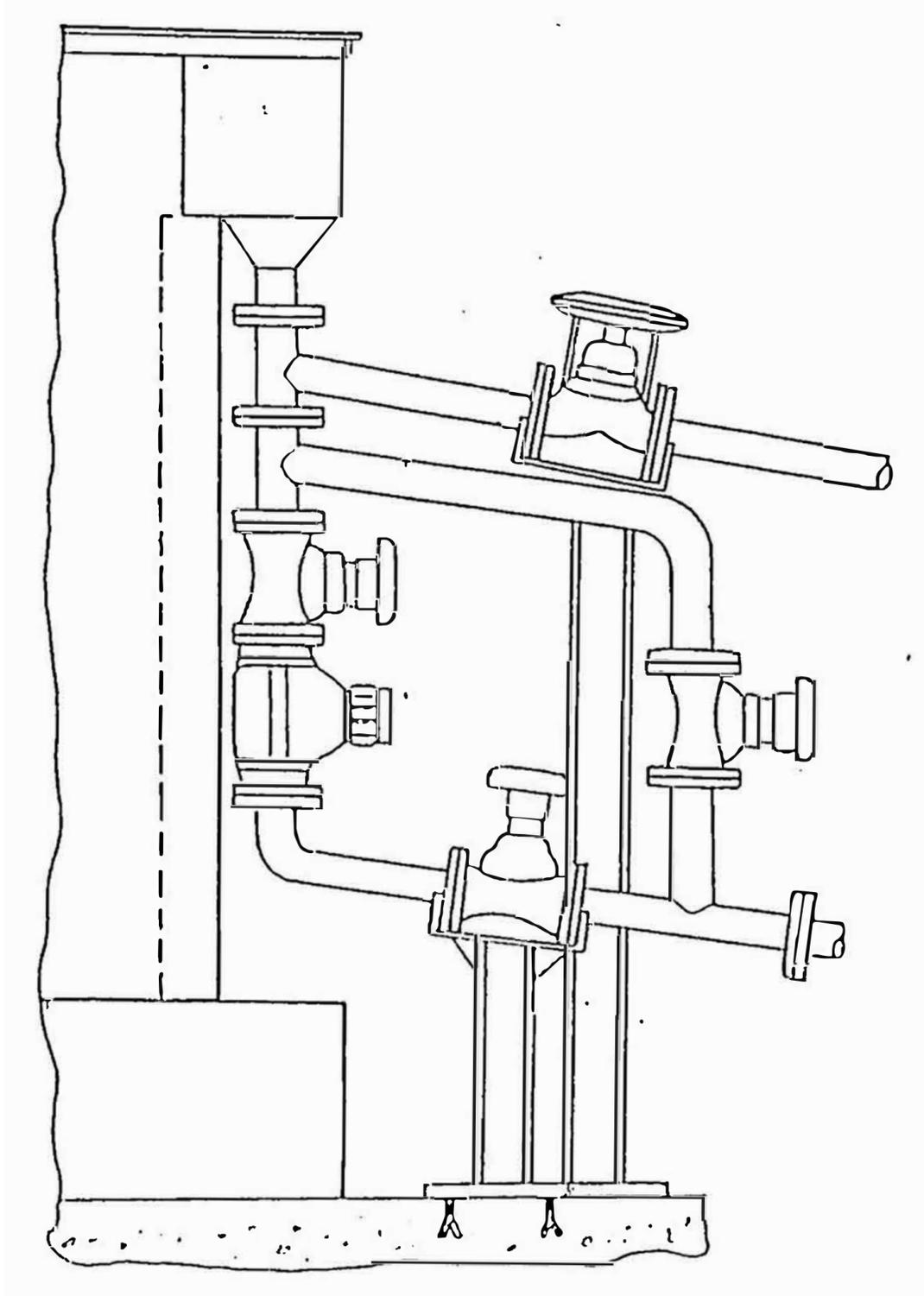


GRAFICO 4.14

4.2 Cálculo, Diseño y/o Selección del Sistema de Agitación

En esta parte de nuestro tema desarrollaremos los siguientes puntos:

- Teoría sobre agitación y mezcla de líquidos
- Cálculo del volumen y dimensiones del tanque de agitación
- Cálculo de la potencia del eje de la turbina
- Cálculo de diseño del impulsor tipo turbina
- Cálculo y selección del sistema de transmisión
- Cálculo del bastidor del sistema de agitación

4.2.1 Teoría Sobre Agitación y Mezcla de Líquidos

En muchos procesos químicos se utiliza la agitación y mezcla de fluidos, aunque generalmente se confunde los procesos de agitación y mezcla, no son sinónimos; puesto que:

La agitación se refiere al movimiento que se da a un fluido en forma generalmente circulatoria y dentro de un recipiente. La mezcla de la distribución al azar de dos fases inicialmente separados que pueden ser sólido-líquido, gas-líquido ó líquido-líquido.

Puede agitarse una sola sustancia homogénea, ácido nítrico, por ejemplo, pero no puede mezclarse a menos que se añada al recipiente otra sustancia diferente.

A.- Agitación de Líquidos

Los líquidos se agitan con determinados fines, dependiendo de lo que se desee en una etapa del proceso siendo los fines más comunes:

- a) Suspensión de partículas sólidas.
- b) Agitar líquidos miscibles, como por ejemplo agua y ácido sulfúrico.
- c) Dispersar un gas en el seno de un líquido en forma de pequeñas burbujas.
- d) Dispersar dos líquidos no miscibles para formar una emulsión o suspensión de gotas pequeñas.
- e) Favorecer la transmisión de calor entre un líquido y un serpentín que actúa como intercambiador de calor.

1) Aparato de Agitación

Comúnmente se utiliza recipientes cilíndricos y con el eje vertical para la agitación de líquidos, las proporciones del tanque varían ampliamente dependiendo de la naturaleza del problema que se trate.

La altura de líquido debe ser aproximadamente igual al diámetro del tanque, el agitador va montado sobre un eje que va suspendido desde la parte superior, el eje va accionado por un motor, a veces montado directamente, pero con mayor frecuencia a través de un reductor de velocidad. Generalmente van instalados los ductos de entrada y salida, chaquetas de enfriamiento, agujeros y soportes para instrumentos de medición de temperatura, acidez, etc.

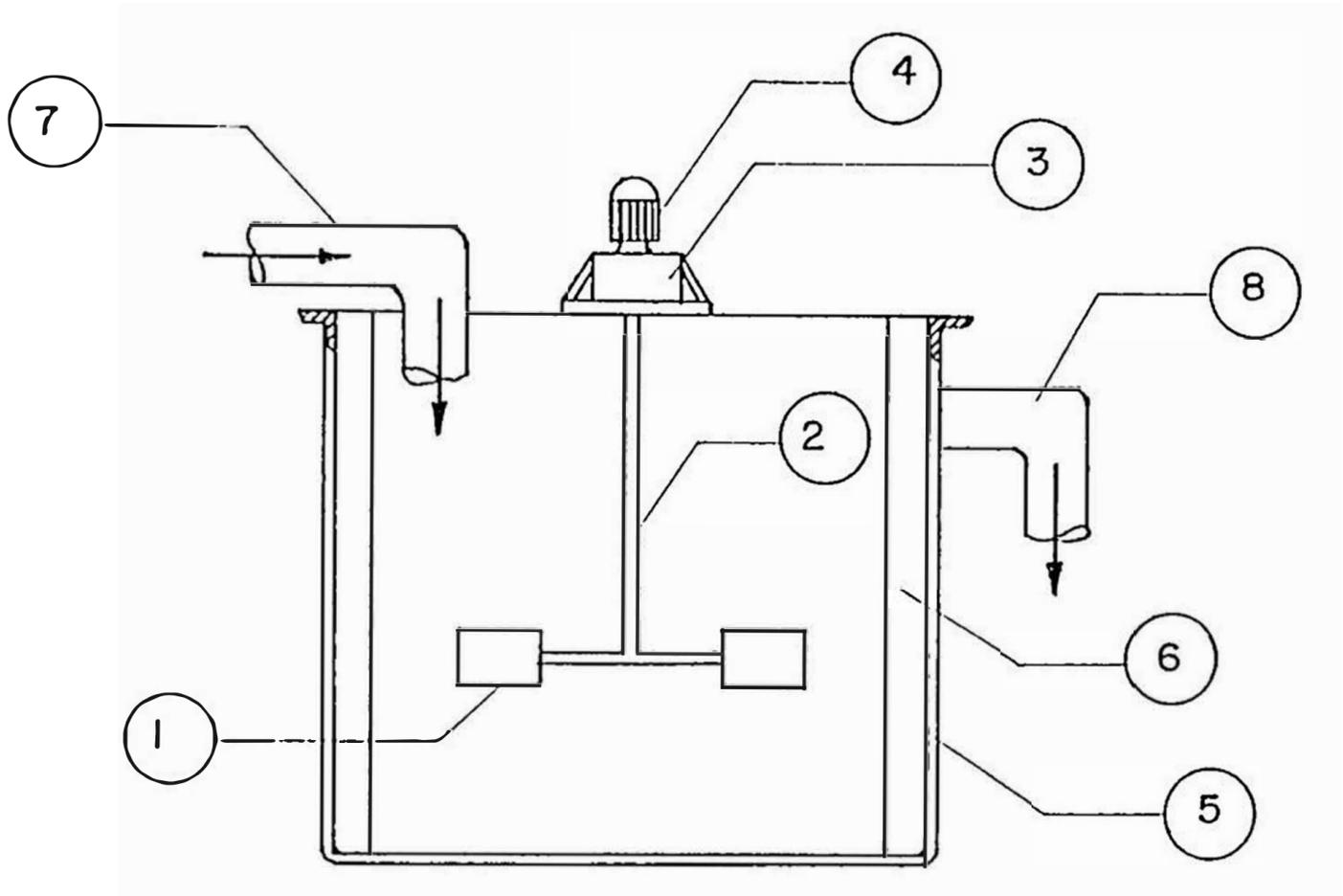


Fig. 4.15

En el presente gráfico, presentamos un ejemplo típico de un agitador con sus elementos de montaje.

- | | |
|--------------|------------------------|
| 1) Impelente | 5) Deflector |
| 2) Eje | 6) Tanque o recipiente |
| 3) Reductor | 7) Ducto de entrada |
| 4) Motor | 8) Ducto de salida |

2) Clasificación de Agitadores

Los agitadores se clasifican en los siguientes tipos:

- a) Hélices

b) Paletas

c) Turbinas

a) Hélices:

Estos agitadores generan un flujo axial, paralelo al eje trabajan generalmente a velocidades mayores en comparación con otros tipos de agitadores y se usan para agitar líquidos poco viscosos.

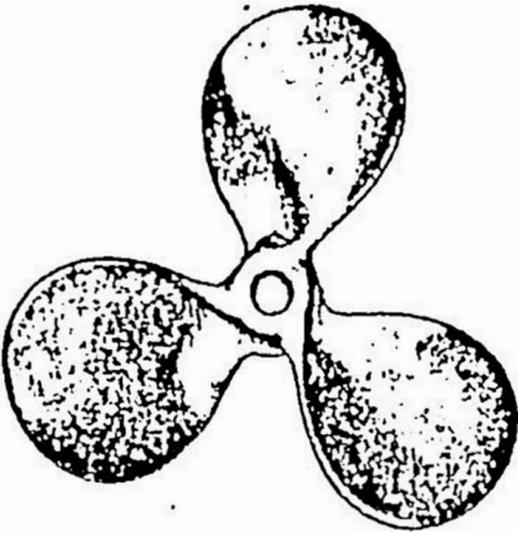
Las hélices más pequeñas giran a la velocidad del motor entre 1150 y 1750 rpm, y las de mayor diámetro a velocidades entre 400 y 800 rpm.

Las aletas de un agitador de hélice produce una buena acción de corte al líquido y debido a la persistencia de las corrientes de flujo, estos impelentes son eficaces para tanques de gran tamaño extraordinariamente grandes, del orden de $1,500\text{m}^3$, se han utilizado agitadores múltiples con entradas laterales al tanque.

Pueden ser inclinados en varios ángulos, el más común es el de tres aletas con paso cuadrado (paso igual al diámetro) con fines especiales se emplean hélices de cuatro aletas dentadas y de otros tipos tal como podemos apreciar en los siguientes gráficos, de la figura 4.16.

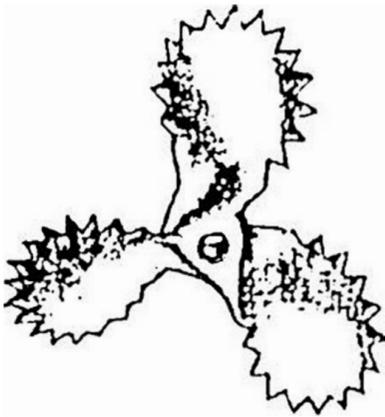
Figura 4.16

Fig. 4.16a



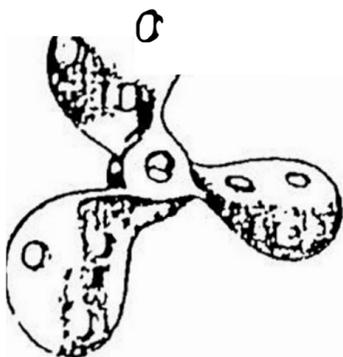
Impulsor de hélice marina. Diseñado con aletas de gran espesor, lo cual le asegura una larga vida en medios corrosivos o abrasivos, tiene un buen acabado superficial y un balanceo preciso; su aplicación es muy frecuente. Impulsa el líquido hacia adelante formando un cono helicoidal, transmitiendo un considerable trabajo sobre el fluido que pasa a través de él.

Fig. 4.16b



Hélice de bordes aserrados. Desplaza una gran cantidad de líquido combinando muy bien la acción de precipitación y corte, se utiliza frecuentemente para materiales fibrosos.

Fig. 4.16c



Hélice agujereada. Es recomendada ocasionalmente para el repulpado de material seco o en polvo, especialmente aquellos que tienden a formar terrones.

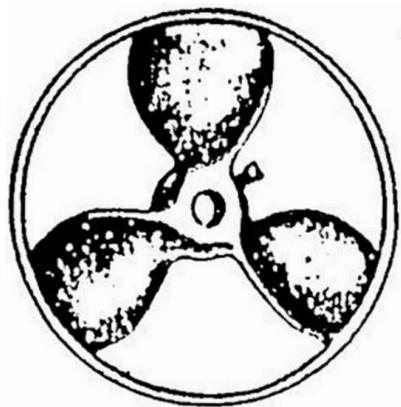


Fig. 4.16d

Hélice con anillo periférico. El anillo le dá una seguridad extra en los casos que se utilizan varas de sondeo o para sacar muestras.

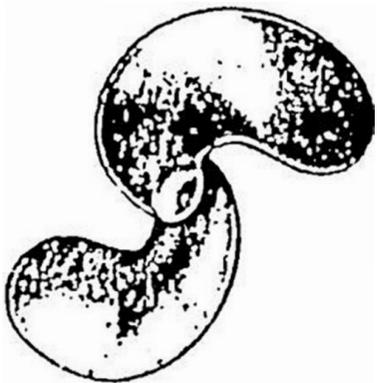


Fig. 4.16e

Hélice para manejar materiales de fibra larga, que pueden enredarse en un impulsor de hélice ordinaria.

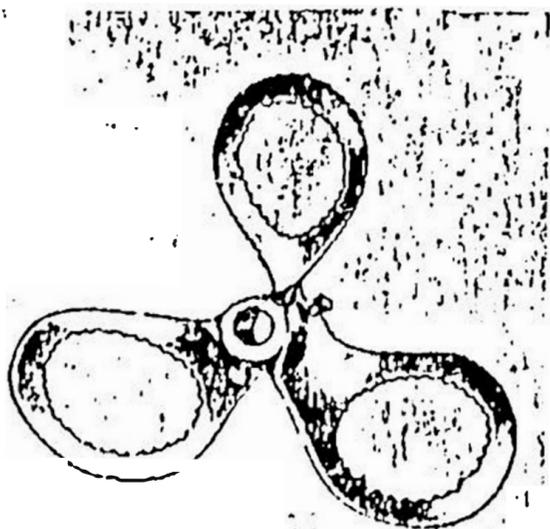


Fig. 4.16f

Hélice de corte. Desplaza una pequeña cantidad de flujo, combinado con un alto grado de cizallamiento para desmenuzar pulpas.

b) Paletas:

Generan un flujo radial: Para problemas sencillos basta con que esté formado por una aleta plana que gira sobre un eje vertical, tal como se puede apreciar en la figura (4.17.). Los más comunes son los agitadores formados por dos y tres paletas, a veces las paletas están inclinadas pero generalmente son verticales y giran a velocidades bajas en el centro del tanque impulsando el líquido radial y tangencialmente sin movimiento vertical, en caso de que las paletas no sean inclinadas. En algunos casos las paletas se adaptan o toman la forma del fondo del tanque ya sea cóncava o semiesférica y de esta manera rascan la superficie con una holgura pequeña, evitando el depósito de sólidos en el fondo.

Los agitadores industriales de paletas giran a velocidades comprendidas entre 20 y 150 rpm. El diámetro del agitador de paletas está entre el 50 y el 80% del diámetro interior del tanque; la anchura de la paleta es de un sexto a un décimo de su diámetro. En el gráfico 4.17. , se pueden apreciar algunos ejemplos de tipos de paletas.

c) Turbinas:

Se presentan en las vistas siguientes, algunos de

TIPOS DE PALETAS

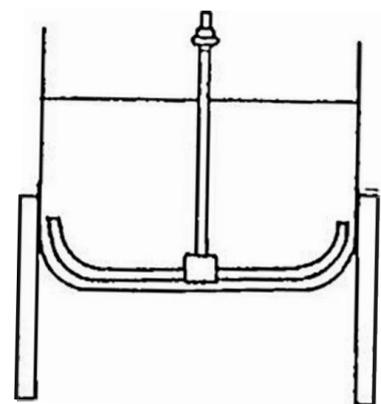
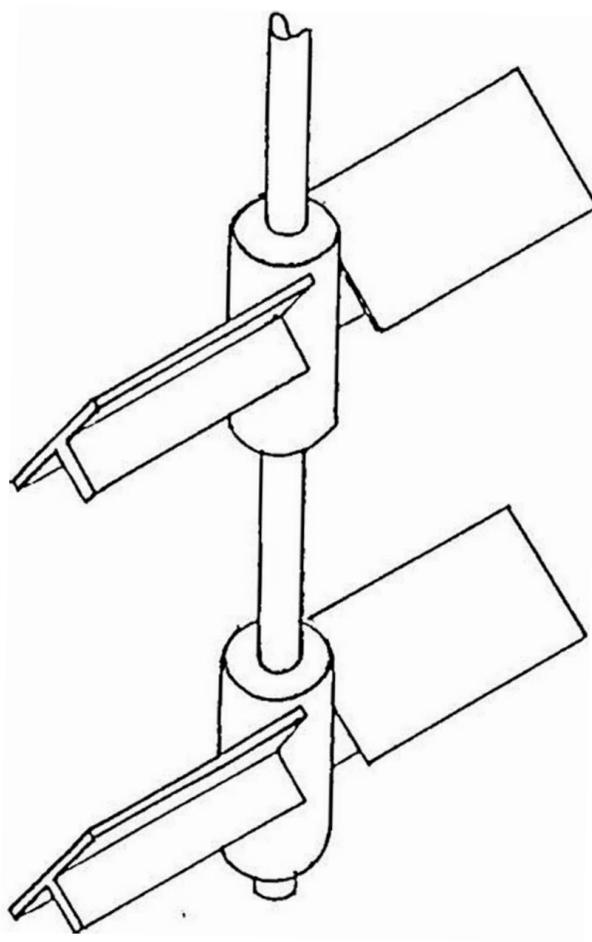
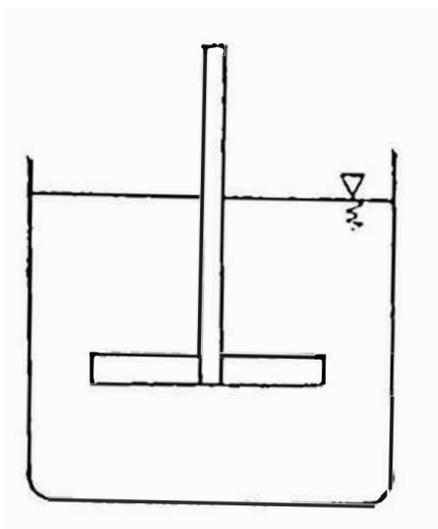


GRAFICO 4.17

los múltiples agitadores de turbina, las paletas pueden ser curvas, rectas o inclinadas o verticales, el rodete puede ser abierto, semicerrado o cerrado. El diámetro del rodete es del orden del 30 a 50% del diámetro del tanque.

Estos agitadores son eficaces para un amplio rango de viscosidades, en líquidos de baja viscosidad producen corrientes intensas que se extienden por todo el tanque destruyendo las masas estancadas, en las proximidades del rodete existe una zona de corrientes rápidas de alta turbulencia e intensos esfuerzos cortantes. Las corrientes principales son radiales y tangenciales, los componentes tangenciales dan lugar a vortices y remolinos que se deben evitar por medio de placas deflectoras o por un anillo difusor a fin de que la agitación sea más efectiva.

Circularmente los agitadores de turbinas requieren una velocidad lenta y desde luego una mayor reducción de velocidad que las hélices.

Cuando son aplicables resultan económicas debido a:

- a) Costo inicial bajo.
- b) Cuando funcionan a bajas velocidades requieren poca potencia.

Si se les da el tiempo suficiente, producirán mezu

clas íntimas de materiales espesos, cualquiera que sea la diferencia de densidades de los mismos. En este caso el consumo de energía es muy elevado. Son también satisfactorios para disolver lentamente sólidos fibrosos (como la celulosa, pasta de papel; etc) cristalinos y amorfos y para mantener materiales fibrosos en una suspensión bastante uniforme.

Los agitadores de turbina superan todos los demás tipos en velocidad de mezcla y disolución, también por la intimidad de la mezcla obtenida y su consumo de energía no es excesivo ya que por lo general es menor al de las hélices.

Por su velocidad de mezcla y por la perfección de su trabajo estos agitadores constituyen el mejor tipo para las operaciones de mezcla o disolución continuas

Estando basado en un principio de aplicación de la fuerza centrífuga y por consiguiente siendo un verdadero dispersor, el tipo de mezclador de turbina (especialmente el tipo de turbodispersor) es muy eficaz para realizar dispersiones íntimas de todas clases en operaciones discontinuas o continuas, esto también se cumple en los procesos de disolución.

Para los casos de mezcla continua donde es indispensable la rapidez de acción, tan aproximadamente instantanea como se pueda y siendo por lo general más conveniente el recipiente más pequeño po-

sible con la mayor velocidad de circulación posible, las turbinas son generalmente aparatos mas satisfactorios; igualmente en los casos cuando se desea una mezcla o dispersión íntima una disolución o precipitación rápida porque dan la trayectoria más larga y la máxima recirculación dentro de un recipiente de dimensiones dadas y en un tiempo de retención dado.

3) Tipos de Flujo en Tanques Agitados

En un recipiente agitado, el tipo de flujo depende del tipo de rodete, de las características del fluido, del tamaño y proporciones del tanque, placas deflectoras y del mismo agitador.

La velocidad del fluido en un punto del tanque, tiene tres componentes y el tipo de flujo depende de las variaciones de estos tres componentes de la velocidad de un punto a otro.

La primera componente de la velocidad es la radial que actúa en dirección perpendicular al eje del impulsor, la segunda es longitudinal actuando en dirección paralela al eje y la tercera es tangencial o rotacional y actúa en dirección tangencial a la trayectoria circular descrita por el rodete.

Para el caso común los componentes radial y tangencial se encuentran en un plano horizontal y la componente axial es vertical.

