



ESCUELA SUPERIOR POLITECNICA DEL LITORAL

Facultad de Ingeniería Mecánica y Ciencias de la Producción

**“Diseño Mecánico de un Sistema de Sedimentación como
Alternativa a los Equipos de Filtración Utilizados para la
Recuperación de Agua en el Proceso de Lavado de Áridos”**

TRABAJO FINAL DE GRADUACIÓN

(EXAMEN COMPLEXIVO)

Previo la obtención del Título de:

INGENIERO MECÁNICO

Presentado por:

Xavier Humberto Checa Maldonado

GUAYAQUIL – ECUADOR

Año: 2015

AGRADECIMIENTO

A Nuestro Señor Dios, a quién le debo por todo lo que soy, por todo cuanto me da, por todo cuanto me enseña, por los caminos a través de los cuales me conduce y por todos aquellos de quienes me rodea.

A mis Padres, José y María, de quienes he recibido toda la alegría, la educación, el cariño y el apoyo que un hijo pueda desear, y para quienes tengo mucho amor y una gran admiración por ser quienes son, y por las cosas que han logrado.

A mis muy queridos hermanos Fernando, Omar, Paty, Sandy, Rosita, a mi hijo Andrés, a mi abuelita Hermelinda, a mis queridos sobrinos, tías y familia toda, de quienes he recibido también mucho apoyo y cariño en muchas maneras, fortaleciéndome cuando parecía tan lejano el triunfo.

A mis profesores todos, quienes en su momento estuvieron allí con su tiempo y esfuerzo enseñándome desde mis inicios y hasta el final, para que yo pueda llegar a ser quien hoy soy.

A quienes fueron mis amigos y compañeros en la carrera por obtener el título de Ingeniero Mecánico

Al Ing. Galo Betancourt y a la gente de Agregados Huayco, quienes me brindaron el apoyo para la realización de esta investigación.

A todos quienes contribuyeron durante mi formación profesional.

Xavier H. Checa Maldonado

AGRADECIMIENTO

Un agradecimiento especial al Ingeniero Federico Camacho B., profesor de la FIMCP, por su valiosa ayuda, por su confianza y gran paciencia, y a quién me debo por su valioso tiempo y sus desinteresados aportes y consejos para la organización y consecución de este trabajo de Ingeniería.

Xavier H. Checa Maldonado

AGRADECIMIENTO

Al Ing. Jonathan León, profesor de la FIMCP y Director de Examen Complexivo por su ayuda en la revisión y aprobación de este trabajo de graduación.

A los miembros del tribunal de sustentación por su atención e interés a este trabajo.

A los directivos de la FIMCP y ESPOL por los esfuerzos realizados para que este proceso de graduación, tal como se ha dado en los actuales momentos, se lleve a buen término.

Xavier H. Checa Maldonado

AGRADECIMIENTO

MSc. Federico Camacho B.

MSc. Francisco Andrade

MSc. Eduardo Rivadeneira

MSc. Alfredo Torres G.

MSc. Rodolfo Paz M.

MSc. Jorge Duque

MSc. Edmundo Villacís

MSc. Marco Pazmiño

MSc. Jorge Félix

MSc. Marcos Tapia

Ing. Manuel Helguera

Ing. Carlos Moreno

MSc. Oswaldo Valle

Dr. Vicente Riofrío

Ing. Enrique Bayot

MSc. Fernando Sandoya

Ing. Washington Armas

Ing. Efrén Jaramillo

Ing. Pablo Álvarez

Lcda. Vilma Campoverde

Dr. Galo Paladines

MSc. Eduardo Orcés P.

PhD. Alfredo Barriga R.

MSc. Mario Patiño A.

MSc. Julián Peña

MSc. Galo Betancourt

PhD. David Matamoros

MSc. Omar Serrano V.

MSc. Ángel Vargas Z.