Los componentes radial y axial son las que dan lugar al flujo necesario para producir la mezcla.

Cuando el eje es vertical y se encuentra ubicado en el centro del tanque la componente tangencial actúa desfavorablemente para la mezcla y el flujo tangencial sigue en trayectoria circular alrededor del eje, tal como se presenta en el gráfico (4.19) y crea un vortice en la superficie del líquido que debido a la circulación en flujo laminar da lugar a una estratificación permanente en diferentes niveles de sustancias sin mezclar, sin que exista flujo laminar de un nivel a otro. Si estos presentan partículas sólidas, las corrientes circulatorias, tienden a lanzar las partículas contra la pared del tanque, debido a la fuerza centrífuga, desde donde caen a la parte central del fondo del tanque. Por consiguiente en vez de mezcla se produce la acción contraria o sea concentración.

En el flujo circulativo, el líquido fluye según la dirección del movimiento de las palas del rodete, y por consiguiente disminuye la velocidad relativa que existe entre las palas y el líquido, limitando la potencia que pueda ser absorbida por el líquido.

En un tanque sin placas deflectoras, el flujo circulatorio es inducido por todos los rodetes, independientemente de que si el flujo es axial o radial; pues si los remolinos son intensos el tipo de flujo dentro del tanque es esencialmente el mismo cualquiera que sea el tipo de rodete. Para velocidades de giro elevados la profundidad del vórtice puede ser tan grande que llegue al rodete mismo, dando lugar a que en el líquido se introduzca el gas que esta encima de él, lo cual generalmente debe evitarse.

- a) Recomendaciones para evitar los remolinos.- El flujo circulatorio y los remolinos pueden evitarse de las tres formas siguientes:

En tanques pequeños, disponer el rodete separado del centro del tanque según la figura 4.20.A, de esta manera el eje se mueve alejado de la línea que pasa por el centro del tanque, inclinándose luego según un plano perpendicular a la dirección del movimiento. En tanques de mayor tamaño el agitador puede montarse en la parte lateral del tanque con el eje en un plano horizontal, pero formando un cierto ángulo, tal como indica en la figura 4.20.B.

En tanques de gran tamaño, con agitadores verticales, el método más conveniente de reducir los remolinos, es instalar placas deflectoras que bloqueen el flujo rotacional sin afectar al flujo radial y

axial, lo cual se consigue montando placas verticales perpendiculares a la pared del tanque.

En la figura siguiente (4.21) se representan estas placas deflectoras y el tipo de flujo a que dan lugar, generalmente son suficientes cuatro placas deflectoras para evitar la formación del vortice y los remolinos.

Para agitadores de turbina, la anchura de la placa deflectora puede ser la doceava parte del diámetro del tanque, para agitadores de hélice, basta con un octavo y en caso que el rodete entra al tanque lateralmente, está inclinado, o desplazado del centro, no se necesitan placas deflectoras.

También se usan, en el caso de agitadores de turbina, rodetes cerrados y anillos difusores, en lugar de las placas deflectoras, tal como se muestra en la figura (4.18). Estos dispositivos han sido tomados de las bombas centrífugas; su principal efecto es aumentar la fricción y reducir la circulación. Los anillos difusores tienden a evitar las corrientes que llegan a los rincones lejanos del tanque, presentan dificultad en la instalación y en su mantenimiento. Son útiles especialmente cuando se desean turbulencias y esfuerzos cortan

tes intensos en la descarga del rodete.

Una vez que se ha eliminado la formación de los remolinos, el tipo de flujo específico dentro del tanque depende del tipo de rodete utilizado para la agitación.

Los agitadores de hélice.- Impulsan el líquido hacia el fondo, donde la corriente se extiende radialmente en todas las direcciones hacia las paredes del tanque, fluye sobre éstas hacia arriba y regresa hacia la sección de la hélice por la parte superior.

Esta forma de flujo se representa en la figura (4.21) y se emplea cuando se desean intensas corrientes verticales como en el caso que se desea mantener en suspensión partículas sólidas pesadas. Generalmente no se emplean cuando la viscosidad del líquido es mayor que 5,000.

Los agitadores de paletas.- Generan un intenso flujo radial en un plano cercano a las palas, pero prácticamente no dan lugar a corrientes verticales y ésta es la limitación principal de los agitadores de paletas, siendo ésta la razón por la cual no son eficaces para poner sólidos en suspensión.

Los agitadores de turbina.- Impulsan el líquido radialmente contra las paredes laterales del tanque, y allí la corriente se divide, una parte de ella fluye hacia abajo hasta el fondo del tanque y vuelve al centro del rodete por la parte inferior, la otra fluye hacia la superficie del líquido y regresa por la parte superior. Según se indica en la figura (4.21) se producen dos corrientes de circulación separadas.

Los agitadores de turbina son especialmente eficaces en producir corrientes radiales, pero inducen al mismo tiempo flujos verticales y más cuando el tanque tiene placas deflectoras. Dan excelentes resultados en la mezcla de líquidos que tienen aproximadamente la misma densidad relativa.

En un cilindro vertical, la altura del líquido debe ser igual o algo mayor que el diámetro del tanque; pero si se desea una altura mayor, se montan dos o más rodetes sobre el mismo eje, actuando cada uno de ellos como un mezclador independiente tal como se indica en la figura 4.22 donde cada rodete produce dos corrientes de circulación, en este caso el rodete inferior, bien sea de turbina o de hélice se monta a una distancia aproximadamente igual al diámetro del rodete sobre el fondo del tanque.

- b) Tubos de aspiración.- El flujo de retorno a un rodete, de cualquier tipo, llega al mismo procedente de todas las direcciones, siempre que el fluido no esté sometido al control de superficies sólidas. El flujo hacia o desde la hélice, esencialmente similar al flujo del aire hacia o desde un ventilador instalado en una habitación.

En la mayor parte de las aplicaciones de los mezcladores de hélice, este tipo de flujo no es un inconveniente, pero cuando se desea controlar la dirección y velocidad de flujo hacia la sección del rodete se emplean tubos aspiradores tal como en la figura (4.23) se presenta.

Estos dispositivos pueden ser utilizados cuando se desean intensos esfuerzos cortantes en el rodete, como ocurre cuando el objetivo es obtener determinadas emulsiones, o cuando se quiere dispersar en el seno de un líquido partículas sólidas que tienden a flotar.

Los tubos de aspiración para agitadores de hélice se colocan alrededor del rodete, según se indica en la figura anterior.

Los tubos de aspiración aumentan la fricción del fluido, y para una potencia suministrada, disminuyen la velocidad del flujo, de forma que se deben utilizar solamente cuando son necesarios.

4) Velocidad de Circulación: según Rushton and Oldshue

Se denomina velocidad de circulación a la capacidad de bombeo de rodete, al volumen del fluido puesto en movimiento por el rodete en la unidad de tiempo.

Para que el proceso de agitación en el interior del tanque sea eficiente, independientemente de la naturaleza del problema específico de agitación, la velocidad volumétrica del flujo ha de ser suficiente para renovar el volumen total del mezclador en un tiempo razonable. Por otra parte, la velocidad de la corriente que abandona el rodete ha de ser suficientemente elevada para que su influencia llegue a las partes más alejadas del tanque, ya que de lo contrario las sustancias que ocupan estas partes no llegarían a mezclarse.

La corriente que abandona el rodete, lleva consigo una cantidad definida de energía cinética y esta energía se disipa por fricción debido a los esfuerzos cortantes que producen cuando la corriente avanza a través de la mesa del líquido.

Si la energía cinética resulta demasiado pequeña, la corriente no llega a alcanzar los rincones más alejados del tanque, por consiguiente es necesario que la velocidad del fluido, sea tal que proporcione una energía cinética superior a un cierto valor mínimo.

La velocidad de circulación de un agitador, según Rushton and Oldshue (4) está dada por la siguiente relación:

$$Q = K_1 N D^3 \quad (4.19)$$

DONDE:

Q - Velocidad de circulación (m^3/seg)

N - Velocidad de rotación rps

D - Diámetro del rodete

K_1 = Constante cuyo valor es función del tipo de impelente

En las operaciones de mezcla, la velocidad de circulación no es el único factor importante, ya que puede existir corrientes que se muevan unas al lado de otras durante un determinado recorrido sin llegar a mezclarse entre sí.

La turbulencia de la corriente es también importante para el efecto de mezcla y con frecuencia es de mayor importancia que la velocidad de circulación, pues mediante la turbulencia se consigue arrastrar la masa global de líquido del tanque e incorporar a la corriente.

La turbulencia se produce como consecuencia de las corrientes dirigidas adecuadamente y de los gradientes de velocidad existentes en el interior del líquido. En algunos problemas de agitación, se necesitan flujos elevados y una turbulencia relativamente baja, mientras que en otros la turbulencia ha de ser alta y las velocidades de circulación algo elevadas.

5) Gradientes de Velocidad

El gradiente de velocidad en un tanque agitado, varía ampliamente de un punto a otro del fluido. Así por ejemplo el chorro de líquido que sale de un rodete, pasa a través de un líquido prácticamente estancado; el gradiente de velocidad en el extremo del chorro puede tener un valor relativamente alto comparado con los gradientes que existen en la masa líquida. También debemos tener presente que el gradiente en el extremo del chorro varía con la distancia, pues a medida que el chorro se aleja del rodete arrastra algo de líquido adyacente, con la cual el chorro es decelerado y parte del líquido global acelerado en la dirección del movimiento del chorro, disminuyendo por lo tanto el gradiente de velocidad. Los gradientes de velocidad son mayores en las inmediaciones del rodete.

6) Potencia Requerida en Tanques Agitados

a) Variables controlantes del consumo de potencia y definición de los grupos adimensionales (Número de Potencia, Número de Reynolds modificado y Número de Froude)

La potencia necesaria para mover el rodete es un factor importante en el diseño de un equipo de mezcla o agitación y esta depende del tipo de flujo dentro del recipiente de mezcla el cual es una combinación del flujo turbulento, laminar y separación de capa límite.

Para determinar la potencia hacemos uso del análisis dimensional, procedimiento, mediante el cual se requiere una experimentación menor para establecer una relación entre las variables controlantes, para un cierto intervalo de variación, con un tiempo y gastos considerablemente menores.

Las variables controlantes que deben entrar en el análisis son:

- Las dimensiones principales del tanque y del rodete.
- Viscosidad del líquido (μ)
- Densidad del líquido (ρ)
- Velocidad de giro del rodete (N)
- Aceleración de la gravedad (g)

Es preciso considerar la gravedad debido a que en algunos tanques no se considera la eliminación de remolinos y en este caso en la superficie del líquido se genera un vortice, debido al cual parte del líquido asciende con respecto al nivel medio, de la superficie del líquido cuando este se encuentra sin agitar y este ascenso ha de vencer la fuerza de la gravedad.

Por otro lado, las dimensiones lineales, tales como el diámetro del tanque, diámetro del rodete, la distancia que existe entre el rodete y el fondo del tanque, la altura del líquido, dimensiones de las placas deflectoras, que se presentan en la figura (4.24), se convierten en relaciones adimensionales llamadas FACTORES DE FORMA, dividiendo cada una de estas por otra que se elige arbitrariamente como magnitud fundamental y que en este caso es el diámetro del rodete D_a ; por lo tanto, de finimos a $S_1, S_2, S_3, \dots, S_n$, como las relaciones adimensionales denominadas factores de forma.

A su vez, el diámetro del rodete D_a , se toma como medida del tamaño del equipo y se emplea como una variable en el análisis dimensional, tal como se emplea el diámetro de una tubería en el estudio de las pérdidas de carga por fricción que se presentan en un ducto.

DIMENSIONES PRINCIPALES DE UN EQUIPO DE AGITACION

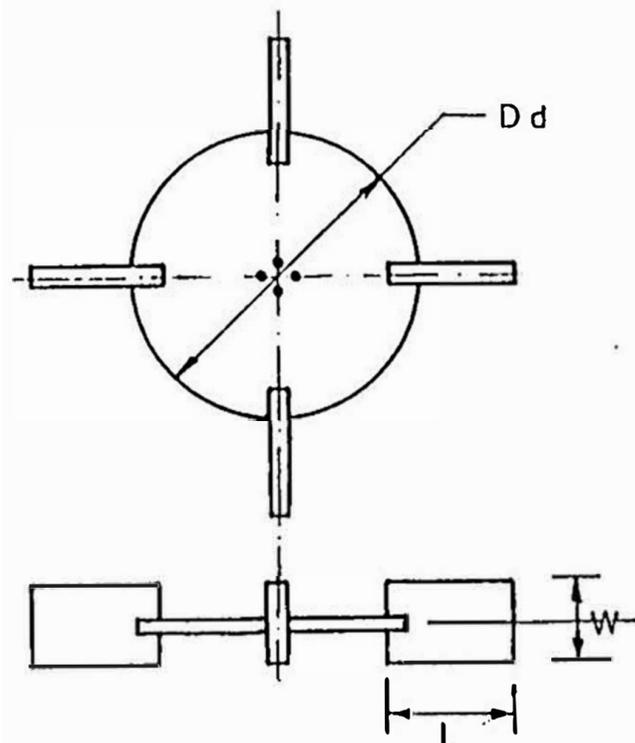
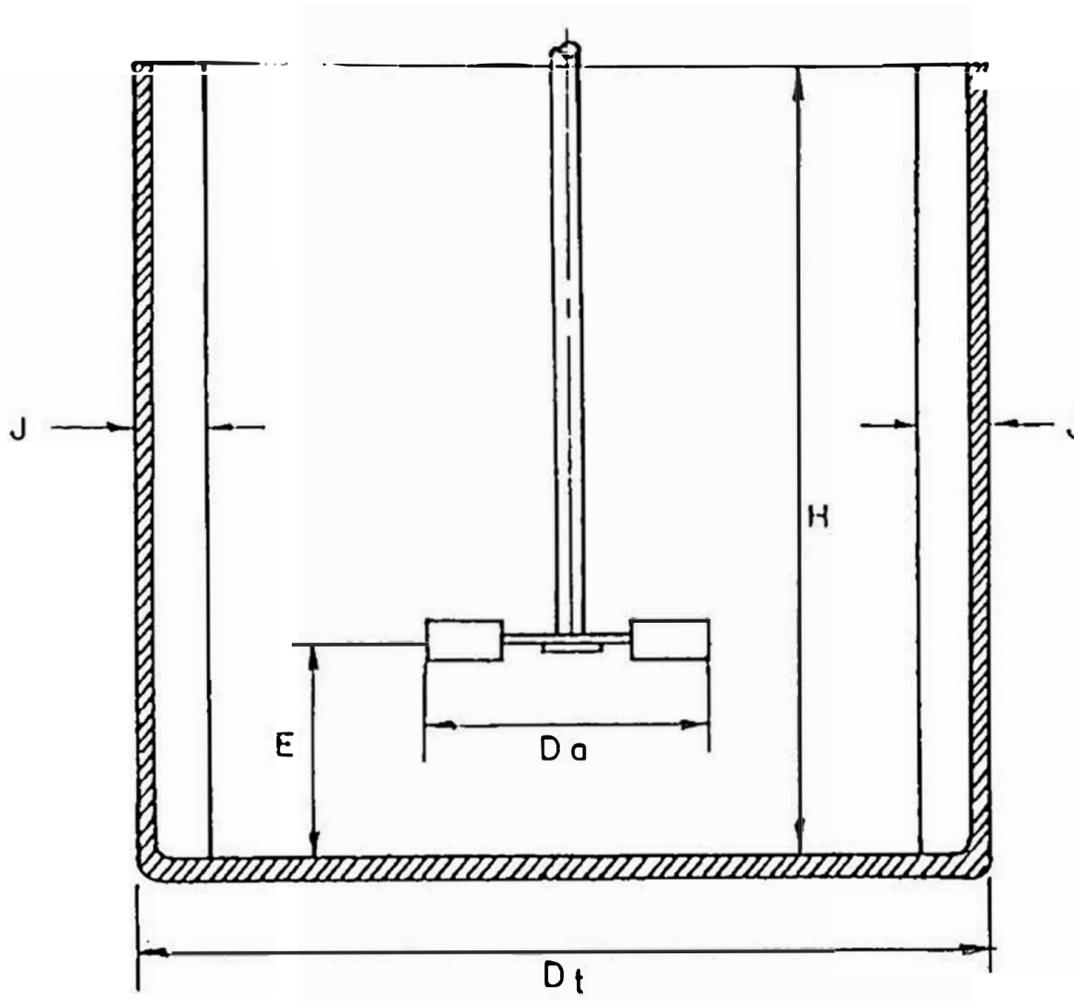


FIGURA 4.24

Dos equipos de mezcla que tengan las mismas proporciones geométricas pero diferente tamaño, es decir tendrán los mismos factores de forma pero diferirán en el valor Da , de estos equipos que cumplen esta condición se dice que poseen semejanza geométrica.

Considerando el fluido a tratar, del tipo newtoniano y sin considerar por el momento los factores de forma, la potencia P es una función de las variables anteriormente mencionadas.

$$P = \phi (N, Da, \delta, g, \mu) \quad (4.20)$$

Aplicando el método del análisis dimensional y tomando en cuenta la constante dimensional g_c , puesto que se va a aplicar la Ley de Newton; resulta:

$$\frac{P \cdot g_c}{N^3 \cdot Da^5 \cdot \delta} = \phi \left(\frac{NDa^2 \delta}{\mu}; \frac{N^2 \cdot Da}{g} \right) \quad (4.21)$$

Considerando los factores de forma en la ecuación (4.21)

$$\frac{P \cdot g_c}{N^3 \cdot Da^5 \cdot \delta} = \phi \left(\frac{NDa^2 \delta}{\mu}, \frac{N^2 \cdot Da}{g}, S_1, S_2, S_3 \dots S_n \right) \quad (4.22)$$

Donde, se definen los grupos adimensionales como sigue:

$$\frac{P \cdot g_c}{N^3 \cdot Da^5 \cdot \delta} \text{ se denomina NUMERO DE POTENCIA (NP}_0\text{)}$$

$\frac{N \cdot Da^2 \cdot \delta}{\mu}$, se denomina NUMERO DE REYNOLDS MODIFICADO (NR[°]e)

y

$\frac{N^2 \cdot Da}{g}$, es el NUMERO DE FROUDE (NF_r)

La ecuación 4.22 se puede escribir:

$$NPo = \phi (NR^{\circ}e, NF_r, S_1, S_2, S_3, \dots, S_n) \quad (4.23)$$

b) Interpretación de los grupos dimensionales :

- Número de Potencia NPo:

Teniendo en cuenta el movimiento de las palas de un rodete dentro del líquido vemos que a este movimiento se opone una fuerza de arrastre, que actúa sobre todo el área del rodete, sustituyendo esta fuerza por otra equivalente F_d, que actúa sobre los extremos de las palas del rodete, tal como vemos en la figura (4.25)

Por definición la fuerza de arrastre F_d, en función del coeficiente de arrastre C_d, del área proyectada de las paletas A_p, de la velocidad de aproximación del fluido a las aletas del rodete V_o y de la densidad de la solución , será:

$$F_d = C_d \frac{A_p \cdot V_o^2 \cdot \delta}{2 g c} \quad (4.24)$$

Luego, como están determinados los factores de forma, entonces:

ACCION DE LA FUERZA DE ARRASTRE Y REACCION
DE LA MASA DEL LIQUIDO DENTRO DE
UN TANQUE AGITADO

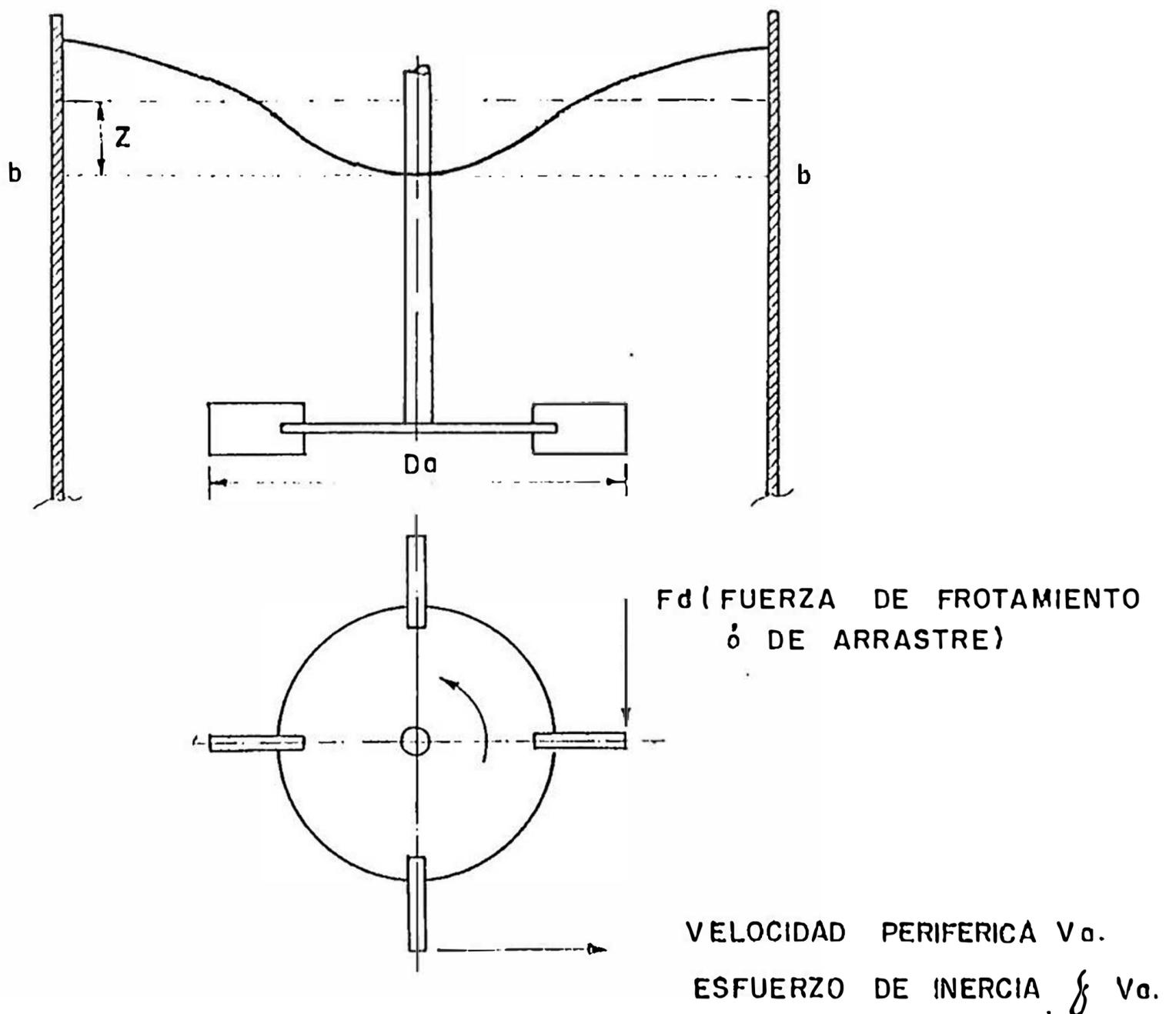


FIGURA 4.25

$$\Delta p \propto Da^2 \quad (4.25)$$

y por otro lado:

$$V_o \propto V_a \propto NDa \quad (4.26)$$

Donde V_a es la velocidad tangencial en el extremo del rodete. Luego, en la ecuación (4.24) y omitiendo las constantes numéricas:

$$F_d \propto \frac{C_d (Da^2) (NDa)^2 \delta}{gc} = \frac{Da^4 N^2 C_d \delta}{gc} \quad (4.27)$$

La velocidad con que se mueve la fuerza F_d será

$$V_a = \pi NDa \quad (4.28)$$

Luego:

$$P = F_d \pi N Da \quad (4.29)$$

Reemplazando F_d de la ecuación (4.27), en la ecuación 4.29, tenemos:

$$P \propto C_d \frac{Da^4 N^2 \delta}{gc} NDa$$

De donde:

$$P \propto C_d \frac{Da^5 N^3 \delta}{gc} \quad (4.30)$$

Entonces:

$$NP_o = \frac{P \cdot gc}{Da^5 N^3 \delta} \propto C_d \quad (4.31)$$

Ahora como:

$$C_d = \frac{F'_d}{F_{inercia}}$$

tal como se desprende de la ecuación 4.24 y desde que C_d es el coeficiente de arrastre para só

lidos sumergidos definido como la relación entre el Esfuerzo de Arrastre $\gamma_w = F'd/\Delta p$ y el producto de la densidad del fluido por la carga de velocidad, proporcional al Esfuerzo Cortante de Inercia γ_i .

Entonces:

$$N_{Po} = \frac{\text{Esfuerzo de arrastre}}{\text{Esfuerzo de inercia}}$$

- Número de Reynolds Modificado (NR°e)

Este número se puede interpretar de la siguiente manera como:

$$V_a = \Upsilon N D a \quad (4.28)$$

y desde que:

$$NR^{\circ}e = \frac{N D a^2 \delta}{\mu} \propto \frac{(N D a) D a \delta}{\mu} \propto \frac{V_a D a \delta}{\mu} = Re$$

Entonces:

$$NR^{\circ}e = \frac{\text{Esfuerzo de Inercia}}{\text{Esfuerzo Cortante}}$$

Vemos como este número es proporcional al Número de Reynolds Re, basado en el diámetro y la velocidad periférica de giro del rodete, siendo esta la razón de llamar así a este grupo adimensional.

- Número de Froude (NFr)

Para interpretar este grupo adimensional, consideramos el volumen del líquido ubicado sobre el plano b-b de la figura 4.25, como consecuencia

del vortice, se presentan fuerzas gravitacionales no equilibradas que son proporcionales a la masa del líquido que esta influenciada por el vortice.

Siendo: Z, la altura del líquido en reposo sobre el plano b - b

A_t , área de la sección transversal del tanque

$\delta \cdot A_t \cdot Z$, masa del líquido

La fuerza de gravedad, F_g por unidad de área de la sección transversal, puede expresarse de la siguiente manera:

$$\frac{F_g}{A_t} = \frac{Z \cdot \delta \cdot A_t \cdot g}{g_c \cdot A_t} = \frac{Z \cdot \delta \cdot g}{g_c} \quad (4.32)$$

Asumiendo una semejanza geométrica, la altura Z es proporcional al diámetro del rodete; por lo tanto, el esfuerzo cortante debido a F_g , será:

$$\tau_g = \frac{F_g}{A_t} \propto \frac{D_a \cdot \delta \cdot g}{g_c} \quad (4.33)$$

Por otro lado, como se sabe:

$$\begin{aligned} \text{Esfuerzo Cortante} \\ \text{de Inercia} \end{aligned} \tau_i = \frac{V_a^2 \delta}{g_c} \propto \frac{N^2 D_a^2 \delta}{g_c} \quad (4.34)$$

Luego:

$$\frac{\tau_i}{\tau_g} = \frac{N^2 D_a^2 / g_c}{D_a g / g_c} = \frac{N^2 D_a}{g} = NFr \quad (4.35)$$

De donde tenemos:

$$N_{Fr} = \frac{\text{Esfuerzo de Inercia}}{\text{Esfuerzo Gravitacional}}$$

Es este caso, las magnitudes de los grupos adimensionales son significativos para todo el sistema puesto que permite correlacionar magnitudes que dan lugar a ecuaciones empíricas mas sencillas que las basadas en la ecuación (4.20) a diferencia de los esfuerzos individuales definidos arbitrariamente, los cuales varían mucho sus valores numéricos locales, de un punto a otro.

c) Correlaciones de Potencia para determinados Rodetes

Los factores de forma considerados en la ecuación (4.23), dependendel tipo de aparato y de su disposición ; en la figura (4.24) se indican las dimensiones necesarias que dan lugar a los factores de forma correspondientes, tales como:

- Diámetro del tanque, (Dt).
- Altura del rodete sobre el fondo del tanque, (E).
- Longitud de palas del rodete, (L).
- Anchura de las palas, (W)
- Anchura de placas deflectoras, (J)
- Altura del Líquido, (H)

También se debe considerar el número de placas de flectoras y el número de paletas del rodete.

Cuando se utiliza un agitador de hélice, el paso del hélice es una magnitud importante.

Los factores de forma para el agitador de la figura (4.24) son:

$$\begin{aligned} S1 &= \frac{Dt}{Da} & S2 &= \frac{E}{Da} & S3 &= \frac{L}{Da} \\ S4 &= \frac{W}{Da} & S5 &= \frac{J}{Dt} & S6 &= \frac{H}{Dt} \end{aligned}$$

El número de Froude, (NFr) interviene cuando se forma vórtice y solamente para Reynolds mayores a 300 ($NR^{\circ}e > 300$).

No se considera el NFr, en los siguientes casos:

- Cuando no se forma vórtice
- Cuando se usa un agitador de hélice introducido lateralmente en el tanque de agitación.
- Cuando se tiene $NR^{\circ}e$ menores a 300. ($NR^{\circ}e < 300$)

Cuando debido a la naturaleza de la agitación, se considera el NFr, este se toma en cuenta de acuerdo a la siguiente ecuación exponencial:

$$\frac{NPo}{NFr^m} = \phi = (NR^{\circ}e, S1, S2, \dots, Sn) \quad (4.36)$$

Siendo ϕ , la FUNCION DE POTENCIA

El exponente "m" de la ecuación (4.36) está relacionado empíricamente con el número de Reynolds, de la forma siguiente:

$$m = \frac{a - \text{Log } NR^{\circ}e}{b} \quad (4.37)$$

donde a y b son constantes, que se dan en la figura 4.26 y en la tabla 4.4 .

Constantes a y b de la ecuación 4.37			
Fig.	Línea	a	b
4.27	4	1.0	40.0
4.28	B	1.7	18.0
4.28	C	0	18.0
4.28	D	2.3	18.0

Tabla 4.4

Para aplicar la ecuación (4.36), se determina el valor de ϕ experimentalmente en función del Número de Reynolds, para factores de forma constante y se representan curvas de ϕ Vs. $NR^{\circ}e$, tal como se presentan en el siguiente gráfico. (4.27).

En la figura 4.27 se presenta un gráfico típico de ϕ Vs. $NR^{\circ}e$ aplicable a tanques provistos de turbinas de eje vertical, concentrico y con seis paletas planas, donde los factores de forma importantes son: $S1=3$, $S2=1.0$ $S3=0.25$ y $S4=1.0$; se presentan cuatro curvas:

Curva 1, con deflectores de ancho igual a 4% del diámetro del tanque cada uno, donde $\phi = NP_o$.

Curva 2, con deflectores de ancho igual a 10% del diámetro del tanque cada uno, donde $\phi = NP_o$.

Curva 3, con deflectores de ancho igual a 17% del diámetro del tanque cada uno, donde $\phi = NP_o$.

Curva 4, sin deflectores, donde:

$$\phi = NP_o / NFr \left(\frac{a - \log.NRe}{b} \right)$$

En la figura (4.28), se presentan figuras típicas para mezcladores de hélices de tres palas. Para todas las curvas la hélice está situada a una distancia de un diámetro, del fondo del tanque, por lo tanto para todos los casos, $S_2=1.0$. Las curvas A y B, se aplican para hélices de paso igual a 2.0 y $S_1=3.3$.

La curva A se aplica para tanques con cuatro placas deflectoras, siendo $S_5=0.1$.

Las curvas B, C y D se aplican para tanques sin placas deflectoras.

Las curvas C,D, representan el efecto que tiene sobre NP_o , la variación de la relación $Dt/Da=S_1$, cuando el paso es igual a 1.0. Se aprecia en el gráfico que para bajos Números de Reynolds, desaparece el efecto de variación de S_1 .

También tenemos el siguiente gráfico 4.29 en el cual se presenta la correlación del Número de Potencia N_{Po} para varios tipos de rodetes, para tanques unos con placas deflectoras y otros sin estos elementos.

- Curva 1, hélice paso = 1, tanque sin deflectores.
- Curva 2, hélice paso = 1, tanque con cuatro deflectores $J = 0.1 D_t$
- Curva 3, hélice paso = 2, tanque sin deflectores
- Curva 4, hélice paso = 2, tanque con 4 deflectores de $J = 0.1 D_t$, se aplica también para la misma hélice en un tanque sin deflectores con el eje en posición excéntrica.
- Curva 5, Turbina de seis aletas planas, tanque sin deflectores.
- Curva 6, Turbina de seis aletas planas, tanque con 4 deflectores, $J = 0.1 D_t$.
- Curva 7, Turbina de seis aletas curvas, tanque con 4 deflectores, $J = 0.1 D_t$.
- Curva 8, Turbina de seis aletas cabeza de flecha, tanque con 4 deflectores, $J = 0.1 D_t$.
- Curva 9, Ventilador de turbina de 6 aletas inclinadas a 45° con cuatro deflectores,

$$J = 0.1 Dt.$$

- Curva 10, paleta plana de dos aletas, tanque con 4 deflectores, $J = 0.1 Dt$
- Curva 11, turbina cerrada de 6 aletas curvas, con 4 deflectores, $J = 0.1 Dt.$
- Curva 12, turbina cerrada de 6 aletas con estator de 20 aletas.
- Curva 13, paletas, tanque sin deflectores (Datos de Miller y Mahey).
- Curva 14, paletas, tanque sin deflectores (Datos White y Sumerford)

d) Efecto de la Geometría del Sistema

La variación de los factores de forma S_1, S_2, \dots, S_n , ejercen un efecto sobre el valor de NP_o , el cual pueda aumentar o disminuir su valor, tal como podemos apreciar en el análisis de la operación de un agitador de turbinas de paletas planas, que opera con Número de Reynolds elevado en un tanque provistos de placas deflectoras, de donde podemos resumir lo siguiente:

1.- En el caso de dos turbinas de aletas rectas que actúan sobre un mismo eje, siendo d , la distancia entre las dos turbinas, se tiene lo siguiente:

$$\text{Si } d > D_a, \text{ entonces } NP'_o = 1.9 NP_o$$

$$\text{Si } d < D_a, \text{ entonces } NP'_o = 2.4 NP_o$$

donde D_a - Diámetro de la turbina

N_{Po} - Número de Potencia para un agitador
de una sola turbina

$N_{P'o}$ = Número de Potencia para un agitador
de dos turbinas.

2.- La potencia consumida en un tanque cuadrado con placas deflectoras es igual a la potencia que se consume en un tanque cilíndrico con placas deflectoras, pero el N_{Po} de un tanque cuadrado sin placas deflectoras es igual a 0.75 veces el N_{Po} en un tanque cilíndrico con placas deflectoras.

3.- El efecto de variar $S_2 = \frac{E}{D_a}$, depende del diseño de la turbina.

Para la turbina de disco (Fig. 4.25): si aumentamos S_2 , N_{Po} , aumenta.

Para turbina de paletas inclinadas (Fig. 4.17) si aumentamos S_2 , N_{Po} , disminuye considerablemente.

Para turbina de paletas rectas (Fig. 4.17): si aumentamos S_2 , N_{Po} disminuye.

4.- Si, $S_1 = \frac{D_t}{D_a}$, aumenta entonces:

NPo, aumenta, si las placas deflectoras son pocas y estrechas

NPo, disminuye, si las placas deflectoras son muchas y anchas

Por lo tanto, se tiene que S1 depende de S5 pero, por otro lado:

Si se usan cuatro placas deflectoras y $S5=1/12$ las variaciones de S1, no influyen en el valor de NPo.

5.- Para las mismas condiciones, un agitador de turbina de aletas inclinadas, transmite una menor potencia que una de aletas rectas.

Cuando el ángulo de inclinación de aletas con respecto al eje es de 45° , entonces el valor de NPo es igual a 0.4 veces el valor de Npo para un agitador de aletas rectas paralelas al eje.

6.- Cuando variamos $S4 = \frac{W}{Da}$, el efecto de variación de NPo depende del número de aletas de la turbina de aletas rectas abietas.

Para turbina de 6 aletas: si aumentamos S4 NPo, aumenta proporcionalmente.

Para una turbina de 4 aletas: $NPo \propto (S4)^{1/25}$.

e) Cálculo de Consumo de Potencia

La potencia que se transmite al líquido, es calculado en base a las ecuaciones (4.36) y de la definición de Número de Potencia NPo, de donde:

$$P = \frac{\varnothing \cdot (NFr)^m \cdot N^3 \cdot Da^5 \cdot \rho}{gc} \quad (4.38)$$

Cuando NFr, no interviene en el proceso, tenemos:

$$P = \frac{\varnothing \cdot N^3 \cdot Da^5 \cdot \rho}{gc} \quad (4.39)$$

Para flujos laminares, donde el NR°e es pequeño las líneas del gráfico $\varnothing = NPo$ Vs. NR°e coinciden tanto para tanques con placas deflectoras como para tanques sin placas y la pendiente de la línea en coordenadas logaritmicas es igual a -1, en este intervalo la densidad deja de ser un factor importante y la ecuación (4.36) se transforma en:

$$NPo \cdot NR_e^\circ = CL = \frac{P \cdot gc}{N^2 Da^3 \mu} = \psi_2 (S1, S2, \dots, Sn) \quad (4.40)$$

Donde CL, es la constante del rodete, para flujo laminar.

Luego despejando P:

$$P = \frac{CL \cdot N^2 \cdot Da^3 \cdot \mu}{gc} \quad (4.41)$$

Las ecuaciones (4.40) y (4.41) se emplean cuando $NR_e < 10$

Para flujos turbulentos donde los Números de Reynolds son altos y cuando se tienen tanques con placas deflectoras, la FUNCION DE POTENCIA (ϕ) es independiente del Número de Reynolds, en este intervalo la viscosidad deja de ser un factor y las variaciones de N_{Fr} , tampoco tienen influencia en el valor de la función de potencia, por lo tanto, la ecuación (4.36) en este caso da lugar a:

$$N_{Po} = C_t = \psi_t (S_1, S_2, \dots, S_n) \quad (4.42)$$

de donde:

$$P = \frac{C_t N^3 Da^5}{g_c} \quad (4.43)$$

Siendo, C_t la constante del rodete, para flujo turbulento.

En la tabla siguiente presentamos los valores de las constantes C_l y C_t para diversos tipos de rodetes y tanques.

B.- Mezcla

Puesto que nuestro tema tiene el objetivo de diseñar un equipo que nos permita una buena mezcla de dos materiales, uno en la fase líquida y el otro en la fase sólida como son la solución clara de la segunda etapa de PRECIPITACION DE JAROSITA y el óxido de Zn, más conocido como CALCINA; no ocuparemos tan solo de este caso y dejaremos de lado el análisis que se dá, cuando se tienen otros

TABLA 4.5

Constante C_L y C_T de las ecuaciones(4.41) y (4.43) para tanques cilíndricos, con cuatro placas deflectoras de ancho $J = 1/10$ del diámetro del tanque.

C_L y $C_T = \phi$ en la figura 4.27, 4.28, 4.29

Tipo de Rodete	CL	CT
- Hélice de tres aletas, paso cuadrado (Paso = 1 Da)	41.0	0.32
- Hélice de tres aletas, paso - 2 (Paso = 2 Da)	43.5	1.00
- Turbinas de cuatro aletas planas	70.0	4.50
Turbinas de seis aletas planas	71.0	6.30
- Turbinas de ocho aletas planas	72.0	7.80
- Ventilador de turbina de seis aletas	70.0	1.65
- Turbina cerrada de aletas curvas en anillo difusor, sin placas deflectoras	172.5	1.12
Paletas planas de dos aletas, D/W - 4	43.0	2.25
Paletas planas de dos aletas, D/W - 6	36.5	1.60
Paletas planas de dos aletas, D/W - 8	33.0	1.15
Paletas planas de cuatro aletas, D/W - 6	49.0	2.75
- Paletas planas de seis aletas, D/W = 6	71.0	3.82
- Turbina cerrada de seis aletas curvas	97.5	1.08

materiales de distinta presentación, como son la mezcla de sólido-sólido, líquido-líquido, gas-gas, gas-líquido etc.....

La MEZCLA es una de las operaciones unitarias de Ingeniería Química que difícilmente se somete a un análisis científico, los resultados de los estudios de mezcla son difíciles de reproducir y dependen mucho como se defina la mezcla; sin embargo, hay pruebas de laboratorio e investigaciones realizadas anteriormente que nos guían y nos dan un camino en base al cual se puede llegar a recomendar y diseñar uno o varios tipos de mezcladores para resolver un determinado problema.

1) Suspensión de Partículas Sólidas

Hay muchos fines que se requieren de una suspensión de sólidos en una solución como puede ser el de producir una mezcla homogénea que ha de utilizarse como alimentación en una parte del proceso, también para disolver sólidos o para mejorar el efecto de una reacción química.

Como las partículas sólidas se mantienen en movimiento debido a las corrientes del líquido, una buena suspensión de partículas necesita de una velocidad de circulación adecuada y de un flujo del líquido con características apropiadas del tanque.

Son de menor importancia las gradientes de velocidad que se producen dentro del líquido, pues no influyen

mucho en la suspensión.

La facilidad con que los sólidos se mantienen en suspensión depende de la velocidad de sedimentación de las partículas sólidas, esta a su vez depende del tamaño, forma y densidad de las partículas, de la densidad y viscosidad del líquido y de que la sedimentación sea libre o impedida.

Según McCabe (5) la velocidad límite para la sedimentación libre V_t de las partículas sólidas en un líquido, se puede calcular a partir de las ecuaciones siguientes:

$$V_t = \frac{g \cdot D_p^2 (\rho_p - \rho_l)}{18 \mu} \quad (4.44)$$

Para $Re < 2$ (Intervalo de la Ley de Stokes)

$$V_t = \frac{0.153 \cdot g^{0.71} \cdot D_p^{1.14} (\rho_p - \rho_l)^{0.71}}{\rho_l^{0.29} \cdot \mu^{0.43}} \quad (4.45)$$

Para $2 < Re < 500$ (Intervalo de la Ley Intermedia)

$$V_t = 1.74 \sqrt{\frac{g \cdot D_p (\rho_p - \rho_l)}{\rho_l}} \quad (4.46)$$

Para $500 < Re < 200,000$ (Intervalo de la Ley de Newton)

Para saber que ecuación se aplica, tenemos la siguiente relación:

$$K = D_p \frac{(\rho_p - \rho_l)^{1/3}}{\mu^2} g \rho_l \quad (4.47)$$

En donde, si:

$K < 3.3$, entonces se aplica la Ley de Stockes.

$3.3 < K < 43.6$, entonces se aplica la Ley Intermedia.

$43.6 < K < 2,360$, entonces se aplica la Ley Newton.

En general las partículas pequeñas y ligeras, con velocidad de sedimentación libre, $V_t < 30$ cm/min., son fáciles de suspender en un recipiente agitado, ya que tienden a seguir el tipo de flujo del líquido.

Si $V_t < 3$ m/min, se puede obtener una suspensión bastante uniforme, para partículas mayores en un tanque agitado.

Si $V_t > 3$ m/min, el agitador normalmente es incapaz de producir una suspensión uniforme.

Por otro lado V_t , también depende de la relación entre el volumen de sólidos y el volumen de la solución ϵ_m , es decir:

$$V_t = \psi \left(\frac{\text{Volumen sólidos}}{\text{Volumen solución}} \right) = \psi(\epsilon_m) \quad (4.48)$$

Donde, si:

$\epsilon_m < 30\%$, entonces tenemos una sedimentación libre.

$\epsilon_m > 50\%$, entonces tenemos una sedimentación impedida.

En el segundo caso, el lodo formado se comporta como líquido newtoniano más que como dos fases separadas líquido-sólido; cuando la sedimentación es impedida,

las partículas sedimentan lentamente.

2) Potencia Requerida para formar una Suspensión de Sólidos

Para el caso de suspensión de partículas sólidas en un tanque agitado, se dispone de algunas correlaciones aproximadas para hallar la potencia requerida, En una suspensión agitada de sólidos que sedimentan libremente y para velocidades moderadas del agitador, algunas partículas no alcanzan la superficie del líquido; con frecuencia los sólidos son elevados solamente a una altura Z_s , sobre el fondo del tanque, es decir que por encima de esta altura el líquido está libre de sólidos. Para que Z_s se incremente, es necesario aumentar la velocidad N del agitador, si se quiere, hasta obtener el valor $Z_s = h$.

La potencia necesaria para poner en suspensión partículas sólidas hasta una altura Z_s , empleando un agitador de turbina, está dada por las ecuaciones empíricas, según WEISMAN y L.E. EFFERDING (6).

$$\frac{P \cdot g_c}{g \cdot \int m \cdot V_m \cdot V_t} = (1 - \epsilon_m)^{2/3} \cdot \left(\frac{Dt}{Da}\right)^{1/2} e^{4.35 B} \quad (4.49)$$

Donde:

$$B = \frac{Z_s - E}{D t} - 0.1 \quad (4.50)$$

Para estas ecuaciones:

ρ_m - Densidad de la mezcla

V_m - Volumen de la mezcla

Z_s - Altura de sólidos

V_t - Velocidad límite de sedimentación de las partículas sólidas

ϵ_m - Fracción de volumen de líquido ocupado por la suspensión.

E - Distancia que existe entre el rodete y el fondo del tanque.

D_t - Diámetro del tanque

D_a - Diámetro de rodete

P - Potencia

g_c - Factor de conversión

g - Aceleración de la gravedad

4.2.2 Cálculo del Volumen y Dimensiones del Tanque de Agitación

Debido a que en nuestro caso no se busca tener el efecto de una reacción química, sino solamente una mezcla homogénea, se ha asumido como tiempo de mezcla 05 minutos, tiempo usado también para cada una de las pruebas de laboratorio, cuyos resultados, ya se han presentado en páginas anteriores.

Por otro lado tenemos:

Flujo de calcina - Flujo de calcina de Lixiviación Neutra +
Flujo de calcina de Cuarta Purificación.

$$\dot{W}_T = W_{Ln} + W_{cp}$$

$$= 10 + 6 \text{ (TM/h)}$$

$$\dot{W}_T = 16 \text{ TM/h}$$

En función del volumen, el flujo de calcina será:

$$\dot{Q}_{\text{Calcina}} = \frac{16 \text{ TM/h}}{4.949 \text{ TM/m}^3} = 3.233 \text{ m}^3/\text{h}$$

También, sabemos que el flujo de solución que alimentara el tanque es:

$$\dot{Q}_{\text{Solución}} = 29.09 \text{ m}^3/\text{h}$$

El flujo total de material que se alimenta en el tanque será:

$$\dot{Q}_t = \dot{Q}_{\text{calcina}} + \dot{Q}_{\text{solución}}$$

$$\dot{Q}_t = 3.23 + 29.09$$

$$\dot{Q}_t = 32.32 \text{ m}^3/\text{h}$$

A.- Cálculo del Volumen del Tanque y dimensiones Principales.

Considerando 05 minutos como tiempo de mezcla, el volumen del tanque será:

$$V'_{tk} = 32.32 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times 5 \text{ min.} \times \frac{1\text{h}}{60 \text{ min.}}$$

$$V'_{tk} = 2.69 \text{ m}^3$$

Considerando un factor seguridad de mezcla de 20% para el volumen del tanque, tenemos:

$$V_{tk} = 2.69 \times 1.2 = 3.23 \text{ m}^3$$

Que es el volumen definitivo para nuestro tanque de agitación.