MBA. Ernesto Martínez

MSc. Wladimir Bermudez

MSc. Florencio Pinela

MSc. Gaudencio Zurita

MSc. Raúl Paz

MSc. Margarita Martínez

Ing. Félix Ramírez

MSc. Jorge Medina

MSc. Patricia Valdiviezo

Ing. Robert Toledo

Ing. Moisés Villena

Arq. Roberto Béjar

DEDICATORIA

Dedico este trabajo en especial a mis Padres, de quienes provengo, y quienes me han empujado, apoyado e inspirado durante todo mí tiempo para la realización de este trabajo.

A mis estimados profesores todos, que me presionaron hasta el cansancio, y que con su tiempo y valiosas enseñanzas dejaron en mí una huella profunda y semilla valiosa.

A todos aquellos que ven en la ingeniería, más que una oportunidad de vida, un arte.

Xavier Checa Maldonado

EPÍGRAFES

Fue duro, pero lo hice, Y lo que creí, eso era.

Xavier Checa M.

Las matemáticas, la física y la química me permitieron ver lo que la ingeniería y el ingenio tenían que mostrarme.

Xavier Checa M.

Si lo que quieres es encontrar los secretos del universo, piensa en términos de Energía, Frecuencia y Vibración.

Nikola Tesla
Ingeniero Mecánico, Ingeniero Eléctrico y Físico

TRIBUNAL DE SUSTENTACIÓN

Ing. Jorge Duque R.
Decano FIMCP

Ing. Jonathan León Torres
Director de Examen Complexivo

Ing. Mauricio H. Cornejo M.
Vocal

Ing. Víctor Palacios Cevallos
Vocal

DECLARACION EXPRESA

“La responsabilidad del contenido desarrollado en la presente propuesta de examen complejo me corresponde exclusivamente; y el patrimonio intelectual del mismo a la ESCUELA SUPERIOR POLITECNICA DEL LITORAL”

(Reglamento de Graduación de la ESPOL)

Xavier Humberto Checa Maldonado

RESUMEN

Muchas industrias que lavan áridos enfrentan problemas al intentar recuperar de un modo más económico el agua de operación que se pierde en los fangos extraídos después de un proceso de clarificado. Normalmente se utilizan equipos de filtración tales como los filtros prensa, pero éstos tienen altos costos de operación, de adquisición y de mantenimiento. El objetivo de este trabajo es obtener el diseño conceptual de un sistema alternativo para la recuperación del agua de proceso que se pierde en los fangos producidos durante el lavado de áridos, y se plantea la hipótesis de que es factible utilizar las fuerzas centrífugas para efectuar dicha separación. Se halló relativamente poca información sobre la separación continua de suspensiones densas mediante centrifugación para grandes caudales, y los fabricantes no ofrecen mayor información sobre el rendimiento de sus equipos porque normalmente se requieren de pruebas para determinar el desempeño bajo condiciones locales. Para iniciar el diseño se utilizó y se mejoró un modelo aproximado de sedimentación inhibida, según la referencia mencionada en el capítulo cuarto. La densidad de las partículas y del fluido, la viscosidad, temperatura, concentración y el caudal son algunos de los parámetros que han sido tomados en cuenta en el modelaje de la separación para el desarrollo de este trabajo. Durante la fase de investigación se realizaron varios ensayos de laboratorio con el fin de determinar las propiedades físicas de los fangos y de sus partículas constituyentes, y mediante ensayos computacionales se observó la influencia de la Aceleración de Coriolis y del desarrollo de la turbulencia, y se encontró que minimizando el espesor de la capa sedimentante es posible disminuir

ambos efectos y acelerar el proceso de sedimentación inhibida. Así mismo, durante los ensayos de sedimentación se observó que la combinación de partículas grandes y pequeñas mejora el proceso de sedimentación inhibida para partículas pequeñas, debido al arrastre que las partículas grandes ejercen sobre las de menor tamaño. Con los resultados experimentales y los cálculos de la sedimentación se obtuvo el dimensionamiento de un equipo de separación centrífuga que, apropiadamente construido puede ser utilizado para la recuperación del agua a partir de los fangos provenientes del proceso de lavado de áridos.