De acuerdo a las recomendaciones hechas por los fabricantes de sistemas de agitación, la altura h , del nivel del líquido, debe ser aproximadamente igual al diámetro D_t del tanque; por lo tanto, como:

$$V_{tk} = \frac{\pi D_t^2}{4} h = 3.23 \text{ m}^3 \quad \text{y} \quad D_t = h = Z_s$$

Entonces:

$$V_{tk} = \frac{\pi D_t^3}{4}$$

Despejando D_t :

$$D_t = \sqrt[3]{\frac{V_{tk} \times 4}{\pi}}$$

Entonces:

$$D_t = \sqrt[3]{\frac{3.23 \times 4}{\pi}}$$

$$D_t = h = 1.60 \text{ m}$$

Luego como nuestro objetivo es tener un valor Z_s igual a h , a fin de tener una suspensión de sólidos homogénea, tenemos:

$$Z_s = h = 1.60 \text{ m}$$

Por lo tanto nuestro tanque de agitación y mezcla, tendrá las siguientes características:

$$D = 1.60 \text{ m} , \quad Z_s = 1.60 \text{ m} , \quad H = 2.0 \text{ m}$$

Siendo H la altura total del tanque, estamos considerando una altura de 400 mm sobre el nivel de la mezcla para tener holgura de espacio para efectos del montaje y operación del tanque, tal como se aprecia en el gráfico (4.30).

DIMENSIONES DEL TK DE MEZCLA

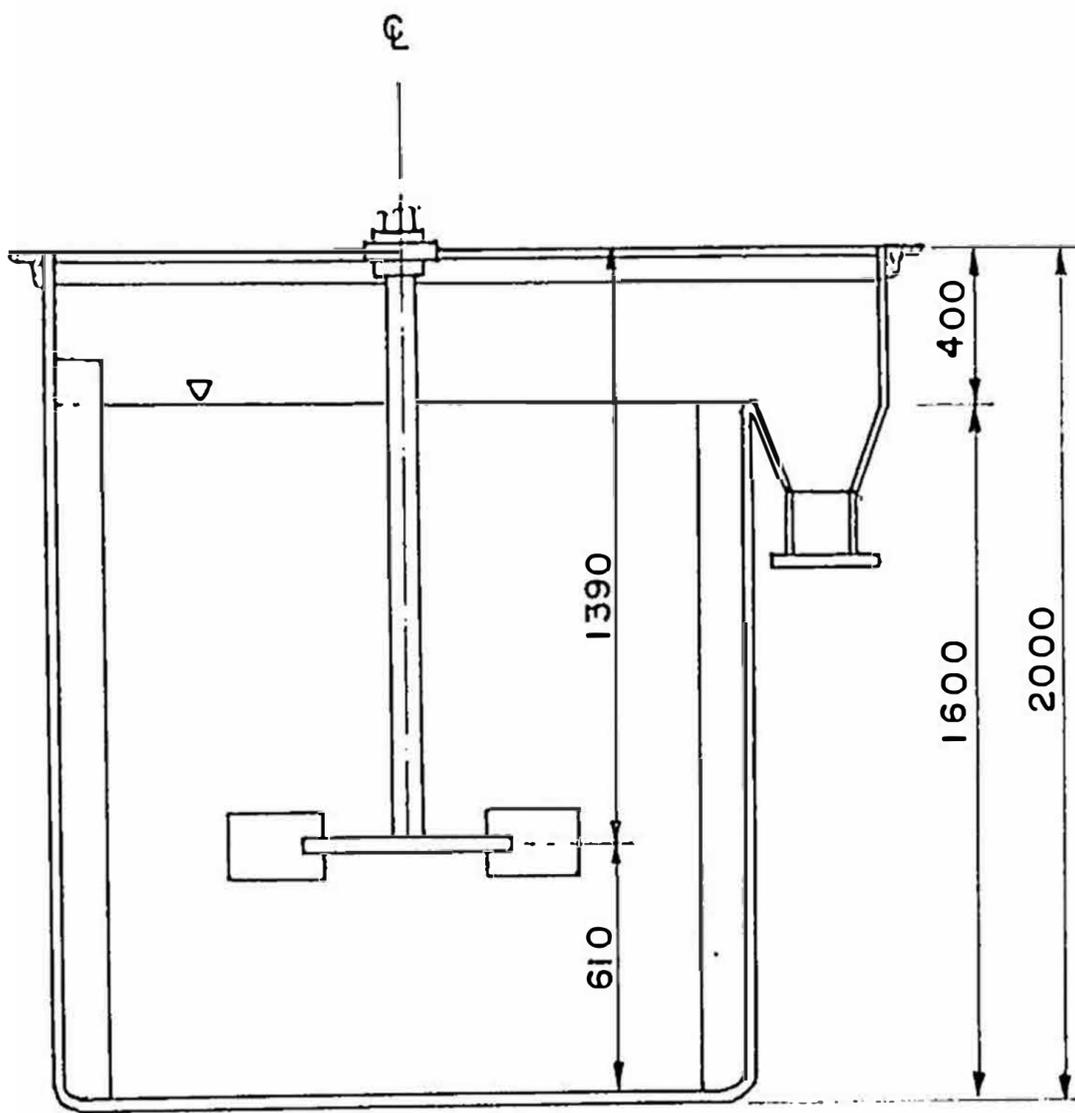


GRAFICO 4.30

B.- Cálculo del Espesor de Plancha del Tanque de Agitación

Nuestro tanque de agitación, tiene las siguientes características:

$$D = 1.60 \text{ m}$$

$$h = 1.60 \text{ m}$$

$$H = 2.00 \text{ m}$$

La relación para hallar el espesor de la plancha según Shigley (7) es la siguiente:

$$t = \frac{P \cdot D_t}{2S_t \cdot E} \quad (4.51)$$

Donde:

t = Espesor de plancha del cilindro

D_t = Diámetro del tanque = 1.60 m

S_t = Esfuerzo de diseño del material a utilizar = 0.6 Sy

E = Eficiencia de la Soldadura = 0.85

Sy = Esfuerzo de fluencia = 17 Kg/mm²

Calculando la presión en el fondo del tanque

$$p = \gamma_m \times Z_s \quad (4.52)$$

Donde:

γ_m = Peso específico de la mezcla = 110.12 lb/pie³
17.68 gr/cm³

Zs = Altura del nivel de sólidos en el tanque = 1.60 m.

Luego:

$$p = 17.68 \frac{\text{Gr}}{\text{cm}^3} \times 160 \text{ cm} \times \frac{1 \text{ Kg}}{1000 \text{ Gr}}$$

$$p = 2.83 \frac{\text{Kg}}{\text{cm}^2} = 0.0283 \text{ Kg/mm}^2$$

Por otro lado:

$$St = 0.6 \quad Sy = 0.6 \quad X \quad 17 \quad \frac{Kg}{m^2} = 10.2 \text{ Kg/mm}^2$$

Entonces:

$$t \geq \frac{0.0283 \quad X \quad 1600}{2 \quad X \quad 10.2 \quad X \quad 0.85} = 2.61 \text{ mm}$$

Luego, se usará el espesor comercial 3/16" de acero inoxidable 316L con el cual se garantiza la resistencia y durabilidad de nuestro tanque.

4.2.3 Cálculo de la Potencia del Eje

Aplicaremos en este punto, la teoría sobre AGITACION Y MEZCLA que se ha presentado en páginas anteriores, para lo cual usaremos valores en unidades inglesas.

De acuerdo a esta teoría, la característica principal la da el valor del diámetro del impulsor, Da , y además se recomienda:

$$Dt = 2 Da$$

$$Dt = Zs$$

$$E = Da$$

Donde:

Dt = Diámetro del tanque

Zs = Altura de mezcla

E = Distancia del rodete al fondo del tanque

Luego, para nuestro sistema de agitación, tenemos:

$$Dt = 1600 \text{ mm} = 5.25 \text{ pies}$$

$$Da = 610 \text{ mm} = 2.00 \text{ pies}$$

$$Z_s = 1600 \text{ mm} = 5.25 \text{ pies}$$

$$E = 610 \text{ mm} = 2.00 \text{ pies}$$

- Características de la calcina:

$$D_s = 100\mu = 3.28 \times 10^{-4} \text{ pies (Diámetro de partícula de calcina)}$$

$$\rho_s = 4,950 \text{ Kg/m}^3 = 308.37 \text{ lb/pies}^3 \text{ (Densidad de la calcina)}$$

- Características de la solución del over flow del espesador 121 D. Toperación = 80°C.

$$\rho_l = 1,420 \text{ Kg/m}^3 = 88.462 \text{ lb/pies}^3 \text{ (Densidad de la solución)}$$

$$\mu = 3.2 \text{ cp} = 2.15 \times 10^{-3} \text{ lb/pies} \text{ (Viscosidad de la solución)}$$

En función de la facilidad de construcción y la eficiencia de mostrada en un amplio rango de procesos metalurgicos se trabajará con una turbina de disco de 6 palas rectas, tal como se concluye de las pruebas. La potencia será tal que pueda poner las partículas en suspensión, hasta una altura de 1600mm. (Zs).

Volumen de Suspensión: (Vm)

El volumen de la mezcla, esta dado por la siguiente relación:

$$V_m = \frac{\pi D_t^2 Z_s}{4} \quad (4.53)$$

Reemplazando valores:

$$\underline{V_m} = \frac{\pi (5,25)^2 \times 5.25}{4} = \underline{113.65 \text{ pies}^3}$$

Volumen del sólido en el recipiente: (Vs)

$$\text{Para } \epsilon = \frac{V_s}{V_m} = 0.1 = 10\%$$

$$V_s = 0.1 V_m = 0.1 \times 113.65$$

Entonces:

$$\underline{V_s = 11.36 \text{ Pies}^3}$$

Volumen de solución en el recipiente : (Vl)

Se ha determinado anteriormente:

$$\frac{V_l}{V_m} = 0.9$$

$$\text{Luego: } \underline{V_l} = 0.9 \times 113.65 = \underline{102.28 \text{ pies}^3}$$

Masa del sólido: (Ms)

$$M_s = \rho_s \times V_s \quad (4.54)$$

Donde:

$$\rho_s = 308.37 \text{ lb/pie}^3$$

Luego:

$$\underline{M_s} = 308.37 \times 11.36 = \underline{3,503.08 \text{ lb}}$$

Masa del líquido: (Ml)

$$\text{Se tiene: } M_l = \rho_l \times V_l \quad (4.55)$$

$$\text{Luego: } \underline{M_l} = 88.46 \times 102.28 = \underline{9,047.69 \text{ lb}}$$

Densidad de la mezcla (δ_m)

$$\delta_m = \frac{M_s + M_l}{V_m} \quad (4.56)$$

Luego:

$$\delta_m = \frac{3,503.08 + 9,047.69}{113.65} = 110.12 \text{ Lb/pies}^3$$

Fracción de Volumen del líquido en la mezcla (ϵ_m)

$$\epsilon_m = 1 - \epsilon \quad (4.57)$$

de donde: $\epsilon_m = 1 - 0.1 = \underline{09}$

Velocidad de sedimentación (V_t)

Considerando, el tamaño de la partícula:

$$D_s = 3.28 \times 10^{-4} \text{ pies}$$

y la viscosidad de la solución :

$$\mu_l = 2.15 \times 10^{-3} \text{ Lb/pie} \times \text{seg.}$$

Hallamos el valor de K, definido por la siguiente relación, a fin de determinar la ecuación que se va a utilizar para hallar

V_t .

$$K = D_s \left[\frac{g \cdot \delta_l (\delta_s - \delta_l)}{\mu^2} \right]^{1/3} \quad (4.58)$$

donde: $g = 9.81 \text{ m/seg.}^2 = 32.2 \text{ pie/seg}^2$

Luego:

$$K = 3.28 \times 10^{-4} \times \left[\frac{32.2 \times 88.46 (308.37 - 88.46)}{(2.15 \times 10^{-3})^2} \right]^{1/3}$$

$$K = 1.685 < 3.3$$

Aplicaremos la ecuación (4.44) indicada por Mc Cabe (5) que sigue la Ley de Stockes, donde:

$$V_t = \frac{g (\rho_s - \rho_l) D_s^2}{18 \mu_l}$$

Luego, reemplazando valores:

$$V_t = \frac{32.2 \times (308.37 - 88.46) (3.28 \times 10^{-4})^2}{18 \times 2.15 \times 10^{-3}}$$

$$V_t = 0.0194 \text{ pie/seg}$$

También: $V_t = 0.355 \text{ m/min} < 30 \text{ cm/min}$

Por lo tanto, estas partículas serán fáciles de suspender en un tanque agitado ya que tienden a seguir el tipo de flujo.

A.- Potencia Requerida

Generalmente, los solidos son elevados a una altura Z_s , sobre el fondo del recipiente y por encima de esta altura el líquido está libre de solidos, a medida que aumenta la velocidad de agitación, Z_s aumenta hasta alcanzar un valor h , igual a la altura del líquido.

Luego, la potencia necesaria para poner en suspensión partículas solidas hasta una altura Z_s , empleando un agitador de turbina, esta dada por la siguiente formula empirica desarrollada por Weisman y Efferding. (6).

$$\frac{P \cdot g_c}{g \cdot \rho_m \cdot V_m \cdot V_t} = (1 - \epsilon_m)^{2/3} \left(\frac{D_t}{D_a} \right)^{1/2} e^{4.35 B} \quad (4.59)$$

Donde:

$$B = \frac{Zs - E}{Dt} - 0.1 \quad (4.60)$$

y P, es la potencia requerida, los demás valores son conocidos.

Reemplazando:

$$B = \frac{5.25 - 2.00}{5.25} - 0.1$$

$$B = 0.52$$

$$\text{Por otro lado: } g/gc = \frac{1\text{Kg f}}{\text{Kg m}} = \frac{1 \text{ Lb t}}{1 \text{ Lb m}}$$

Sustituyendo valores en la ecuación de la potencia y para $\epsilon = 10\%$.

$$P = 1 \times 110.12 \times 113.65 \times 0.0194 \times (1-0.9)^{2/3} \left(\frac{5.250}{2.000}\right)^{1/2} \times e^{4.35 \times 0.52}$$

$$P = 1 \times 110.12 \times 113.65 \times 0.0194 \times 0.215 \times 1.62 \times 9.60$$

$$P = 811.82 \text{ Lb} \times \text{pie/seg}$$

$$\underline{P = 1.476 \text{ Hp}}$$

B.- Velocidad de Rotación

De la relación (4.43), tenemos

$$P = \frac{Ct N^3 Da^5}{gc}$$

Para un agitador de turbina de 6 paletas rectas con $Kt = 6.3$ y despejando el valor de N:

$$N^3 = \frac{811.82 \text{ lb} \times \text{pie/seg} \times 32.2 \text{ pie/seg}^2}{6.3 \times (2.0)^5 \times 88.46}$$

$$N^3 = 1.466$$

de donde:

$$N = 1.136 \text{ rps}$$

$$\text{lo que es igual } \underline{N = 68.75 \text{ rpm}}$$

Para comprobar si se ha aplicado correctamente la ecuación (4.43) para hallar la velocidad, hallamos el número de Reynolds modificado, mediante la siguiente relación:

$$NR^{\circ}e = \frac{N Da^2 \rho}{\mu} \quad (4.61)$$

Reemplazando valores:

$$NR^{\circ}e = \frac{1.136 \times (2.0)^2 \times 88.46}{2.15 \times 10^{-3}}$$

$$\underline{NR^{\circ}e = 186,959.20 > 10.000}$$

Por lo tanto, es aplicable la ecuación (4.43)

4.2.4 Cálculo y Diseño del Impulsor Tipo: Turbina de 6 Palas Rectas

A.- Area y Espesor de Pala

Tenemos como dato: $Da = 2.00 \text{ pies} = 610 \text{ mm}$

De acuerdo a la recomendación dada por la MISSENARD-QUINT de Francia y otros fabricantes de agitadores, la paleta de nuestro impulsor deberá tener las siguientes dimensiones: (L = largo, W = ancho)

$$L = 0.25 Da, \quad W = 0.20 Da$$

Igualmente, el diámetro del disco Dd , deberá ser:

$$Dd = 0.67 Da$$

Luego las dimensiones de nuestro impulsor serán:

$$D_a = 24.00 \text{ pulg.}$$

$$L = 0.25 D_a = 6.00 \text{ pulg.}$$

$$W = 0.20 D_a = 4.80 \text{ pulg.}$$

$$D_d = \text{diámetro del disco} = 17 \text{ pulg.}$$

Siendo el área de la paleta igual a:

$$A = 6.00 \times 4.80 = 28.80 \text{ pulg}^2 = 0.2 \text{ pie}^2$$

que también es el área proyectada, en la dirección del movimiento de la paleta. A_p .

El área proyectada total del impulsor de 6 paletas retas son:

$$A_{p_t} = 6 \times A_p = 6 \times 0.2 = 1.2 \text{ pie}^2$$

1) Chequeo del Area de cada Paleta:

El trabajo de cada pala se presenta en el gráfico 4.3 1 b, siendo:

$F'd$ = Fuerza de reacción hacia la pala, igual y opuesta a la fuerza que genera la pala para agitar el fluido.

δ_m = Densidad de la mezcla

V_a = Velocidad periférica del rodete

μ = Viscosidad de la solución

Donde por definición, según Mc Cabe (5):

$$F'd = C_d \frac{A_p V_a^2 \delta_m}{2 g_c} \quad (4.62)$$

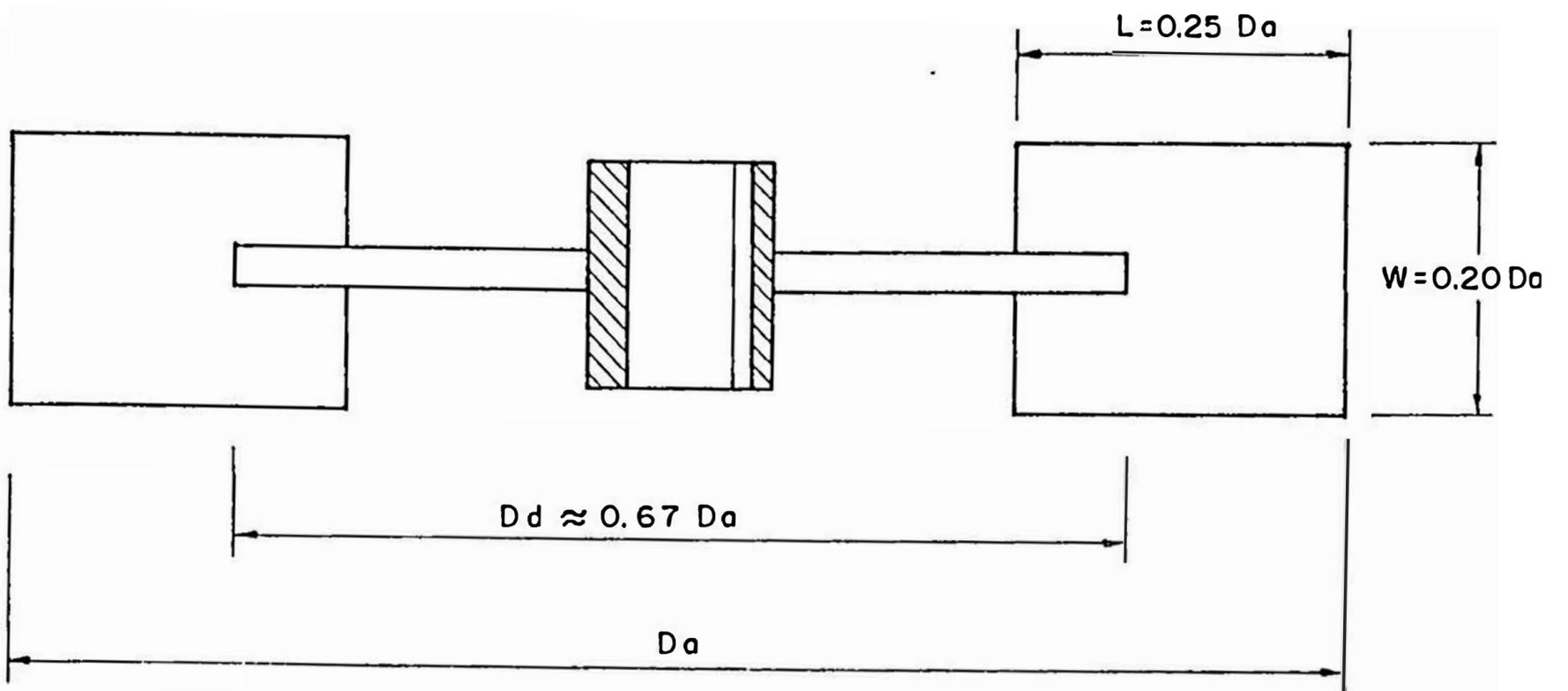


FIGURA 4.31 a

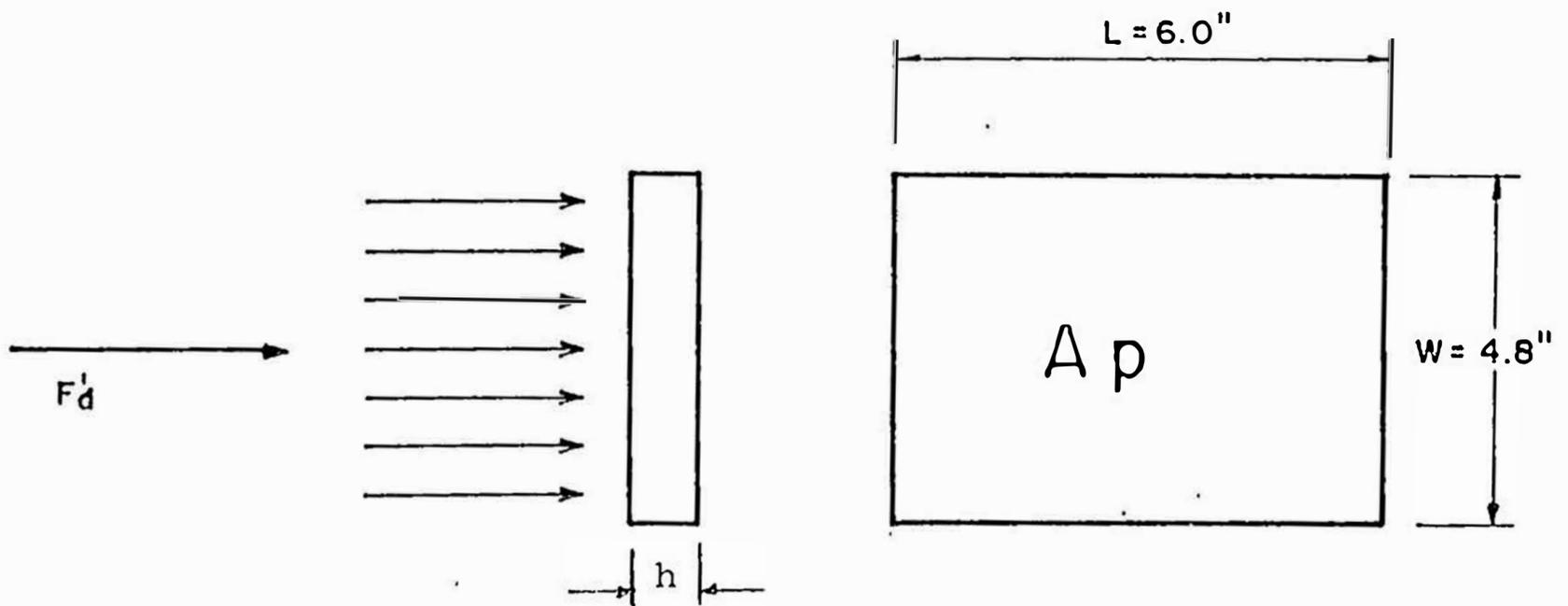


FIGURA 4.31 b

Siendo:

C_d : Coeficiente de rozamiento para solidos sumergidos, definido como la relación entre el esfuerzo cortante $\tau_w = F'd/\Delta p$ y el producto de la densidad del fluido por la carga de la velocidad.

$$g_c = 32.2 \frac{\text{lb x pie/seg}^2}{1 \text{ lbf.}}$$

(factor de conversión)

El análisis dimensional indica que el coeficiente de rozamiento de un sólido liso en un fluido no compresible depende del Número de Reynolds y de los factores de forma que son necesarios. Para una determinada forma:

$$C_d = \psi (N_{Re,p})$$

donde el Número de Reynolds, se define como:

$$N_{Re,p} = \frac{G_a D_p}{\mu} \quad (4.63)$$

Siendo D_p , la longitud característica y $G_a = V_a \times \delta m$.

Como longitud característica de la paleta, tomaremos el diámetro hidráulico D_h , entonces, desde que:

$$D_p = D_h = \frac{4 \Delta p}{p} \quad (4.64)$$

donde:

$$p = \text{Perimetro de la paleta} = 2(6.00 + 4.80) = 21.60 \text{ pulg}$$

Δp = Area proyectada de la paleta

$$\Delta p = 6.00 \times 4.80 = 28.80 \text{ pulg}^2$$

$$\Delta p = 0.20 \text{ pies}^2$$

Tenemos:

$$D_p = \frac{4 \times 28.80}{21.6} = 5.18 \text{ pulg.}$$

$$D_p = 0.43 \text{ pies.}$$

$$\text{Tambi\u00e9n: } V_a = \pi \text{ DaN}$$

$$V_a = \pi \times 2 \times 1.136$$

$$V_a = 7.14 \text{ pie/seg}$$

Adem\u00e1s; ρ_m :

$$\rho_m = 110.12 \text{ lb/pie}^3$$

Luego:

$$N_{Re,p} = \frac{7.14 \text{ lb/seg} \times 110.12 \times \text{lb/pie}^3 \times 0.43 \text{ pie}}{2.15 \times 10^{-3} \text{ lb/pie-seg}}$$

$$N_{re,p} = 157,251.36$$

Ahora, con el valor de $N_{Re,p}$ y asumiendo una similitud de nuestro caso, con la situaci\u00f3n que se presenta cuando se trabaja con un disco perpendicular al flujo, se tiene de la fig. (4.32), el valor de $C_d = 1.3$.

Desde que:

$$P = F_d \times V_a \quad (4.65)$$

$$\text{y como: } P = 1.476 \text{ HP} = 811.82 \text{ lb pie/seg.}$$

Entonces, la fuerza F_d aplicada al impulsor ser\u00e1:

$$F_d = \frac{811.82 \text{ lb pie/seg}}{7.14 \text{ pie/seg}} = 113.70 \text{ lb}$$

y la fuerza $F'd$ aplicada en cada paleta ser\u00e1:

$$F'd = \frac{F_d}{6} = \frac{113.70}{6} = 18.95 \text{ lb}$$

Despejando, el factor Λ_p , de la relación (4.24) que define F_d , tenemos:

$$\Lambda_p = \frac{F'_d \times 2 \text{ gc}}{C_d \times V_a^2 \times \rho_m} \quad (4.66)$$

Luego, reemplazando valores:

$$\Lambda_p = \frac{18.95 \times 2 \times 32.2}{1.3 \times (7.14)^2 \times 110.2} = 0.167 \text{ pie}^2$$

$$\Lambda_p = 24.06 \text{ pulg}^2$$

Por lo tanto, de acuerdo a este resultado, apreciamos que el área de pala requerida es menor que el área de la pala que se está utilizando lo cual nos dá la seguridad de la operación de nuestro impulsor.

Las medidas principales definitivas, de nuestro impulsor, serán las siguientes: (ver gráfico 4.33).

2) Ajuste de la Velocidad de Giro del Impulsor:

Por otro lado, de la relación (4.61) que define la potencia en función de la fuerza F_d y la velocidad tangencial del impulsor V_a y como:

$$F_d = \frac{C_d \cdot \Lambda_{pt} \cdot V_a^2 \cdot \rho_m}{2 \text{ gc}} \quad (4.66)$$

$$V_a = \pi D_a N \quad (4.67)$$

Reemplazando, factores en la ecuación 4.61, tenemos:

$$P = \frac{C_d \times \delta_m}{2gc} \Delta p_t \cdot V_a^2 \cdot V_a$$

$$P = \frac{C_d \times \delta_m}{2gc} (\Delta p_t \cdot V_a^3)$$

$$P = \frac{C_d \times \delta_m}{2gc} \Delta p_t (\pi D_a N)^3$$

$$P = \frac{C_d \times \delta_m \times (\pi D_a)^3}{2gc} (\Delta p_t \cdot N^3) \quad (4.68)$$

Que es la relación que nos define la potencia en función de dos variables que nos interesan como son el área proyectada Δp_t y la velocidad de giro N.

C_d , lo consideramos constante e igual a 1.3 pues en el gráfico (4.33) se aprecia que este valor se mantiene en un rango considerable de valores del Número de Reynolds.

Luego para una potencia requerida de 1.476 HP = 811.82 lb pie/seg. y con área proyectada total de 1,2 pies², la velocidad requerida será despejada de la siguiente relación:

$$P = 811.82 = \frac{1.3 \times 110.12 \times (\pi 2)^3}{2 \times 32.2} \times 1.2 \times N^3$$

Donde:

$$N^3 = 1.227 \quad \underline{N = 1.07 \text{ rps}} \quad \text{ó} \quad \underline{N = 64.23 \text{ rpm}}$$

Que es la velocidad a la cual debe girar el impulsor por efecto de tener una área proyectada mayor que la requerida, a fin de no modificar el valor de la poten-

cia requerida en el agitador.

Luego, la fuerza que ejerce el fluido sobre el impulsor de 6 paletas con $A_p = 0.2 \text{ pies}^3$ cada una será:

$$F_d = \frac{1.3 \times (0.2 \times 6) \times (\pi \times 2 \times 1.07)^2}{2 \times 32.2} \times 110.12$$

$$F_d = \underline{120.55 \text{ lb.}} \quad \text{y: } F'd = 20.09 \text{ lb.}$$

y la velocidad tangencial del impulsor será:

$$\underline{V_a = \pi \times 2 \times 1.07 = 6.72 \text{ pie/seg}}$$

3) Cálculo del espesor de la Pala:

Características del material a usar:

Tipo : Acero inoxidable 316 L.

Peso específico (γ) = $7.8 \text{ Gr/cm}^3 = 605.53 \text{ lb/pie}^3$

Módulo de elasticidad 20°C (E) = $20.300 \frac{\text{Kg}}{\text{mm}^2} = 28,812 \text{ lb/pulg.}^2$

Esfuerzo de fluencia (S_y) = $17 \frac{\text{Kg}}{\text{mm}^2} = 24,128 \text{ lb/pulg.}^2$

Asumiendo que la pala de impulsor, trabaja como si estuviera empotrada en un extremo, tal como se presenta en el gráfico (4.34) siguiente, y que la fuerza $F'd$, se concentra en el borde exterior, tenemos: según Rubio San Juan (8).

$$F'd = \frac{W h^2}{6} \times \frac{Ssd}{1} \quad (4.69)$$

Donde:

W = ancho de pala

h = espesor de pala

Ssd = esfuerzo permisible

l = longitud de pala en voladizo

Analizando el efecto de flexión:

$$Ssd = 0.6 \times Sy = 0.6 \times 24,128 \text{ lb/pulg.} = 14,476.80 \text{ lb/pulg.}^2$$

Luego, reemplazando valores en la ecuación (4.69)

$$20.09 \leq \frac{4.8 \times h^2 \times 14,476.80}{6 \times 3.5}$$

Despejando h :

$$h \geq 0.078 \text{ pulg.}$$

Analizando por corte:

$$Ssd = 0.4 Sy = 0.4 \times 24,128 = 9,651.2 \text{ lb/pulg.}^2$$

Luego:

$$20.09 \leq \frac{4.8 \times h^2 \times 9,651.2}{6 \times 3.5}$$

$$h \geq 0.01 \text{ pulg.}$$

Según estos resultados utilizaremos una plancha de 3/16" de espesor, la cual soportará largamente estas cargas.

B.- Cálculo del Diámetro del Eje

Tal como se ha determinado anteriormente, la longitud del eje para efecto del cálculo, es igual a 1,390 mm. (ver gráfico 4.30). De acuerdo a la fórmula de la ASME, para el cálculo de ejes, tenemos:

$$Ssd = \frac{16}{\pi d_o^3 (1-K^4)} \sqrt{\left[Km.M + \frac{\alpha F.d_o (1-K^2)}{8} \right]^2 + (Kt.T)^2}$$

(4.70)

Donde:

Ssd = Esfuerzo permisible a corte

α = Factor de carga axial

K = Relación: diámetro interior/diámetro exterior

Km = Factor de carga de momento flector

Kt = Factor de carga de torsión

M = Momento flector

T = Momento torsor

F = Carga axial

- Esfuerzo Permisible a corte: Ssd

Su magnitud está dada por el menor valor de:

$$Ssd = 0.3 S_y \text{ ó } Ssd = 0.18 S_u$$

Siendo:

S_y - Esfuerzo de fluencia - 17 Kg/m² (Acero 316L).

S_u - Esfuerzo de rotura

Si en el eje existe canal chavetero, el valor del esfuerzo permisible se multiplica por 0.75 .

Luego:

$$Ssd = 0.3 \times 17 \times 0.75 = 3.825 \text{ Kg/mm}^2$$

$$Ssd = 5,426.78 \text{ lb/pulg}^2$$

- Factor de carga axial: α

Para carga de tracción: $\alpha = 1$

- Relación : Diámetro interior/Diámetro exterior: K

Como el diámetro interior es igual a cero, $K = 0$

- Factor de carga de momento flector: K_m

Considerando la carga constante y el eje giratorio

$$K_m = 1.5$$

- Factor de carga de torsión : K_t

Considerando la carga constante y el eje giratorio

$$K_t = 1.0$$

- Momento flector: M

El momento flector, se origina por acción de la fuerza F_d , que ejerce el fluido sobre las paletas del impulsor.

$$M = F_d \times L = 120.54 \text{ lb} \times 54.72 \text{ pulg.}$$

$$M = 6595.95 \text{ lb} \times \text{pulg.}$$

- Momento torsor: T

Tenemos:

$$T = \frac{63,000 \times \text{HP}}{\text{rpm}}$$

$$T = \frac{63,000 \times 1.476}{64.23} = 1,447.74 \text{ lb} \times \text{pulg}$$

→ Carga axial: F

La carga axial está dada por el peso del impulsor, más el peso del eje, asumiendo inicialmente el peso del eje igual a 20 Kg. (44 lb), la masa del impulsor (Mimpulsor) sera:

$$M_{\text{impulsor}} = M_{\text{paletas}} + M_{\text{cubo}} + M_{\text{disco}}$$

Masa de paletas : M paletas

Tal como ya se ha señalado, nuestro impulsor es del tipo turbina de disco, de 6 paletas de las siguientes características:

$$\text{Espesor (e)} = 3/16''$$

$$\text{Ancho (W)} = 4.8''$$

$$\text{Longitud (L)} = 6''$$

$$\text{Densidad } (\rho) = 7.8 \text{ gr/cm}^3 = 486 \text{ lb/pie}^3$$

Luego:

$$M_{\text{paletas}} = 6 \times \frac{3/16'' \times 6 \times 4.8 \times 486}{12^3} = \underline{9.22 \text{ lb}}$$

Masa del Disco : M disco

Como, D disco = 17'' y asumiendo un espesor de disco igual a 3/16'', tenemos:

$$M_{\text{disco}} = \frac{\pi \times (17)^2 \times 3/16 \times 486}{4 \times 12^3} = \underline{11.97 \text{ lb}}$$

$$4 \times 12^3$$

Masa del cubo: M cubo

Se asume inicialmente: M cubo = 13.2 lb

Por lo tanto, la masa del impulsor será:

$$\underline{M_{impulsor}} = 9.11 + 11.97 + 13.20 = \underline{34.28}$$

Luego, la carga axial F, será:

$$\underline{F} = 34.28 + 44 = \underline{78.28 \text{ lb}}$$

Reemplazando estos valores en la fórmula de la ASME para calcular el diámetro de ejes se debe cumplir:

$$Ssd = 5,426.78 \text{ lb/pulg}^2 =$$

$$\frac{16}{\pi d_o^3} \sqrt{(1.5 \times 6595.95 + \frac{1 \times 78.28 \times d_o^2}{8})^2 + (1.0 \times 1447.74)^2}$$

Iterando para distintos valores de do:

Para:

$$d_o = 1'' : 5426.78 \text{ lb/pulg}^2 < 50,975.25 \text{ lb/pulg}^2$$

¡No se cumple

$$d_o = 2'' : 5426.78 \text{ lb/pulg}^2 < 6,390.40 \text{ lb/pulg}^2$$

¡No se cumple

$$d_o = 2 \frac{1}{4}'' : 5426.78 \text{ lb/pulg}^2 > 4,492.78 \text{ lb/pulg}^2$$

¡Si se cumple

Afinando:

$$d_o = 2 \frac{1}{8}'' : 5426.78 \text{ lb/pulg}^2 > 5,330.36 \text{ lb/pulg}^2$$

¡Si se cumple

$$d_o = 2 \frac{1}{16}'' : 5426.78 \text{ lb/pulg}^2 < 5,828.31 \text{ lb/pulg}^2$$

¡No se cumple

Por lo tanto, el diámetro recomendable del eje, será de

$2 \frac{1}{8}''$ y el peso de este eje será:

$$\text{Peso del eje} = \frac{\pi \times (2.125)^2 \times 54.72}{4 \times 12^3} \times 486$$

$$= 54.58 \text{ lb} > 44 \text{ lb.}$$

Se aprecia que el peso del eje es mayor que el asumido, pero la diferencia no es significativa con respecto al resultado de los cálculos.

1.- Verificación del eje con respecto a la velocidad crítica:

La velocidad crítica, es aquella donde aparecen los fenómenos de resonancia, acompañados de vibraciones destructivas; por lo cual la velocidad de operación N del eje de un agitador debe ser tal que se debe cumplir:

$$\begin{aligned} N &< 0.7 N_{c_1} \\ \text{ó} \\ N &> 1.7 N_{c_1} \end{aligned} \quad (4.71)$$

siendo: N_{c_1} la velocidad crítica del eje del agitador.

En nuestro trabajo, consideramos el caso de un árbol con dos masas giratorias en los extremos, tal como se aprecia en la figura 4.36a, donde la velocidad crítica del eje está definida por la siguiente relación:

$$N_{c_1} = \frac{60}{2} \sqrt{\frac{I_p \cdot G (I_{mr} + I_{imp})}{I_{mr} \cdot I_{imp} \cdot l}} \quad (\text{rpm}) \quad (4.72)$$

donde:

I_p = Momento polar de inercia del eje.

$$I_p = \frac{\pi r^4}{2} \quad (4.73)$$

G = Modulo de elasticidad (del árbol) transversal, para el acero = 12×10^6 lb/pulg².

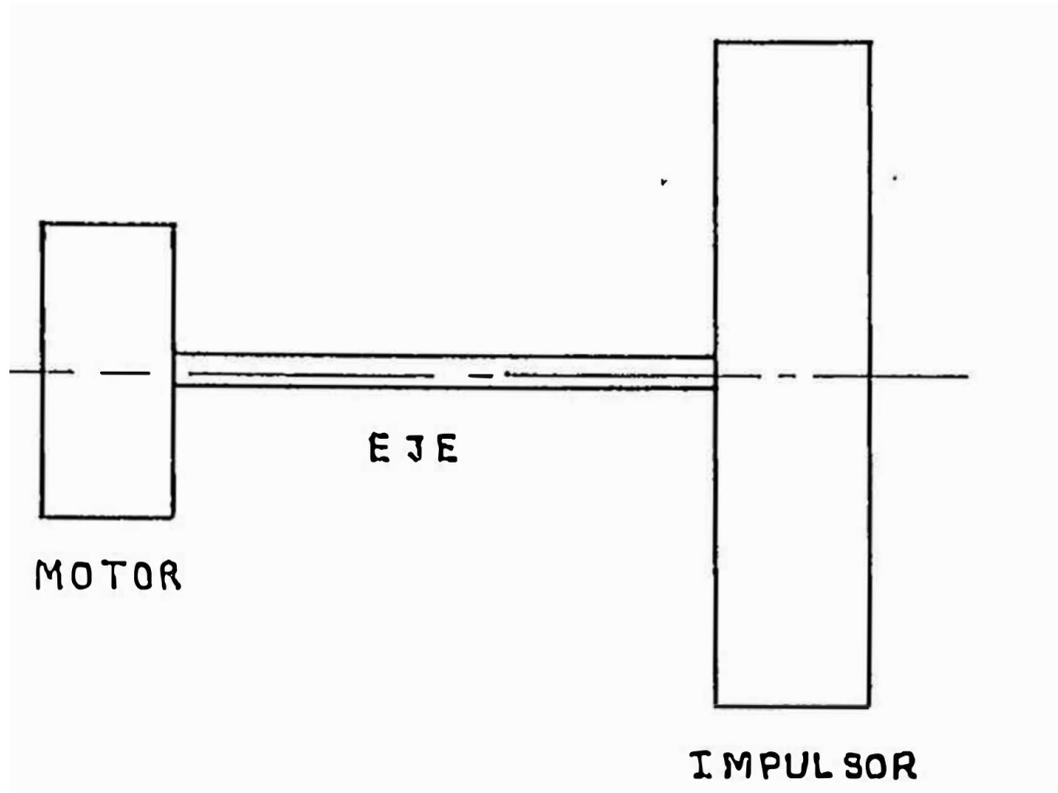


GRAFICO 4.36a

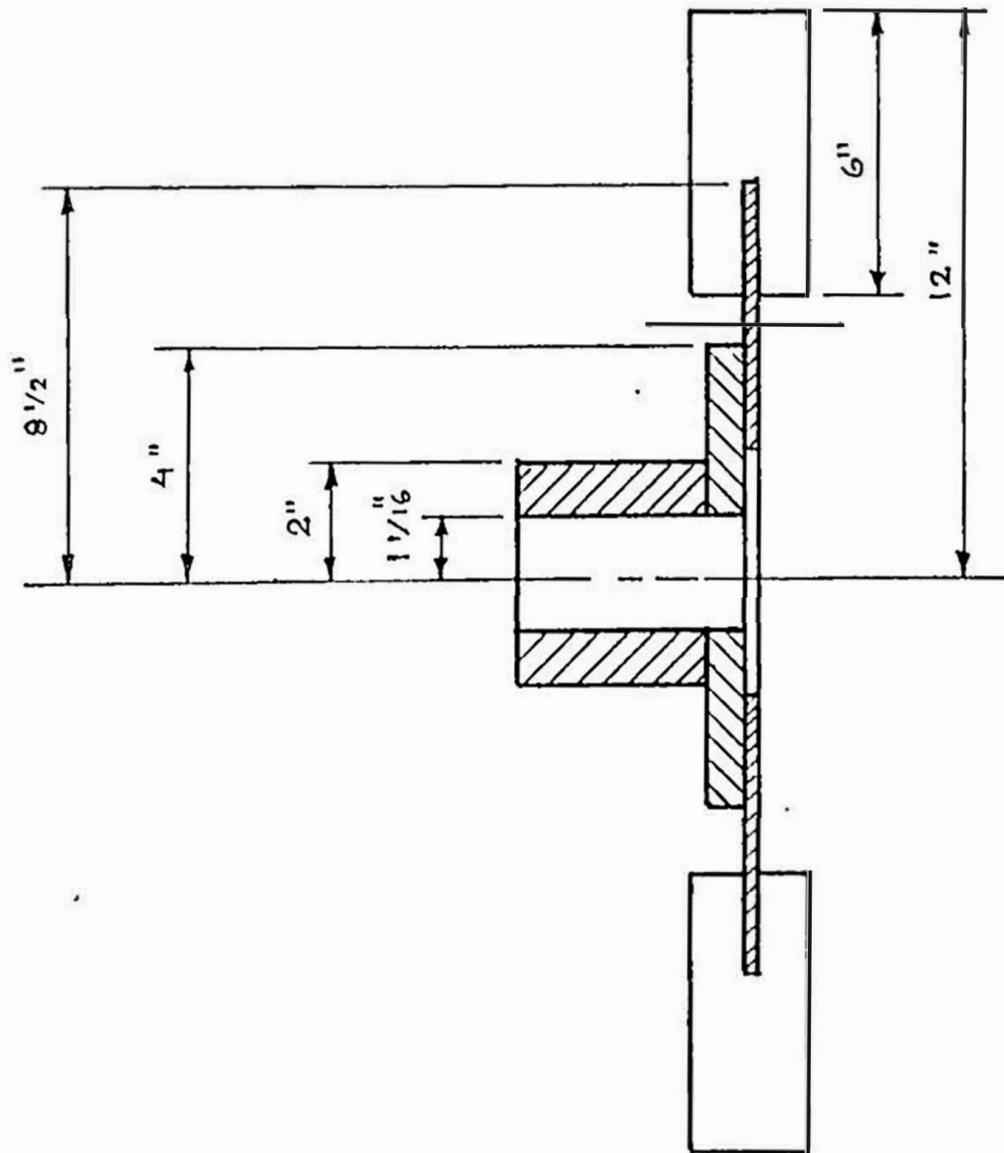


GRAFICO 4.36 b

I_{mr} = Momento de inercia del motoreductor
(lb x pulg x seg²)

I_{imp} = Momento de inercia del impulsor (lb x pulg x seg²)

l = longitud del eje = 54.72". (1390 mm)

a.- Momento de inercia del impulsor:

Por definición:

$$I = m \bar{r}^2 \quad (4.74)$$

donde:

$$m = \delta \cdot V$$

siendo:

$$\delta = \text{densidad del material} = \frac{\gamma}{g}$$

$$\begin{aligned} V &= \text{volumen de un cilindro hueco} \\ &= \pi \cdot h (r_e^2 - r_1^2) \end{aligned} \quad (4.75)$$

$$\begin{aligned} \bar{r} &= \text{radio de giro de un cilindro hueco} \\ &= \frac{r_e^2 + r_1^2}{2} \end{aligned} \quad (4.76)$$

h = altura

$$\begin{aligned} \gamma &= \text{peso específico del material} \\ &= 0.2812 \text{ lb/pulg}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} g &= \text{aceleración de la gravedad} \\ &= 32.2 \text{ pie/seg}^2 = 386.4 \text{ pulg/seg}^2 \end{aligned}$$

Luego de acuerdo a la figura 4.36b calculamos los momentos de inercia del impulsor; para facilidad de cálculos, el impulsor lo dividimos en 4 partes.

Luego:

Momento de inercia del Impulsor = $I_{imp} =$

$$I_1 + I_2 + I_3 + I_4$$

donde:

- Momento de inercia del cubo, I_1 :

El cuerpo del cubo, se asemeja a un cilindro hueco.