ÍNDICE GENERAL

| | Pág. |
|--|------|
| RESUMEN | II |
| INDICE GENERAL | IV |
| ABREVIATURAS | VI |
| SIMBOLOGÍA | VII |
| INDICE DE FIGURAS | IX |
| INDICE DE TABLAS | XII |
| INTRODUCCION..... | 1 |
| | |
| CAPITULO 1 | |
| | |
| 1. LA PLANTA PARA EL LAVADO DE ÀRIDOS Y OBJETIVO DEL DISEÑO | 2 |
| 1.1. Información General de las Plantas de Agregados | 3 |
| 1.2. Revisión de la Operación en la Lavadora y en el Tanque Clarificador | 6 |
| 1.3. El Problema del Consumo de Agua y su Recuperación..... | 8 |
| 1.4. Objetivo y Justificación | 10 |
| 1.5. Metodología | 10 |
| 2. ENSAYOS PARA LA CARACTERIZACIÓN DEL AGUA DE PROCESO, LOS SÓLIDOS Y LA SUSPENSIÓN | 12 |
| 2.1. Ensayos para caracterizar el agua de proceso | 12 |
| 2.2. Ensayos para Caracterizar la Suspensión | 13 |

| | |
|--|----|
| 2.3. Ensayos para Caracterizar el Sedimento | 22 |
| 2.4. Resumen de resultados..... | 27 |
| CAPITULO 3 | |
| 3. TEORÍA DE LA SEPARACIÓN INHIBIDA | 29 |
| 3.1. Sobre la Separación Centrífuga | 29 |
| 3.2. El Modelaje de la Sedimentación..... | 30 |
| 3.3. Desarrollo del modelo matemático de la Sedimentación Inhibida ... | 32 |
| CAPITULO 4 | |
| 4. CONCEPTUALIZACIÓN Y DISEÑO DEL SISTEMA PARA LA RECUPERACIÓN DEL AGUA DE PROCESO | 37 |
| 4.1. Estimación del Caudal de Diseño..... | 37 |
| 4.2. Los Desafíos Operativos y de Diseño | 39 |
| 4.3. Diseño del Tanque Hidráulico para control de Caudal | 40 |
| 4.4. Influencia de la Aceleración de Coriolis en la Separación | 47 |
| 4.5. Diseño de la Separación y Dimensionamiento del Separador | 52 |
| 4.5.1. Simulación Computacional por CFD para la Separación de Partículas por medio de un Cilindro Giratorio | 57 |
| 4.5.2. Cálculos para la Separación por Sedimentación Inhibida | 63 |
| CAPITULO 5 | |
| 5. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES | 69 |
| REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS..... | 72 |
| ANEXOS..... | 74 |

ABREVIATURAS

| | |
|---------------|--|
| ESPOL | Escuela Superior Politécnica del Litoral |
| ASTM | American Society Testing Material |
| Ton/mes | Toneladas/mes |
| Ton/h | Toneladas/hora |
| NMRI | Nuclear Magnetic Resonance Image |
| kW-h | Kilowatio hora |
| kg. | Kilogramo |
| MPa | Mega pascales |
| m | Metro |
| cm | Centímetro |
| CFD | Computational Fluid Dynamics |
| cSt | Centistokes |
| gr | Gramo |
| $1\vec{g}$ | 1 gravedad |
| $n\vec{g}$ | n veces la gravedad |
| rpm | Revoluciones por minuto |
| pH | Potencial de hidrógeno |
| ml | mililitro |
| M.F. | Módulo de finura |
| μm | Micrómetros |