Luego:

$$I_1 = \frac{\gamma}{g} h (r_e^2 - r_1^2) \frac{r_e^2 + r_1^2}{2} \quad (4.77)$$

$$I_1 = \frac{0.281}{386.4} \cdot \pi \cdot 2.5 (2^2 - 1.0625^2) \frac{2^2 + 1.0625^2}{2}$$

$$I_1 = 0.042 \text{ lb x pulg x seg}^2$$

- Momento de inercia de la brida del cubo, I_2 :

$$I_2 = \frac{0.2812}{386.4} \cdot \pi \cdot 0.5 (4^2 - 1.0625^2) \frac{4^2 + 1.0625^2}{2}$$

$$= 0.146 \text{ lb x pulg x seg}^2$$

- Momento de inercia del disco I_3 :

$$I_3 = \frac{0.2812}{386.4} \cdot \pi \cdot \frac{3}{16} (8.5^2 - 1.0625^2) \frac{8.5^2 + 1.0625^2}{2}$$

$$= 1.119 \text{ lb x pulg x seg}^2$$

- Momento de inercia de paletas I_4 :

I'_4 = momento de inercia de cada paleta

$$= I_o + m\bar{r}^2$$

$$= \frac{m(L/2)^2}{12} + m\bar{r}^2$$

$$= m \left[\frac{(L/2)^2}{12} + \bar{r}^2 \right]$$

$$= \frac{0.2812}{386.4} \cdot 6 \cdot 4.8 \cdot \frac{3}{16} \cdot \frac{3^2}{12} + 9^2$$
$$= 0.3213 \text{ lb x pulg x seg}^2$$

Siendo 6 el número de las paletas:

$$I_4 = 0.3213 \times 6 = 1.93 \text{ lb x pulg x seg}^2$$

Entonces, el momento de inercia del impulsor será igual a:

$$I_{\text{imp}} = 0.042 + 0.146 + 1.119 + 1.930$$
$$= 3.237 \text{ lb x pulg x seg}^2$$

b.- Momento de inercia del motoreductor:

De acuerdo al manual del fabricante, para un motor tipo NU 100 L6, el momento de inercia es 390 Kg cm^2 ; como estamos usando el motoreductor U25, que lleva un motor del tipo señalado anteriormente, asumiremos que el momento de inercia del motoreductor es 3 veces el momento de inercia del motor, luego:

$$I_{\text{motor}} = 390 \text{ Kg cm}^2 = 132 \text{ lbf} \cdot \text{pulg}^2$$

dividiendo entre la aceleración de la gravedad:

$$I_{\text{motor}} = \frac{132 \text{ lbf} \cdot \text{pulg}^2}{386.4 \text{ pulg/seg}^2} = 0.3416 \text{ lb x pulg x seg}^2$$

Luego:

$$I_{\text{mr}} = 3 \times 0.3416 = 1.025 \text{ lb x pulg x seg}^2$$

c.- Momento polar de inercia del arbol:

$$I_p = \frac{\pi \cdot (2.125/2)^2}{2}$$

$$I_p = 1.773 \text{ pulg}^4$$

Reemplazando estos valores en la relación 4.72 tenemos que:

$$N_{c_1} = \frac{60}{2} \frac{1.773 \times 12 \times 10^6 (3.237 + 1.025)}{3.237 \times 1.025 \times 54.71}$$

$$N_{c_1} = 6,749.30 \text{ rpm.}$$

Lo cual está muy lejos de nuestra velocidad de operación, por lo tanto nuestro eje no fallará por efecto de resonancia ni vibraciones destructivas.

C.- Dimensiones del Cubo del Impulsor

Por recomendaciones prácticas dadas: (9)

$$D_{\text{cubo}} = 1 \frac{3}{4} \text{ Deje a } 2 \text{ Deje} \quad (4.78)$$

Luego, tomamos: $D_{\text{cubo}} = 4''$ (100mm).

Proporcionalmente, de acuerdo a esta medida, hacemos:

$$D_{\text{circulo de pernos}} = 7'' (175\text{mm}), \quad D_{\text{plato}} = 8'' (200\text{mm})$$

Por otro lado, de acuerdo a la ASME, parachavetas normalizadas de

ejes entre $1 \frac{13}{16}$ a $2 \frac{1}{4}$, tenemos la siguiente recomendación:

$$h = 1/2'' \quad , \quad W' = 1/2''$$

La altura del cubo H, está relacionada con la longitud de chaveta requerida para este caso; donde para aplicaciones prácticas, tenemos la recomendación siguiente:

$$L_{\text{chaveta}} \geq 1.2 \text{ Deje}$$

$$\geq 1.2 \times 2 \frac{1}{8}''$$

$$\geq 2.55 \text{ pulg (64.47mm)}$$

Luego, de acuerdo a este resultado, hacemos altura del cubo $H=3''$.

DIMENSIONES DEL CUBO

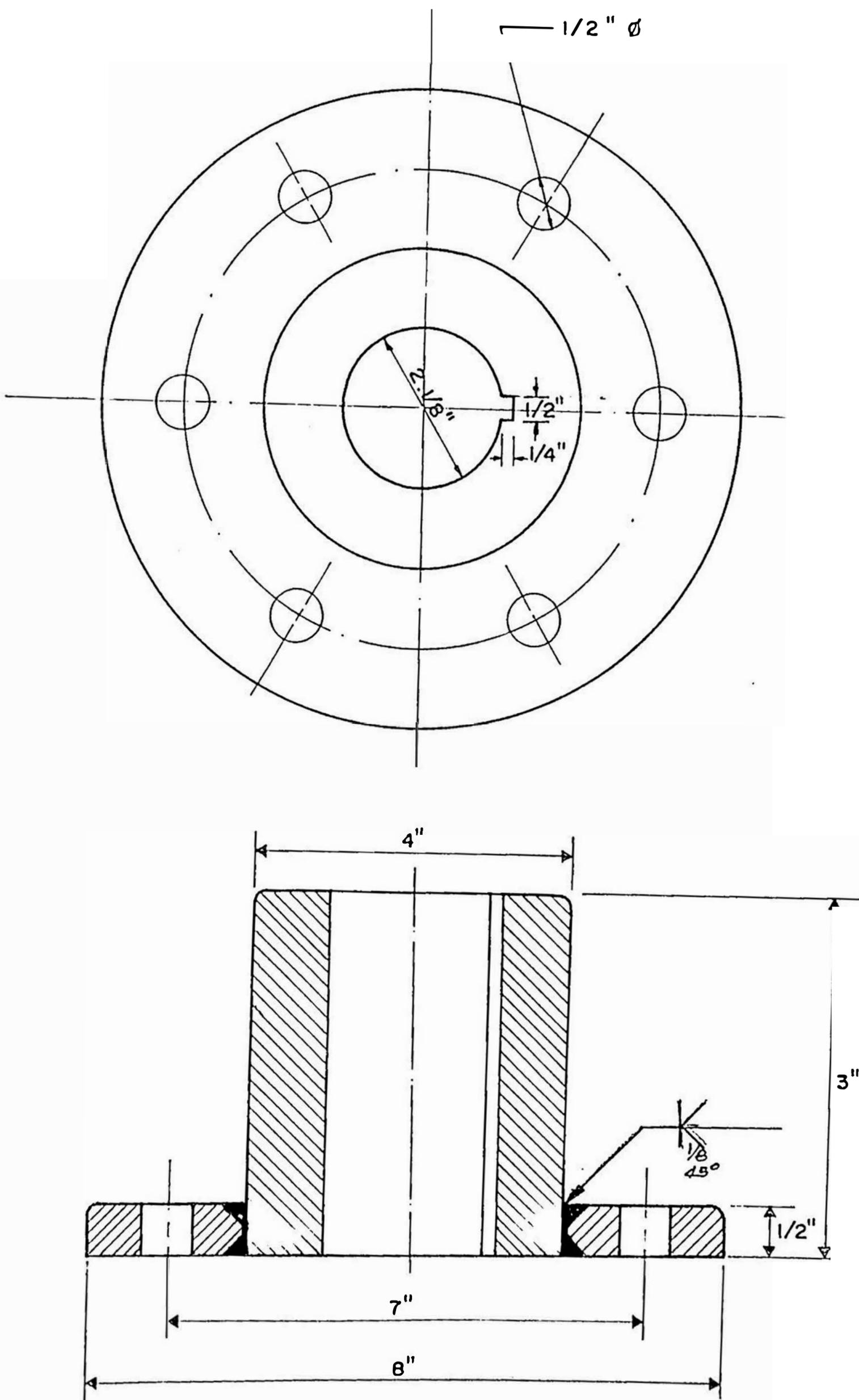


GRAFICO 4.37

1.- Tamaño del Cordon de Soldadura en el Cubo: (W)

Según la tabla 2, pág. 7 del libro de Diseño de Elementos de Máquina, del Ing. Hori (9), tenemos:

Para $1/4" < t < 1/2"$, se recomienda $3/16" < W < 7/16"$

Para lo cual, tomamos: $W = 5/16"$

D.- Cálculo de Pernos de unión del Disco del Cubo con el Disco Soporte de Paletas: (según gráfico 4.38)

Se considera 6 pernos; luego, la carga de corte debido al momento torsor, será:

$$F_s^o = \frac{T \times r_i}{\sum r^2} \quad (4.79)$$

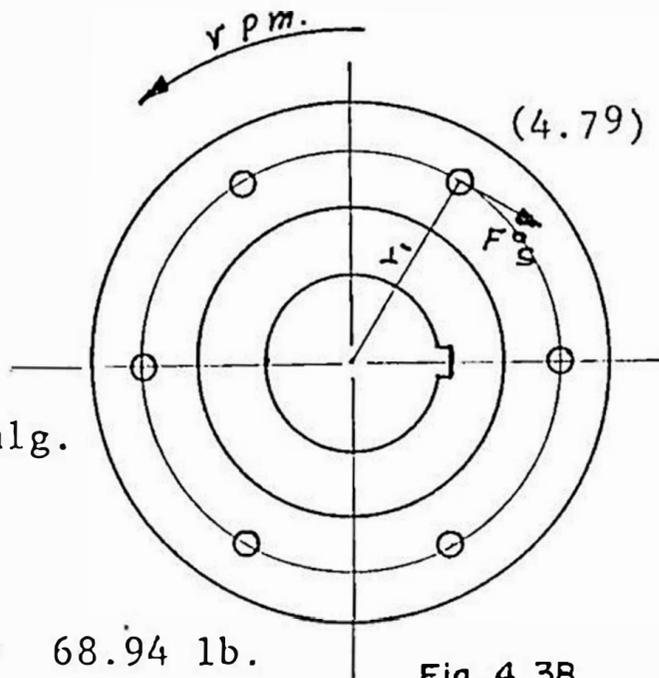
Donde:

$$r_i = 3.5" = r$$

$$T = 1447.74 \text{ lb/pulg.}$$

Luego:

$$F_s^o = \frac{1447 \times 3.5}{6 \times 3.5^2} = 68.94 \text{ lb.}$$



La carga de tensión (F) debido al peso del disco y paletas, será:

$$F = 11.97 + 9.11 = 21.08 \text{ lb.}$$

Siendo F_t la carga de tensión por perno, tenemos:

$$F_t = \frac{F}{6} = 3.51 \text{ lb.}$$

r_i - distancia del centro de gravedad de los pernos al perno i :

r = distancia entre el centro de gravedad y un perno cualquiera.

a) Considerando, que la fuerza de fricción entre las superficies en contacto toma la carga de corte, se requiere que el ajuste inicial F_i , sea:

$$0.8 S_y A_s \geq F_i \geq F_t + \frac{F_s^\circ}{\mu^\circ} \quad (4.80)$$

Donde:

F_i = Ajuste inicial del perno

F_t = Carga de tracción en el perno

F_s° = Carga de corte actuante

μ° = Coeficiente de fricción entre los elementos a unir, se toma $0.20 \leq \mu^\circ \leq 0.35$, tomamos $\mu^\circ = 0.3$

S_y = Esfuerzo de fluencia del material del perno =
24,128 lb/pulg²

A_s = Area del esfuerzo del perno

Entonces:

$$0.8 \times 24,128 \times A_s \geq 3.51 + \frac{68.94}{0.3}$$

$$\text{Luego } A_s \geq 0.0121 \text{ pulg}^2$$

Siendo, D perno:

$$D_{\text{perno}} \geq \sqrt{\frac{4 A_s}{\pi}} = \frac{0.124 \text{ pulg.} \approx 1/8''}{}$$

b) Considerando que el perno tomara la carga de corte por un ajuste inadecuado, de acuerdo al criterio del máximo esfuerzo cortante, la carga equivalente de fricción (F_e) será:

$$F_e = \sqrt{F_t^2 + 4 F_s^{\circ 2}} \quad (4.81)$$

Entonces:

$$F_e = \sqrt{3.51^2 + 4 (68.94)^2}$$

$$F_e = 137.92 \text{ lb.}$$

Haciendo uso de la fórmula de SEATONS & ROUTHWHITE,
para calcular el esfuerzo requerido:

$$A_s = \left(\frac{6 F_e}{S_y} \right)^{2/3} \quad \text{para } D \text{ perno } < 1 \frac{3}{4}'' \quad (4.82)$$

$$A_s = \left(\frac{6 \times 137.92}{24,128} \right)^{2/3} = 0.105 \text{ pulg}^2$$

De acuerdo a las recomendaciones dadas por el Ing. Hori
(9) tenemos:

$$\underline{D \text{ perno} = 1/2'' \text{ UNC}}$$

E.- Cálculo de Pernos de unión de la Pala con el Disco Soporte de Palas: (según gráfico 4.39)

Considerando, el perno 1, más crítico las cargas actúan en esta unión, son las cargas de corte originadas por:

La fuerza F_s' , que ejerce el fluido sobre la pala, igual a la mitad de la fuerza de arrastre $F'd$.

La fuerza centrífuga F_s'' , originada por la masa de la pala.

La fuerza F_s'' , debido al momento torsor T .

Calculando, la magnitud de estas cargas:

$$F_{s'} = \frac{F'd}{2} = \frac{20.09}{2} = 10.045 \text{ lb} \quad (4.83)$$

$$F_{s''} = \frac{F \text{ centrífuga}}{2} = \frac{M_p \cdot r \cdot N^2}{2} \quad (4.84)$$

Donde: M_p = masa de la pala = 1.52 lb.

El centro de la gravedad de la pala, la ubicamos en su punto medio, luego el radio r , será igual a $9'' = 0.75$ pie.

Por otro lado:

$$N = 64.23 \text{ rpm} = 6.73 \text{ rad/seg.}$$

Luego:

$$F_{s''} = \frac{1.52 \times 0.75 \times (6.73)^2}{2 \times 32.2} = 0.80 \text{ lb.}$$

Por último:

$$F_{s'''} = \frac{T \times C_i}{\sum C_J^2} \quad (4.85)$$

Donde:

T = Momento torsor actuante, generado por la acción de la fuerza, F_d , que en este caso asumimos aplicada en el extremo de la pala

C_i = Distancia del centro de gravedad de los pernos al perno 1, e igual a $5/8''$

C_J = Distancia del centro de gravedad a un perno cualquiera e igual a $5/8''$

Entonces:

$$F_{s'''} = \frac{20.09 \times 4.75 \times (5/8)}{(5/8)^2 + (5/8)^2}$$

$$F_{s'''} = 76.34 \text{ lb.}$$

Luego, la resultante de la acción de estas tres fuerzas $F_{s'}$, $F_{s''}$, $F_{s'''}$ será, la fuerza F_s , defina por:

$$F_s = \sqrt{(F_{s'} + F_{s'''})^2 + (F_{s''})^2}$$

Por lo tanto:

$$F_s = \sqrt{(10.045 + 76.34)^2 + (0.8)^2}$$

$$\underline{F_s = 86.39 \text{ lb}}$$

Ahora calcularemos, el diámetro del perno en base a dos consideraciones:

a) Considerando, que la fuerza de fricción entre las superficies de contacto toma la carga de corte, se requiere para este caso, que el ajuste inicial F_i , sea:

$$0.8 \text{ } S_y \cdot A_s \geq F_i \geq F_t + \frac{F_s}{\mu^o} \quad (4.86)$$

Como:

$F_t = 0$ (No existe carga de tracción para el perno)

$$\mu^o = 0.3$$

$$S_y = 24,128 \text{ lb/pulg}^2$$

Tenemos:

$$0.8 \times 24,128 \times A_s \geq \frac{86.39}{0.3}$$

Luego:

$$A_s \geq 0.0149 \text{ pulg}^2$$

Según las recomendaciones del Ing. Hori, (9) se usará un perno de 1/4" UNC

- b) Considerando que el perno tomara la carga de corte por un ajuste inadecuado, de acuerdo al criterio del máximo esfuerzo cortante, la carga equivalente de fracción, será:

$$F_e = \sqrt{F_t^2 + 4 F_s^2} \quad (4.87)$$

Luego:

$$F_e = \sqrt{0 + 4 \times (86.39)^2} = 172.78 \text{ lb.}$$

Haciendo uso de la formula de SEATONS & SOUTHEWITE:

$$A_s = \left(\frac{6 F_e}{S_y} \right)^{2/3} \text{ para perno: } D \text{ Perno} \leq 1 \frac{3}{4}'' \quad (4.88)$$

$$A_s = \left(\frac{6 \times 172.78}{24,128} \right)^{2/3} = 0.1226 \text{ pulg}^2$$

De acuerdo a las recomendaciones del Ing. Hori (9) se usará un perno de 5/16" UNF.

4.2.5 Selección del Motor-Reductor del Sistema de Agitadores

De acuerdo a resultados anteriores, tenemos para el sistema de agitación:

$$\text{HP requerido} = 1.476 \text{ HP}$$

$$N \text{ impulsor} = 64.23 \text{ rpm.}$$

Luego:

$$P = \frac{216.46}{2} \times 1.2 = 129.88 \text{ lb}$$

B.- Diagramas de Cargas, Esfuerzos Cortantes y Momentos Flectores

El gráfico 4.40 siguiente, nos presenta el diágrama de cargas, diágrama de esfuerzos cortantes y el diágrama de momentos flectores para nuestro caso.

C.- Cálculo y Selección del Perfil de la Viga:

A partir de los datos del momento flector, de la distancia entre los apoyos de la viga y asumiendo inicialmente el valor del esfuerzo permisible.

$F_b = 12 \text{ Ksi}$, tenemos:

$$S = \text{Modulo resistente} = \frac{M \text{ máx}}{F_b} \quad (4.89)$$

$$S = \frac{162.57 \times 12}{12,000} = 0.162 \text{ pulg}^3$$

Escogemos del Manual del STEEL CONSTRUCTION, (11) un perfil ST 1.5 x 3.75, cuyas características son:

- $d = 1.75 \text{ pulg}$
- $b_f = 2.509 \text{ pulg}$
- $t_f = 0.260 \text{ pulg}$
- $S = 0.191 \text{ pulg}^3$
- $t_w = 0.349 \text{ pulg}^3$

Material= A - 36

$F_y = 36 \text{ KSI}$

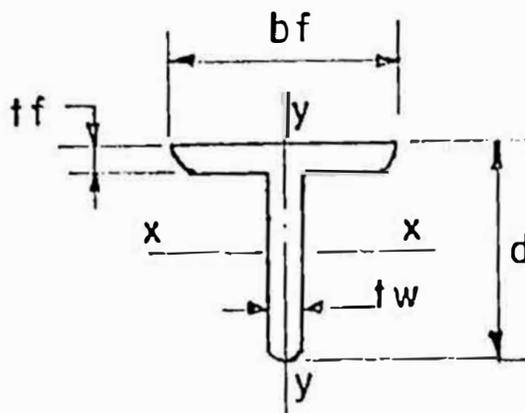


Fig. 4.41

Verificación, si el perfil es de sección compacta:

Para que ésto sea así, se debe cumplir con la siguiente condición:

$$\frac{b_f}{t_f} \leq \frac{6000}{F_y} \quad (4.90)$$

$$\frac{2.509}{0.260} = 9.65 \leq \frac{6000}{36,000} = 31.62 \quad ; \text{Si cumple}$$

Por lo tanto, si cumple con el requerimiento de una sección compacta, ahora, verificando la condición de longitud no arriestrada, debe cumplir con las dos condiciones siguientes, para considerar $F_b = 0.66 F_y$.

$$l \leq \frac{2,400 b_f}{F_y} \quad (4.91) \text{ primera condición}$$

Y:

$$l \leq \frac{20'000,000}{F_y} \quad (4.92) \text{ Segunda condición}$$

- Chequeando la primera condición

$$l = 5.25' \geq \frac{2400 \times 2.509}{12 \times 36,000} = 2.644 = l_c \quad ; \text{No se cumple}$$

Vemos que no se cumple; por lo tanto no podemos aplicar $F_b = 0.66 F_y$

- Chequeando la segunda condición

$$l = 5.25' \leq \frac{20'000,000 \times 2.509'' \times 0.260''}{1.5 \times 36,000 \times 12} = 20.13' = l_u$$

; Si se cumple

Luego, se cumple la segunda condición. Ahora como la distancia (l) entre los apoyos de la viga tiene la característica siguiente:

$$l_c = 2.644 \leq l \leq 20.13' = l_u$$

Siendo:

l_c = Máxima longitud no arriostrada, para el cual se puede usar un esfuerzo permisible de compresión

$$F_b = 0.66 F_y$$

l_u = Máxima longitud no arriostrada, para el cual se puede usar un esfuerzo permisible de compresión

$$F_b = 0.6 F_y$$

Entonces, tomamos parte F_b , la siguiente relación:

$$F_b = 0.6 F_y$$

$$F_b = 21.5$$

El esfuerzo actuante f_b será:

$$f_b = \frac{M_{\max}}{S} = \frac{162.57 \times 12}{0.191} \quad (4.93)$$

$$f_b = 10,213 \text{ psi} \quad 21,600 \text{ psi} = F_b$$

Tal como se aprecia, el esfuerzo actuante es menor que el esfuerzo permisible por compresión:

- Verificando por corte

Se debe cumplir, que el esfuerzo actuante debe ser menor o igual que el esfuerzo permisible por corte, es decir:

$$f_v \leq F_v \quad ; \text{Condición necesaria}$$

Donde:

$$f_v = \text{esfuerzo actuante de corte} = \frac{V \text{ máx}}{t_w \cdot d} \quad (4.94)$$

$$F_v = \text{esfuerzo permisible de corte} = 0.4 F_y \quad (4.95)$$

Luego:

$$f_v = \frac{78.92}{0.349 \times 15} = 150.75 \text{ psi}$$

Por otro lado:

$$F_v = 0.4 \quad F_y = 0.4 \times 36,000$$

$$F_v = 14,400 \text{ psi}$$

Luego:

$$f_v = 150.75 \quad 14,400 = F_v \quad \text{¡Muy bien}$$

Todo lo cual indica que nuestro perfil estructural St 1.5 x 37.5 soportará ampliamente las exigencias planteadas.

Luego, se fabricará nuestro bastidor a partir del perfil seleccionado.

4.3 Diseño, cálculo y selección del sistema de dosificación de calcina

4.3.1 Cálculo y diseño de los ductos y compuertas de alimentación de calcina

A.- Dimensiones y disposición del ducto.

La disposición del sistema de ductos de alimentación de calcina, depende básicamente de la disponibilidad de espacio, ubicación de los puntos de conexión de los ductos con las tolvas de almacenamiento de calcina y ubicación del punto de

descarga de la calcina al tanque de mezcla, tal como se presenta en los planos respectivos.

El ángulo de reposo del material es igual a 36° , que es menor que el ángulo de inclinación de los ductos, igual a 45° .

Dimensiones del ducto:

El ducto, se fabricará de sección cuadrada, de 0.25×0.25 m por lado, debido a que se tiene disponibilidad de un dosificador alveolar, cuya abertura de alimentación es similar.

Para verificar la capacidad del ducto a fin de garantizar el flujo de calcina requerido hacemos el siguiente análisis:

De acuerdo a la figura 4.42, sabemos que el movimiento de la masa, se inicia cuando la fuerza debida al peso de ésta, es igual a la Fuerza de Rozamiento que se genera por el contacto con el plano inclinado, es decir cuando:

$$P \operatorname{sen} \alpha = \mu N \quad (4.96)$$

siendo:

P - Peso del cuerpo reposo

α = Angulo de

μ - Coeficiente de fricción entre el material y la plancha de acero

N - Fuerza normal al plano inclinado

como: $N = P \cos \alpha$,

Entonces en la ecuación 4.96 :

$$P \operatorname{sen} \alpha = \mu P \cos \alpha$$

Despejando :

$$\mu = \frac{\operatorname{sen} \alpha}{\cos \alpha} = \operatorname{Tg} \alpha$$

Como $\alpha = 36^\circ$

$$\mu = 0.72$$

Para un ángulo de inclinación del ducto (α°), mayor que el ángulo de reposo (α), el valor de la fuerza que mueve el cuerpo de la figura 4.42 será:

$$F = P \operatorname{sen} \alpha^\circ - \mu P \cos \alpha^\circ \quad (4.97)$$

$$F = P (\operatorname{sen} \alpha^\circ - \mu \cos \alpha^\circ)$$

$$F = mg (\operatorname{sen} \alpha^\circ - \mu \cos \alpha^\circ)$$

haciendo: $\operatorname{sen} \alpha^\circ - \mu \cos \alpha^\circ = k$

$$F = m g k \quad (4.98)$$

Donde la aceleración del cuerpo que se desplaza será $a = gk$

Desde que:

$$V_1 = V_0 + a t \quad (4.99)$$

para un cuerpo que se desplaza con aceleración constante.

$$X = V_0 x t + \frac{1}{2} a t^2 \quad (4.100)$$

$$a = \frac{V_1 - V_0}{t} \quad (4.101)$$

$$\bar{V} = \frac{V_1 + V_0}{2} \quad (4.102)$$

Donde:

V_0 = Velocidad en el punto 0 (se asume igual a cero)

V_1 = Velocidad en el punto 1

t = Tiempo

Tenemos de la ecuación 4.99 :

$$V_1 = (gk) t \quad (4.102a)$$

donde t podemos hallarlo de la ecuación (4.100) como sigue:

$$t = \sqrt{\frac{2 X}{g k}}$$

En la ecuación 4.102a

$$V_1 = g k \sqrt{\frac{2 X}{g k}}$$

$$\underline{V_1 = \sqrt{2 X g k}} \quad (4.103)$$

Además , como el flujo del material está determinado por la siguiente fórmula:

$$Q = \bar{V} \Lambda$$

De la ecuación (4.102a) y (4.103), tenemos:

$$Q = \frac{\sqrt{2 X g k}}{2} \cdot \Lambda \quad (4.104)$$

donde:

Q = flujo del material

Λ = Area de sección del ducto

Para:

$$A = 0.25 \times 0.25 = 0.0625 \text{ m}^2$$

$$X = 1 \text{ m}$$

$$g = 9.8 \text{ m/seg}^2$$

$$\alpha^\circ = 45^\circ$$

El valor de k, será:

$$k = \text{sen } 45^\circ - 0.72 \text{ cos } 45^\circ$$

$$k = 0.198$$

Luego, en la ecuación 4.104, teniendo en cuenta que

1 h = 3600 seg, tenemos:

$$Q = \frac{\sqrt{2 \times 1 \times 9.8 \times 0.198}}{2} \times 0.0625 \times 3600$$

$$Q = 173 \text{ m}^3/\text{h}$$

La cual supera largamente el flujo requerido para nuestro proyecto, $3.23 \text{ m}^3/\text{h}$; pero considerando que la humedad del ambiente puede afectar el libre desplazamiento del material provocando atoros en el ducto, tomamos la decisión de fabricar el ducto 0.25 m por lado con lo cual garantizamos la alimentación de calcina hacia el dosificador, el cual regulará el flujo de calcina al tanque de mezcla de acuerdo a los requerimientos.

Es necesario indicar que de acuerdo a la disposición final tal como se presenta en los gráficos el ángulo de inclinación es igual a 45° .

En cuanto al espesor del ducto, se utilizará una plancha de 3/16" de espesor, considerando principalmente el efecto de desgaste por abrasión que origina el paso de la calcina por el ducto.

B.- Compuertas de alimentación de calcina

1.- Cálculo del espesor de la plancha de la compuerta:

Considerando que las compuertas trabajan totalmente cerradas, o totalmente abiertas; la situación más crítica se da cuando la compuerta está totalmente cerrada, en contrandonos, de acuerdo a la teoría de Placas Planas en el caso típico de: un borde libre y los otros tres apoyados, con carga uniforme en toda la superficie.

Tomando en cuenta que el máximo espesor requerido de la plancha, es aquel que se calcula para soportar un esfuerzo actuante igual al esfuerzo de Diseño del material de la plancha, tenemos, de acuerdo a la Teoría de Placas Planas:

$$Ssd \geq \nabla_{\max} - \frac{\beta W b^2}{t^2} \quad (4.105)$$

donde:

Ssd = Esfuerzo de diseño

∇_{\max} = Esfuerzo actuante

β = 0.77 (de tabla, teoría de placas planas)

W = Carga superficial

t = Espesor de plancha

$$b = \text{Borde corto} = 250 \text{ m} = 9.84 \text{ pulg}$$

Para la plancha de la compuerta, usaremos un SAE 10 20 cuyo esfuerzo de fluencia es igual a 48,000 psi; asumiendo un factor de seguridad de 2.5, tenemos:

$$S_{sd} = \frac{48,000}{2.5} = 19,200 \text{ psi}$$

Por otro lado, tomando en cuenta una altura del nivel superior de la calcina o la plancha de la compuerta, de 4 m y considerando que el material se comporta como un fluido homogéneo, la presión del material sobre la compuerta será:

$$W = \gamma H \quad (4.106)$$

Siendo $\gamma_{\text{calcina}} = 308.37 \text{ lbs/pie}^3$, tenemos:

$$W = \frac{308.37 \times 4 \times 3.048}{144} = 26.10 \text{ lb/pulg}^2$$

Luego, reemplazando valores en la ecuación 4.105 y despejando el valor de t:

$$t \geq \sqrt{\frac{0.77 \times 26.10 \times 9.84^2}{19,200}}$$

$$t \geq 0.318 \text{ pulg} = 8.086 \text{ mm}$$

Entonces, considerando los efectos de corrosión y abrasión, utilizaremos una plancha de 10 mm de espesor.

2.- Cálculo del vastago roscado de la compuerta

La fuerza tensora, que actúa sobre el vastago roscado de la compuerta, es aquella que nos permite vencer las fuerzas de rozamiento que se generan entre la plancha de la compuerta con el material almacenado y con las guías respectivamente. En el gráfico siguiente:

$$F = F_{R_1} + F_{R_2} \quad (4.107)$$

donde:

F_{R_1} - Fuerza de rozamiento debido al desplazamiento entre la compuerta y el material.

F_{R_2} - Fuerza de rozamiento debido al desplazamiento entre la compuerta y las guías de la misma.

Como se sabe:

$$F_{R_1} = \mu_1 N_1 \quad (4.108)$$

siendo:

μ_1 - Coeficiente de fricción entre la plancha de la compuerta y el material, igual a 0.72.

N_1 - Fuerza normal al desplazamiento originada por la presión del material sobre la compuerta.

$$N_1 = P_{\text{compuerta}} \times A_{\text{compuerta}}$$

$$\Lambda_{\text{compuerta}} = 0.25 \times 0.353 \times (3.048)^2 \times 144$$

$$\Lambda_{\text{compuerta}} = 118.06 \text{ pulg}^2$$

Por lo tanto:

$$F_{R_1} = 0.72 \times 26.10 \times 118.06$$

$$F_{R_1} = 2,218.58 \text{ lb}$$

Igualmente:

$$F_{R_2} = \mu_2 N_2 \quad (4.109)$$

siendo:

μ - Coeficiente de fricción entre la plancha de la compuerta y las guías de desplazamiento, igual a 0.78.

N_2 - Fuerza normal al desplazamiento, originado por la suma de la presión del material mas el peso de la compuerta sobre las guías.

$$N_2 = N_1 + \text{Peso de la compuerta}$$

Despreciando el peso de la compuerta, en comparación con el peso de la calcina.

$$F_{R_2} = 0.78 \times 26.10 \times 118.06$$

$$F_{R_2} = 2403.46 \text{ lb.}$$

Luego:

$$F = 2218.58 + 2403.46$$

$$F = 4622.04 \text{ lb.}$$

Conociendo la fuerza de tensión requerida para accionar la compuerta, podemos entonces calcular el diámetro del vastago roscado, utilizando la fórmula que presenta el ingeniero Hori (9), que relaciona el momento de giro y la carga axial, de la siguiente manera:

$$T_E = \frac{F}{2} \left[dm \left(\frac{Tg \lambda + f \beta}{1 - f Tg \lambda \cdot \beta} \right) + Dc \cdot fc \right] \quad (4.110)$$

Siendo:

$$\beta = \sqrt{1 + \cos^2 \lambda \cdot Tg^2 \phi} \quad (4.111)$$

donde:

T_E = Torque necesario para abrir la compuerta

F = Carga necesaria para abrir la compuerta

dm = Diámetro medio del tornillo

λ = Angulo de avance del tornillo

f = Coeficiente de fricción entre el tornillo y la tuerca

Dc = Diámetro medio del collar

fc = Coeficiente de fricción en el collar

ϕ = Angulo entre los flancos de la rosca

d = Diámetro exterior del tornillo.

Considerando para el vastago, un tornillo de rosca cuadrada cuyas características son las siguientes:

diámetro exterior (d) = 3/4"

diámetro del collar (dc) = 1.25 d = 0.937"

número de entradas (N) = 2

tuerca de bronce, cuyo f = 0.10 (correctamente lubricada)

collar de acero, con fc = 0.11 (correctamente lubricado)

diámetro medio (dm) = 0.667"

ángulo entre flancos $\phi = 10^\circ$

paso del tornillo (P) = 0.1667

Calculando el ángulo de avance del tornillo :

$$\operatorname{Tg} \lambda = \frac{\text{Avance}}{\pi \text{ dm}} = \frac{2 \times \text{paso}}{\pi \text{ dm}} \quad (4.112)$$

$$\operatorname{Tg} \lambda = \frac{2 \times 0.1667}{\pi \times 0.667} = 0.159$$

Siendo:

$$\lambda = 9.03^\circ$$

El factor β será:

$$\beta = \sqrt{1 + \cos^2(9.03^\circ) \operatorname{Tg}^2(10^\circ)}$$

$$\beta = 1.015$$

Luego de la formula: 4.110

$$T_E = \frac{4622.04}{2} \left[0.667 \left(\frac{0.159 + 0.10 \times 1.015}{1 - 0.10 \times 0.159 \times 1.015} \right) + 0.937 \times 0.11 \right]$$

$$T_E - 646.33 \text{ lb x pulg.}$$

Que equivale a un par de 35.90 lb que actuando sobre una manivela de 9" de radio, nos permitirá abrir la compuerta.

4.3.2 Selección del conjunto dosificador

El flujo de calcina requerida en nuestro sistema de repulpado es igual a 16 TM/h, tal como se ha establecido en los cálculos de diseño de nuestro proyecto; sabemos también que este flujo depende de los valores del PH de las soluciones en las líneas principales de las etapas de Lixiviación Neutra y Cuarta Purificación, tal como se explica en la descripción del sistema de control automático.

Por lo tanto, considerando el flujo de diseño, arriba indicado, se decide utilizar el Conjunto Dosificador, que nos presenta la firma SPROUT WALDRON (FRANCIA), cuya capacidad es de 20 TM/h, el cual comprende los siguientes elementos:

Distribuidor Alveolar:

Marca	: SPROUT WALDRON
Modelo	: 14 x 10
Capacidad	: 0 a 20 TM/h
Velocidad	: 0 a 18 RPM
Abertura de alimentación	: 250 x 250
Dimensiones según plano	

Reductor de Velocidad:

Marca	: HANSEN PATENT
Tipo	: NA 35-AN-100
Reducción	100.00
Velocidad de entrada	: 1820
Velocidad de salida	: 18.20
Par s/AGMA	: 1110 Nm
Par Motor	: 785 Nm
Capacidad de aceite	: 6 lt
Dimensiones según plano.	

Motor de Corriente Continua:

Marca	: AEG
Tipo	: GK 10.5 KZ 22
Pot	: 1.43 Kw a 1820 rpm
n	: 0 - 1820 rpm
Inducido	: 170 V - 10 A
Exitación	: 200 V - 0.38 A
Forma de construcción	: B 3/BS
Protección	: IP 54

La regulación de la velocidad del motor de corriente continua se puede realizar tanto desde el panel de control, como focalmente, tal como se describe en el diagrama de control del dosificador de calcina.

4.3.3 Diseño, cálculo y selección del bastidor del conjunto dosificador

De acuerdo a la disposición del conjunto dosificador según el plano N^o RC-4, las características del bastidor a utilizar, son las siguientes:

Luz	= 95.83"
Peso del reductor	= 120 Kg = 264 lb.
Peso del dosificador	= 100 Kg = 220 lb.
Peso del motor	= 80 Kg = 176 lb.

El peso de este conjunto, estará repartido entre dos vigas paralelas, que conforman el cuerpo del bastidor.

Para efectos de cálculo, asumiremos que el peso del motoreductor y del dosificador actúan como cargas concentradas, tal como se aprecia en el siguiente esquema.

A partir de estos datos y asumiendo inicialmente un esfuerzo admisible, $F_b = 12$ KSI, tenemos:

$$S = \text{Módulo resistente} = \frac{M_{\max}}{F_b} \quad (4.113)$$

$$S = \frac{14229.30 \text{ lb}\cdot\text{pulg}}{12000 \text{ lb}/\text{pulg}^2} = 1.186 \text{ pulg}^3$$

Escogemos del Manual del STEEL CONSTRUCTION, un perfil S 3 x 5.7, cuyas características son las siguientes:

$$S = 1.68 \text{ pulg}^3$$

$$d = 3.00 \text{ pulg}$$

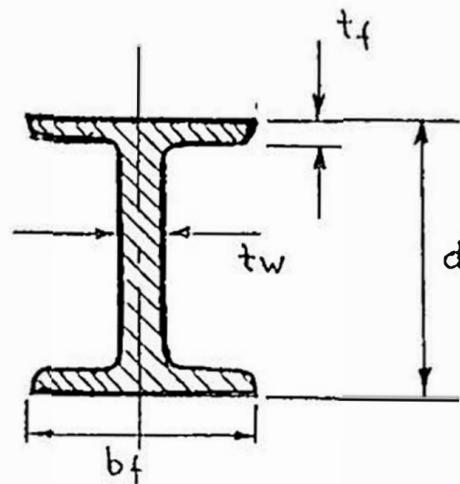
$$b_f = 2.33 \text{ pulg}$$

$$t_w = 0.170 \text{ pulg}$$

$$t_f = 0.260 \text{ pulg}$$

$$F_r = 36 \text{ KSI (Material: A36)}$$

$$\frac{d}{f} = 4.95 \text{ pulg}^{-1}$$



GRAF. 4.43

Verificando si el perfil escogido, es compacto, se debe cumplir:

$$(1) \quad \frac{b_f}{t_f} \leq \frac{1600}{F_y} \quad (4.114)$$

$$(2) \quad \frac{d}{t_w} \leq \frac{13300}{F_y} \quad (4.115)$$

Reemplazando valores :

En (1):

$$\frac{2.33}{0.260} = 4.48 \leq \frac{1600}{36000} = 8.43 \quad \text{¡Se cumple}$$

En (2):

$$\frac{3.00}{0.170} = 17.65 \leq \frac{13300}{36000} = 70.09 \quad \text{¡También se cumple}$$

Luego, se ha verificado que el perfil es compacto.

Cálculo del esfuerzo admisible F_b

Chequeando la luz, o longitud no arriostrada, se debe cumplir con las dos condiciones siguientes, a fin de considerar

$$F_b = 0.66 F_y:$$

$$(3) \quad l \leq \frac{2400 b_t}{F_y} \quad (4.116)$$

$$(4) \quad l \leq \frac{12'000,000 Af}{d.F_y} \quad (4.117)$$

Reemplazando valores:

En (3):

$$95.83'' \leq \frac{2400 \times 2.33}{36,000} = 29.47'' \quad ; \text{No se cumple}$$

En (4):

$$95.83'' \leq \frac{12'000,000}{4.95 \times 36,000} = 112.23'' \quad ; \text{Se cumple}$$

Luego, se tiene la siguiente situación:

$$l_c = 29.47 < l = 95.83'' < 112.23'' = l_u$$

Donde:

l_c - Máxima longitud no arriostrada, para la cual se puede usar para el cálculo un esfuerzo admisible :

$$F_b = 0.66 F_y.$$

l_u = Máxima longitud no arriostrada, para la cual se puede usar como esfuerzo admisible $F_b = 0.6 F_y$.

Luego, de acuerdo a los resultados anteriores, tenemos:

$$F_b = 0.6 \times 36,000 = 21,600 \text{ KSI}$$

Esfuerzo actuante fb:

El esfuerzo actuante, está definido por:

$$f_b = \frac{M_{\max}}{\text{Modulo resistente(S)}}$$

Reemplazando valores:

$$F_b = \frac{14,229.30 \text{ lb} \times \text{pulg}}{1.186 \text{ pulg}^3} = 11,997.72 \text{ lb/pulg}^2$$

Vemos que el esfuerzo actuante es menor que el esfuerzo admisible, luego, nuestro perfil porta ampliamente el esfuerzo debido al momento flector.

Verificación por corte:

Se debe cumplir:

$$f_v \leq F_v \quad (4.118)$$

Siendo:

$$f_v = \text{Esfuerzo de corte actuante} = \frac{V_{\max}}{d \times tw}$$

$$F_v = \text{Esfuerzo de corte admisible} = 0.4 F_y.$$

Reemplazando valores:

$$f_v = \frac{335.87}{3 \times 0.17} = 658.58 \text{ lb.}$$

$$F_v = 0.4 \times 36,000 = 14,400 \text{ lb/pulg}^2.$$

Luego, de acuerdo a los resultados se cumple $f_v \leq F_b$; luego podemos decir que nuestro perfil cubre ampliamente las exigencias planteadas.

4.4 Controles Automáticos Necesarios

Ya se ha visto, cuando hemos seleccionado los accesorios de las líneas de alimentación y descarga, algunas características importantes de estos elementos, tales como, el flujómetro, la válvula automática, etc. Ahora en este punto, presentaremos con más detalle las características del sistema de control.

4.4.1 Características del Sistema de Control del Sistema de Agitación

A.- Sistema de Alimentación de Solución al Tanque de Mezcla

La válvula automática, regulará el flujo de la solución en función a la señal que manda el flujometro, a fin de mantener un flujo constante igual a $Q_1 = 29.09 \text{ m}^3/\text{h}$.

Cuando no hay flujo de solución, la válvula permanecerá, normalmente cerrada. El control de la válvula será automático.

B.- Sistema de Dosificación de Calcina

El motor del dosificador debe pararse en el caso de que no haya flujo de alimentación de solución al tanque de mezcla y debe arrancar cuando el flujometro esta con señal del flujo. EL dosificador estara regulado para que alimente un flujo de $3.23 \text{ m}^3/\text{h}$ de CALCINA.

La variación de este flujo será en forma manual, desde el panel modificando la velocidad del dosificador o en forma local abriendo más las compuertas de alimentación de calcina, en caso de que varien los valores de PH recomendado en los tanques de CUARTA PURIFICACION - LIXIVIACION NEUTRA.

C.- Sistema de Agitación

El motor del agitador debera pararse cuando el flujo de alimentación de solución del tanque de mezcla es cero o ha disminuido considerablemente, su valor, hasta llegar a

15 m³/h, lo cual, elevaría la relación sólido-líquido hasta límites no permisibles con lo cual aumenta la potencia absorbida del motor, pudiendo en este caso quemarse ; razón por la cual se instalara un relay térmico para proteger al motor de sobrecargas.

D.- Sistema de Descarga

El flujometro estará ubicado en la línea que alimenta de mezcla al tanque 025D a fin de mantener un flujo permanente; pero además se colocará un medidor de PH en la salida del último tanque de LIXIVIACION NEUTRA (027D), para controlar el proceso debiendo mantenerse el PH dentro de los valores: 5.0 a 5.2 PH.

La válvula automática, estara ubicada en la entrada al tanque inicial de CUARTA PURIFICACION (023D) a fin de regular a través del flujo de mezcla, el flujo de calcina que es necesario alimentar para obtener a la salida del primer tanque de esta etapa (023D) un PH de 4.0 el cual estará controlado mediante un Ph-metro NORZINC ubicado en este punto; el PH-metro accionará la válvula automática, abriéndola o cerrándola, según sea la necesidad de mezcla, para mantener el PH requerido.

4.4.2 Características Principales de los Equipos de Control

A.- Válvula Automática

Para el caso de la válvula automática, ésta es la misma, tan-

to en la línea de alimentación de solución al tanque de mezcla, como en la línea de descarga de mezcla al tanque inicial de la etapa de CUARTA PURIFICACION.

El diámetro de esta válvula es DN 80, del tipo normalmente cerrado. Se ha seleccionado una válvula automática cuyas características son:

Marca : SAUNDERS

Tamaño : DN 80 (3")

Serie : 500 (50'4)

Tipo : Normalmente cerrado (Con aire para abrir y resorte para cerrar.

Material del Diagrama: Elastometro (Caucho sintético, NEOPRENE).

En el apéndice, se encontraran datos adicionales, tales como listas de partes, dimensiones, tabla de coeficiente de flujo, así como instrucciones de mantenimiento.

B.- Flujometro

1.- Generalidades

El medidor de caudal da el valor actual del caudal de un líquido que pasa por una tubería. El elemento primario se construye en tamaños desde 10 mm de diámetro, el principio de medida exige un valor mínimo de la conductividad del líquido: 5 á 20 microohms/cm (= micro siemens/cm) de acuerdo con el instrumento receptor empleado y de la distancia de este, al primario.

2.- Principio de Medida y Funcionamiento

Cuando la sección del fluido conductor se mueve atravezando con una velocidad V , el campo magnético uniforme B , la tensión E , inducida a través de esta sección el plano de los electrodos de medida es proporcional a la velocidad de paso del fluido, esto se puede expresar matemáticamente la ecuación:

$$E = B \cdot D \cdot V. \quad (4.119)$$

De donde tenemos que E , es proporcional a V .

Además, el caudal esta definido por la relación siguiente:

$$Q = A \cdot V = \frac{D^2}{4} \cdot \pi \cdot V \quad (4.120)$$

Luego, E , es proporcional al caudal.

Siendo:

D - Diámetro de la tubería

V - Velocidad de paso del fluido

- Inducción magnética

E - Voltaje inducido entre los electrodos

Q - Caudal en volumen

La tensión E , proporcional a la velocidad de paso del fluido V , es detectada por los electrodos, ver figura (4.5), la señal de medida es amplificada por medio de un amplificador auto-equilibrado de alta impedancia situado en el secundario (unidad receptora). El valor indicado es proporcional a la velocidad del fluido de la cual puede deducirse el caudal conociendose de la tubería del instrumento primario, el diámetro.

3.- Descripción

El medidor magnético de caudal está compuesto por un primario y un receptor de lectura que puede ser indicador registrador o transmisor. El instrumento primario esta compuesto por un tubo para el paso del líquido recubierto con un material resistente a la corrosión del fluido a medir. Dos electrodos van montados diametralmente opuestos en la parte central del tubo y estan completamente aislados del mismo. En el medidor de caudal, no se produce ninguna pérdida especial de carga cuando su diámetro de paso es igual al de la tubería que se instala.

4.- Utilización

El medidor magnético de caudal, necesita que el fluido tenga una conductividad de por lo menos 5 á 20 microohms/cm, ó mayor para que funcione con precisión. La conductividad del fluido puede determinarse experimentalmente teniendo el medidor de caudal lleno de líquido y midiendo la resistencia entre los terminales 1 y 2, que son las conexiones llamadas de señal que se encuentran en el primario y utilizando un ohmímetro de corriente alterna. No se debe usar un ohmímetro de corriente continua.