SIMBOLOGÍA

| | |
|-----------------|---|
| ϕ_{s0} | Concentración inicial de la suspensión |
| ϕ | Concentración a un tiempo t |
| ε_s | Concentración de la torta |
| ϕ_s | Concentración a un radio r_s |
| t | Tiempo |
| r_b, r_2 | Radio del recipiente |
| r_L, r_1 | Radio de la superficie libre de un fluido giratorio |
| r_s | Radio de la interface líquido suspensión |
| m_i | Masa inicial de partículas |
| m_p | Masa de una partícula |
| \forall | Volumen de la suspensión |
| \forall_{rl} | Volumen desde la superficie libre |
| \forall_{rs} | Volumen desde la interface |
| | Velocidad angular del recipiente |
| ω | Velocidad angular del fluido |
| L | Momento angular total |
| L_{rl} | Momento angular al inicio de la sedimentación |
| L_{rs} | Momento angular al final de la sedimentación |
| π | Pi(3.141592) |
| d | Diámetro |

| | |
|------------------|--|
| h | Altura |
| Q_{max} | Caudal máximo de salida |
| A | Área |
| C | Coefficiente de descarga |
| y, h | altura de referencia |
| μ | Viscosidad |
| V_t | Velocidad tangencial |
| V_a | Velocidad axial |
| α | Aceleración angular |
| d | Diámetro de partícula |
| ρ_l | Densidad del fluido |
| ρ_p, ρ_s | Densidad de partícula |
| F_a | Fuerza de arrastre |
| F_b | Fuerza boyante |
| L_n | Logaritmo natural |
| R | Lectura del hidrómetro |
| R_w | Lectura de referencia del hidrómetro |
| Temp | Temperatura |
| N | Distribución de partículas en porcentaje |
| N' | Distribución acumulada de partículas en porcentaje |
| D | Diámetro de las partículas en el ensayo hidrométrico |
| Σ | Sumatoria de una cantidad |

ÍNDICE DE FIGURAS

| | |
|--|----|
| 1.1 Vista de una planta de producción de agregados para la construcción | 2 |
| 1.2 Diagrama funcional una planta de producción de agregados para la construcción | 4 |
| 1.3 Diagrama funcional de una planta de lavado de áridos | 7 |
| 1.4 Vista de una planta de lavado de áridos | 8 |
| 1.5 Esquema operacional del agua en el proceso de lavado | 9 |
| 2.1 Llenado del camión cisterna con sedimentos del clarificador | 14 |
| 2.2 Probeta utilizada para el ensayo a $1g$ | 15 |
| 2.3 Tubo de centrifugación utilizado para el ensayo a $n\vec{g}$ | 16 |
| 2.4 Concentración vs densidad de la suspensión | 16 |
| 2.5 Reducción en volumen vs tiempo de la suspensión ($1\vec{g}$) | 17 |
| 2.6 Velocidad de la interface como función del tiempo para tres muestras con altas concentraciones | 18 |
| 2.7 Equipo utilizado para el ensayo de centrifugación | 19 |
| 2.8 Curvas del ensayo de centrifugación (volumen sedimentado) | 21 |
| 2.9 Curvas de sedimentación en función de la posición de la interface | 22 |

| | |
|--|----|
| 2.10 Distribución acumulada del tamaño de partículas | 25 |
| 2.11 Porcentaje de frecuencias del tamaño de partículas | 26 |
| 3.1 Ejemplos de perfiles de concentración en sedimentación | |
| inhibida | 31 |
| 3.2 Modelo de un cilindro rotacional axisimétrico | 32 |
| 4.1 Representación de las variaciones aleatorias del caudal de | |
| bombeo | 39 |
| 4.2 Esquema funcional del tanque hidráulico | 41 |
| 4.3 Ilustración del proceso de llenado y vaciado del tanque | 42 |
| 4.4 Esquema para el modelado del tanque | 42 |
| 4.5 Altura del tanque a 60 segundos de llenado | 44 |
| 4.6 Altura de equilibrio del tanque | 45 |
| 4.7 Resultados del diseño del tanque hidráulico | 46 |
| 4.8 Modelo de una centrífuga tubular ilustrando perfiles de | |
| velocidad y trayectoria de partículas | 47 |
| 4.9 Fuerzas que influyen en una partícula que se desplaza | |
| libremente en un cilindro giratorio..... | 48 |
| 4.10 Velocidad angular relativa de una partícula de 10μ | 50 |
| 4.11 Velocidad angular de una partícula en función del diámetro..... | 51 |
| 4.12 Dimensiones iniciales del cilindro separador | 54 |
| 4.13 Distribución de velocidades dentro del cilindro giratorio | 55 |
| 4.14 Posición de una partícula a lo largo del cilindro giratorio | 56 |