Las propiedades de los líquidos tales como viscosidad, densidad y presión, no tienen influencia directa sobre la precisión de la medida.

En principio, el elemento primario debe estar lleno, todo el tiempo para obtener resultados precisos, sin embargo, el medidor continúa funcionando, enviando señales de corriente de salida, tanto tiempo como el nivel del líquido sea suficiente para mantener contacto con los electrodos.

Una tubería parcialmente llena trae como consecuencia un error que esta en relación directa del área de fluido con el área de la tubería, así pues cuando haya posibilidad de que una tubería esté parcialmente llena, se recomienda que el medidor del caudal magnético se instale en una sección vertical de dicha tubería

La instalación vertical también ofrece la ventaja de una distribución uniforme de las líneas de desgaste en el caso de que en la corriente del líquido de arrastren sólidos abrasivos.

Una consideración importante para este equipo es que la velocidad del fluido no debe pasar el valor de 10 m/seg, siendo el límite mínimo de rango del medidor magnético de caudal, el valor de 1 m/seg.

5.- Características Técnicas del Flujo metro

De acuerdo a nuestra necesidad, ya vista anteriormente se selecciona un flujo metro con las siguientes características:

Marca : FISCHER Y PORTER

Modelo: 10D1420A

Tamaño: DN80

Recubrimiento: Teflon
Interior

Presión de : 40 bar
trabajo

En el apéndice se encontraran otros datos como dimensiones ge
nerales, características de resistencia a la temperatura, etc.

C.- Convertidor MAG/FLOW

El convertidor MAG/I, serie 5 0 E - 2000, convierte la ampli-
tud variable de una señal ac (1mV x 1m/seg) producida por un
medidor de flujo magnético FISCHER & PORTER, serie D10D1420A,
en una señal de salida proporcional en cc y en pulsos de sali-
da de 0 a 10 Kiloherztz.

Utilidad

Esta señal de salida proporcional en cc, es obtenible en uno
de estos seis rangos: 4-20, 0-20, 10-50, 0-50, 0-5 mA, cc.

Así el medidor magnético de flujo puede ser usado con indica-
dores, registradores y controladores que esten en sistemas
que requieren una señal de entrada en CC. Además de la sali-
da de corrientes continúa una señal de pulsos de salida de
0 á 10 Kiloherztz es obtenible.

El convertidor MAGFLOW, serie 50E - 2000, está provisto de un
mando único de calibración que permite una medición continua
sobre toda la escala de una velocidad lineal ajustable con lí-
mites de 0.5 a 10 m/seg.

En el apéndice se encuentra datos de las especificaciones técnicas, dimensiones, conexiones eléctricas, diagrama de block funcional.

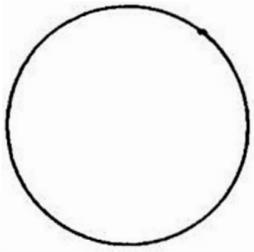
4.4.3 Diagramas de Funcionamiento del Sistema de Control

En la página siguiente, se presenta los diagramas de control de nuestro sistema de agitación.

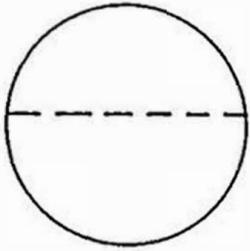
G.- SIGNIFICADO DE LAS LETRAS

SI Indicador de rotación o velocidad
HC : Control Manual
XA : Señal luminosa de encendido del motor
II Indicador de intensidad (Amperímetro)
FIC : Controlador e indicador de flujo
FA : Alarma de flujo
FQI : Indicador de flujo
AR : Registrador de análisis (PH)
AA Alarma de análisis
AIC : Control indicador de análisis
HI : Indicador manual
FE : Elemento de flujo (Sensor)
FIT : Transmisor indicador de flujo
FYL Relé para alarma de flujo bajo
FS : Switch de flujo
FR : Registrador de flujo
FAL : Alarma de flujo bajo
FY Válvula solenoide
FV : Válvula de flujo
AE : Elemento de análisis (Sensor PH)
AT : Transmisor de análisis
AV : Válvula de análisis

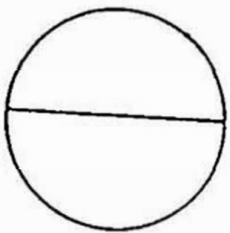
H.- SIGNIFICADO DE LOS SIMBOLOS



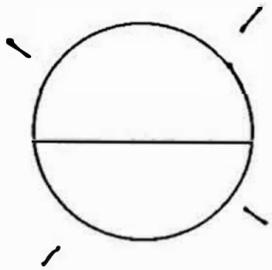
Representa instrumento instalado localmente



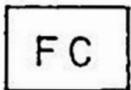
Representa instrumento instalado posteriormente del tablero de control



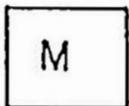
Representa instrumento instalado anterior al tablero de control



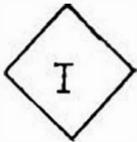
Señal luminosa sobre el tablero (Foquito)



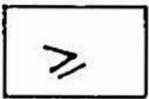
Válvula normalmente cerrada



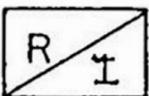
Motor eléctrico



Interlock eléctrico



Función OR (Una ú otra señal)



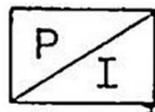
Conversor resistencia ohmica a corriente eléctrica



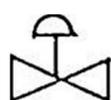
Selector eléctrico



Indica acción a realizar

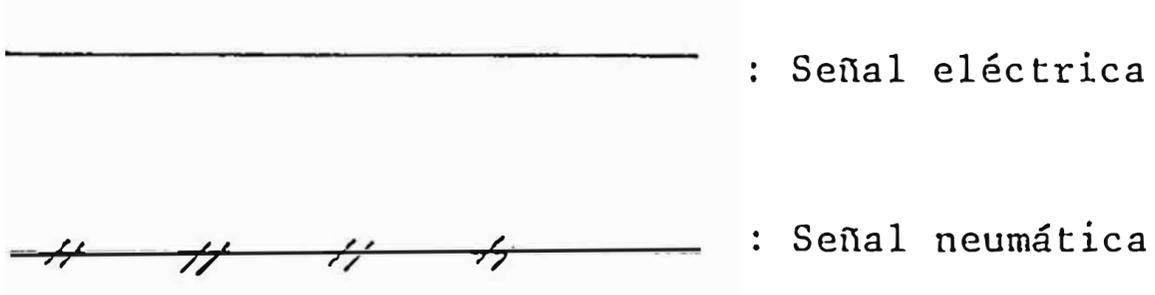


Convertor intensidad eléctrica a presión de aire



Válvula automática

I.- SIGNIFICADO DE LAS LINEAS



CAPITULO V

EVALUACION ECONOMICA

5.1 Costo de Implementación

El costo de implementación de nuestro proyecto esta conformado por los siguientes rubros:

- Costo de materiales y equipos.
- Costo de mano de obra.

Los cuales se dan de la siguiente manera:

5.1.1 Sistema de Alimentación de Solución

A.- Costo de materiales y equipos

	<u>Costo</u> <u>Unitario</u> I/.	<u>Costo</u> <u>Total</u> I/.
1.- Tubería de Polipropileno 80 mmØ, 10 m de long. con 04codos 90° DN 80.	-----	4,000
2.- 03 Válvulas, tipo diafragma, pa so recto, DN 80, con recubrimien to interior de caucho.	14,000	42,000
3.- 01 Válvula automática, DN 80, ti po diafragma, con recubrimiento interior de caucho.	30,000	30,000
4.- 01 Válvula manual, tipo diafrag		/..

ma, paso ondulado con recubri miento interior de caucho, DN 80.	12,000	12,000
5.- Fluviómetro electromagnético , DN 80.	45,000	45,000
6.- Convertidor de flujo.	40,000	40,000
7.- Controlador TELEPERN	7,000	7,000
8.- Soportes de la línea	2,000	2,000
Costo Total de Materiales y Equipo:		<u>I/. 227,000</u>

B.- Costo de mano de obra

Para la instalación de la tubería y montaje de los equipos y accesorios se considera que con un mecánico y dos ayudantes se puede cubrir esta parte con dos turnos de 8 horas cada uno; por lo tanto siendo el costo de mano de obra del taller de Mamto mecánico igual a I/: 238. la hora, tenemos:

$$\begin{aligned} \text{Costo de mano de obra} &= 3 \times 238 \times 8 \times 2 \\ &= \underline{\text{I/ } 11,424} \end{aligned}$$

COSTO TOTAL DEL SISTEMA DE
ALIMENTACION AL TANQUE DE
MEZCLA

$$\begin{aligned} &= \text{I/} \cdot 227,000 + \text{I/} \cdot 11,424 \\ &= \underline{\text{I/} \cdot 238,424} \end{aligned}$$

5.1.2 Sistema de Agitación

A.- Costo de materiales y equipos

	Costo Unitario I/.	Costo total I/.
1.- Motorreductor.- Delcrosa U2S- 100L6	11,000	11,000
2.- Eje.- 1.350 m de barra redon- da de acero inoxidable 316L de 3/16", 25 Kg aproximadamen te.	147/Kg	3,500
3.- Impulsor.- 15.50 Kg, de plan - cha de acero inoxidable 316 L y 3/16" de espesor.	147/Kg	2,271
4.- Tanque.- fabricado de acero inoxidable 316L y 3/16" de es pesor por terceros.	80,000	80,000
5.- Bastidor.- se utilizaran 4.6 m de long. de perfil St 1.5 x 3.75, que hacen 26 Kg aproxi- madamente.	40/Kg	1,040
6.- Soldadura.- Para la ejecución del bastidor se utilizaran electrodos EG011. de 1/8"Ø y aproximadamente 0.55 Kg.	80/Kg	44
Para la construcción del impul sor se usaran 0.55 Kg de sol- dadura calidad 316L de 1/8"Ø.	200/Kg	110

Costo Total de Materiales y Equipo:

17. 97,965

5.3.1 Sistema de Dosificación de Calcina

A.- Costo de materiales y equipos

	<u>Costo Unitario</u>	<u>Costo Total</u>
1.- Ductos.- Se usaron 3.675 m ² de plancha de fierro negro de 3/16" de espesor que hacen aproximadamente 137 Kg.	30/Kg	4,110
Se usará además electrodos E6011 de 1/8"Ø, aprox. 14 Kg.	80/Kg	1,120
2.- Compuerta.- a) Para el marco se usará 1.925 m de perfil canal C 3 x 4.1, aprox. 12 Kg.	40/Kg	480
Se usará aprox. 0.55 Kg de electrodos E6011 de 1/8"Ø.	80/Kg	44
b) Para la fabricación del collar, usaremos una barra de acero 1020 de 2"Ø x 2" de long. como material bruto, aprox. 0.8 Kg.	40/Kg	32
c) Para la tuerca, se usará una barra de bronce de 2"Ø x 2" de long. como material bruto, aprox. 0.5 Kg.	45/Kg	22.5
d) La polea se comprará hecha, con 6 m de cadena y guías'	1,500	1,500
		/..

I/.

e) Para la fabricación del vastago usaremos como material en bruto una barra redonda de acero 1020, de 1"Ø x 0.6 m de longitud y aprox. 3 Kg.

40/Kg 120

f) La guillotina, se fabricará de una plancha de acero estructural de 0.010 x 0.250 x 0.353 m y aprox. 7Kg.

35/Kg 245

3.- Bastidor.- Se utiliza para esta fabricación un perfil S 3 x 5.7 de 6.65 m y aprox. 57 Kg.

40/Kg 2,280

Para este fin se usará además 1 Kg de soldadura E6011

80/Kg 80

4.- Grupo dosificador

355,600

Costo Total de Material:

I/. 365,836

B.- Costo de mano de obra

I/.

1.- Ductos.- Para este trabajo se requeriran los servicios de 01 soldador y su ayudante durante 2 turnos de 8 horas cada uno.

Costo M/O - 2 x 2 x 8 x 238

7,616

/..

2.- Compuerta.- Se requerirá un operador de máquinas y un soldador durante 08 hrs. cada uno.

Costo M/O = 2 x 8 x 238 3,808

3.- Bastidor.- Se necesitará de un soldador y su ayudante durante 8 hrs. cada uno.

3,808

Costo Total de Mano de Obra:

I/. 15, 232

COSTO TOTAL DEL SISTEMA DE
DOSIFICACION DE CALCINA

I/. 381,068 /

5.1.4 Sistema de Descarga de Mezcla

A.- Costo de material y equipo

	Costo Unitario	Costo Total
1.- Tubería de polipropileno, DN 80 de 10 m de long,	I/. 400/m	I/. 4,000
03 codos,	200/Pza	600
12 bridas.	80/Pza	96
		4,696
2.- 04 Válvulas manuales, tipo diafragma, paso recto, con recubrimiento interior de caucho	14,000	56,000
3.- 01 Válvula automática DN, tipo diafragma, normalmente cerrada con recubrimiento interior de caucho	30,000	30,000

/..

4.- 01 flujómetro electromagnético DN 80	45,000	45,000
5.- 01 convertidor de flujo	40,000	40,000
6.- 01 controlador TELEPERN	7,000	7,000
Costo Total de Material y Equipo:		I/. 182,496

Nota:

El PH-metro, a utilizar es el mismo que se encuentra instalado a la salida del tanque 026D, lo único que se tiene que hacer es el enclavamiento entre la válvula automática, reguladora del flujo de mezcla al tanque 023D, de la etapa de Cuarta Purificación, a fin de controlar el proceso, tal como se ha planificado.

B.- Costo de mano de obra

Para la instalación y montaje de los equipos y accesorios, se tomaran los servicios de 01 mecánico y 02 ayudantes, estimandose que esta parte del proyecto, requerirá de 02 turnos de 08 hrs. cada uno.

Costo de mano de obra $2 \times 3 \times 8 \times 238$
= I/. 11,424

COSTO TOTAL DEL SISTEMA
DE DESCARGA = I/. 193,920 /

Costo de Implementación del Proyecto

Sistema de Alimentación	:	238,424
Sistema de Agitación	:	107,485
Sistema de Dosificación	:	381,068
Sistema de Descarga	:	193,920
		<hr/>
CI		I/. 920,897 /-

5.2 Tasa de Retorno

Tal como se ha indicado en el capítulo 2, los problemas que se presentan al utilizar el sistema actual de alimentación de calicina en seco, a través de los transportadores de cadena, son:

- Encostramientos de calicina, en los techos de los agitadores con desprendimientos incontrolables de grandes aglomeraciones que pueden causar deflexión del eje y paletas del impulsor o en el peor de los casos, la rotura de éstos.
- Sedimentación excesiva de calicina, en el fondo del tanque de reacción, de tal manera que se generan paradas intempestivas por este motivo, pues al chocar el impulsor con la calicina sedimentada, el eje puede doblarse e inclusive romperse al igual que el impulsor; esta situación exige que se limpien inmediatamente los tanques a fin de ponerlos operativos. Este problema se está dando con una frecuencia de 3 meses.

En el caso de la limpieza de calicina sedimentada, se está utilizando los servicios de 5 personas durante 32 hrs. consecutivas y para los efectos de reparación del agitador, generalmente 3 mecá-

nicos durante 8 hrs., en el caso de doblarse el eje e impulsor , igualmente se tienen los mosmos requerimientos de personal en caso de rotura del eje e impulsor para efectos de recambio de estos elementos.

De acuerdo al Historial de equipos, la rotura del eje y deterioro del impulsor, se está dando con una frecuencia de 1 año como promedio, debido a estos problemas.

El costo de H-H promedio en planta es 238 Intis, el valor de un eje de acero inoxidable 316L de 114 m de diámetro y 6 m de longitud es aproximadamente 90,000 Intis, además el impulsor del mismo material es aproximadamente 40,000 Intis.

El costo de consumo de energía del sistema actual, es de 26,000 I/. de acuerdo a las características de los equipos involucrados.

El costo de mantenimiento, del sistema de transporte de cadena es de 50,000 I/., aproximadamente.

Se considera que el sistema actual seguirá instalado en planta, a fin de entrar en operación cuando el sistema nuevo necesite mantenimiento.

Resumiendo, los costos en que se incurren al usar el sistema de alimentación seca de calcina son los siguientes:

- Costos de trabajo de limpieza:

$$5 \text{ personas} \times 32 \text{ hrs} \times \frac{238 \text{ I/.}}{\text{H-H}} \times 4 \text{ veces/año} = 152,321 \text{ I/. anuales.}$$

- Costo de reparación del agitador:

$$3 \text{ hombres} \times 8 \text{ hrs} \times \frac{238 \text{ I/}}{\text{H-H}} \times 4 \text{ veces/año} = 22,848 \text{ I/. anuales.}$$

- Costo de eje e impulsor:

$$90,000 \text{ Intis/eje} + 40,000 \text{ Intis/impulsor} = 130,000 \text{ I/. anuales.}$$

Que sumados a los costos de consumo de energía y de mantenimiento de los sistemas de cadena, nos dan un total de 381,168 I/. anuales.

Por otro lado el sistema de Repulpado de calcina, tiene los siguientes costos:

- Costo de inversión:

$$\text{CI} = 920,897 \text{ Intis}$$

- Costo de consumo de energía estimado:

$$\text{CE} = 13,500 \text{ Intis anuales}$$

- Costo de mantenimiento del sistema:

$$\text{CM} = 30,000 \text{ Intis anuales}$$

Se prevee además, que el período de limpieza de los tanques será de una frecuencia de 6 meses y con una duración de tan solo 8 hrs necesitándose para esto 4 personas, luego el costo de limpieza de estos agitadores será:

$$4 \text{ personas} \times 8 \text{ hrs} \times 238 \text{ Intis/H-H} \times 2 \text{ veces/año} = 15,232 \text{ I/ anuales}$$

La vida útil de este sistema se considera que es de 10 años.

Resumiendo, los costos de este sistema son:

- Costo de Inversión : 9 20,897 Intis
- Costo de Operación y Mantenimiento : 58,732 Intis anuales

La TASA DE RETORNO del sistema de REPULPADO, con respecto al sistema de TRANSPORTE DE CALCINA, se hallará en base a los Costos Anuales Uniformes Equivalentes (CAUE), de acuerdo a la fórmula:

$$0 = CAUE_A - CAUE_P \quad (5.1)$$

donde:

$$CAUE_A = 381,168 \text{ Intis}$$

$$CAUE_P = 920,897 (\Lambda/P, i, 10) + 58,732$$

Reemplazando valores:

$$0 = 381,168 - 920,897 (\Lambda/P, i, 10) + 58,732$$

$$0 = 322,436 - 920,897 (\Lambda/P, i, 10)$$

Tanteando para varios valores de interes porcentual:

Para una tasa de retorno $r = 20\%$:

$$0 = 322,436 - 920,897 (0.23852)$$

$$= - 102,783.65$$

Para una tasa de retorno $r = 30\%$:

$$0 = 322,436 - 920,897 (0.32346)$$

$$= - 24,562.66$$

Para una tasa de retorno $r = 40\%$:

$$\begin{aligned} 0 &= 322,436 - 920,897 (0.41432) \\ &= - 59,110.05 \end{aligned}$$

Luego, interpolando:

$$\begin{array}{rcl} r = 30\% & \text{-----} & 24,562.66 \\ r = X & \text{-----} & 0 \\ r = 40\% & \text{-----} & -59,110.05 \end{array}$$

$$\frac{X - 30}{40 - 30} = \frac{0 - 24,562.66}{(-59,110.05) - (24,562.66)}$$

$$X = \underline{32.935\%}$$

CONCLUSIONES

Después de haber analizado el problema que se tiene, con el sistema de alimentación seca, se ha planteado implementar un sistema de repulpado de calcina para eliminar los desprendimientos incontrolables y la excesiva sedimentación que se produce en los tanques de agitación de las etapas de Lixiviación Neutra y Cuarta Purificación, trayendo como consecuencia el deterioro de los equipos y exceso de trabajos de limpieza.

Por otro lado, este nuevo sistema de alimentación de calcina en forma de repulpado, permite que tanto el sistema de alimentación seca, como éste puedan trabajar en stand by, tanto uno como el otro.

Se ha verificado la capacidad de la bomba que debe alimentar la solución de la etapa de Garosita II, proveniente del tanque 121D y se ha determinado que es suficiente, lo cual asegura la operación del sistema.

Para el control de los parámetros principales del proceso, se ha considerado el uso de elementos tales como flujómetros, válvulas automáticas, etc., que nos garantizan un control automático de la operación.

La Evaluación Económica nos indica que nuestro proyecto tiene una tasa de retorno de 32.93%, que consideramos rentable con respecto a las tasas de interés del mercado.

Por lo tanto, considerando además las otras bondades del proyecto señaladas líneas arriba, se recomienda implementar el sistema de Repulpado de Calcina, eliminando así los problemas anteriormente señalados.

BIBLIOGRAFIA

1. John Perry - Manual del Ingeniero Químico - Edición 1986 - Editorial Mc Graw Hill
2. Fritz Herning - Transporte de Fluidos por Tuberías - Cuarta Edición, 1984 - Editorial Labor S.A.
3. Manuel Viejo - Bombas (Teoría, Diseño y Aplicaciones). Segunda Edición, 1979 - Editorial Limusa.
4. Rushton y Oldshue - Mixing of Liquid, presented at A.I.Ch.E. meeting, June 1958, Philadelphia, Pa.
5. Warren Mc Cabe - Unit Operations of Chemical Engineering - 1ra Edición, 1956 - Editorial Mc Graw Hill.
6. Weisman J. y L.E. Efferding: A.I.Ch.E., J.6: 419 (1960)
7. Joseph Shighey - El Proyecto en Ingeniería Mecánica - Segunda Edición. 1965 - Editorial Mc Graw Hill.
8. Rubio San Juan - Compendio de Resistencia de Materiales, Tomo I Editorial Labor S.A. (Barcelona).
9. Juan J. Horí - Diseño de Elementos de Máquinas - Cuarta Edición, UNI.
10. AISC - Manual of Steel Construction - Séptima Edición, 1970 Editada por AMERICAN INSTITUTE OF STEEL CONSTRUCTION
11. Hall, Holowenko y Lauglin - Diseño de Máquinas, Pág. 134 - Segunda Edición, 1974 - Editorial Mc Graw Hill.
12. Stephen Timoshenko - Problemas de Vibración en Ingeniería - 1959 Editorial Continental.
13. Abdías Espinoza - Manual del Analista Financiero, tomo III, Operaciones de Bolsa y Proyectos - 1986 - Editado por la Sociedad de Ingenieros Economistas.
14. George Taylor - Ingeniería Económica - Novena Reimpresión, 1978- Editorial Limusa.

PROCEDIMIENTO PARA HALLAR EL % DE SOLIDOS EN SUSPENSION

- Después de 5 minutos de agitación, se toma de la zona cerca a la superficie de la mezcla, una muestra de 100 c.c.
- Mediante el sistema de vacío, se separa el líquido de la torta, la cual queda en el papel filtrante.
- Luego, la torta es secada en un calentador a base de lámparas.
- Se pesa el papel filtrante conteniendo la calcina seca.
- Como se tiene el peso del papel filtrante, el peso de la calcina se halla por diferencia.
- Entonces, en base a los valores de la cantidad de sólidos alimentados al tanque de prueba, se halla el % de sólidos en suspensión, de acuerdo a la siguiente relación:

$$\% \text{ de s.s.} = \frac{\% \text{ de sólidos en peso en la muestra}}{\% \text{ de sólidos peso en el tanque}}$$

donde:

$$\% \text{ de sólidos en peso en la muestra} = \frac{\text{Peso de la muestra seca}}{\text{Peso de los 100 cc de muestra}}$$

$$\% \text{ de sólidos en peso en el tanque} = \frac{\text{Peso de sólidos en el tanque}}{\text{Peso de la mezcla total del tanque}}$$