| | |
|---|----|
| 4.15 Dimensiones preliminares del separador cilíndrico para análisis por CFD | 58 |
| 4.16 Vectores de velocidad de flujo a lo largo del cilindro | 59 |
| 4.17 Vectores circunferenciales a $x=-250\text{mm}$ | 60 |
| 4.18 Distribución gráfica de la velocidad en la dirección X (corte de sección a -250mm) | 60 |
| 4.19 Resultados de una simulación para el cálculo de las trayectorias de partículas atravesando el separador, $2500\text{rpm}'s$ | 62 |
| 4.20 Posición de la interface sedimentante | 65 |
| 4.21 Gráfica de los tiempos de sedimentación | 67 |

ÍNDICE DE TABLAS

| | |
|--|----|
| 2.1 Análisis de laboratorio para las aguas del proceso | 13 |
| 2.2 Instrumentos utilizados para los ensayos | 14 |
| 2.3 Resultados del ensayo para medir el porcentaje de sedimentación..... | 20 |
| 2.4 Modulo de finura del material a ser lavado | 23 |
| 2.5 Tamizado procedente de una muestra del camión cisterna | 24 |
| 2.6 Datos para el cálculo del ensayo hidrométrico | 24 |
| 2.7 Resultados del ensayo hidrométrico | 25 |
| 2.8 Resultados estimados de la densidad de partículas | 27 |
| 4.1 Ciclos de trabajo de la bomba tornillo para llenar el camión cisterna con un volumen de 23.53m ³ de sedimentos en cada carga | 38 |
| 4.2 Valores iniciales de cálculo | 50 |
| 4.3 Tiempos de sedimentación a distintas revoluciones..... | 67 |

INTRODUCCIÓN

La separación de partículas en suspensión y de suspensiones densas ha generado un amplio rango de máquinas y técnicas de separación para una gran variedad de procesos industriales. Los principales métodos de separación utilizan la fuerza de gravedad, la flotación, los medios filtrantes, las fuerzas centrífugas, los fenómenos químicos y los magnéticos.

Los problemas principales que se enfrentan en este trabajo son el manejo del caudal de sedimentos que debe ser separado y el de la separación de suspensiones densas. Además, la Fuerza de Coriolis influye fuertemente en partículas en suspensión que giran a ω rpm's.

En este trabajo se estudia el problema de la recuperación del agua para un proceso de lavado de arena y se aplica en su parte medular los conceptos básicos de equilibrio de fuerzas, separación centrífuga, balance de masa y conservación del momento angular aplicado a un sistema de partículas en rotación para solucionar tanto el problema del caudal como el de la separación.

CAPÍTULO 1

1. LA PLANTA PARA EL LAVADO DE ÁRIDOS Y OBJETIVO DEL DISEÑO

En este capítulo haremos una breve revisión de algunos aspectos relevantes sobre las plantas de producción de agregados para la construcción (ver Figura 1.1), además de las condiciones de producción y de operación de una planta para el lavado de áridos. También revisaremos los aspectos relacionados a la generación de residuos que originaron el desarrollo de esta propuesta de ingeniería.



Figura 1.1 Vista de una planta de producción de agregados para la construcción [1]

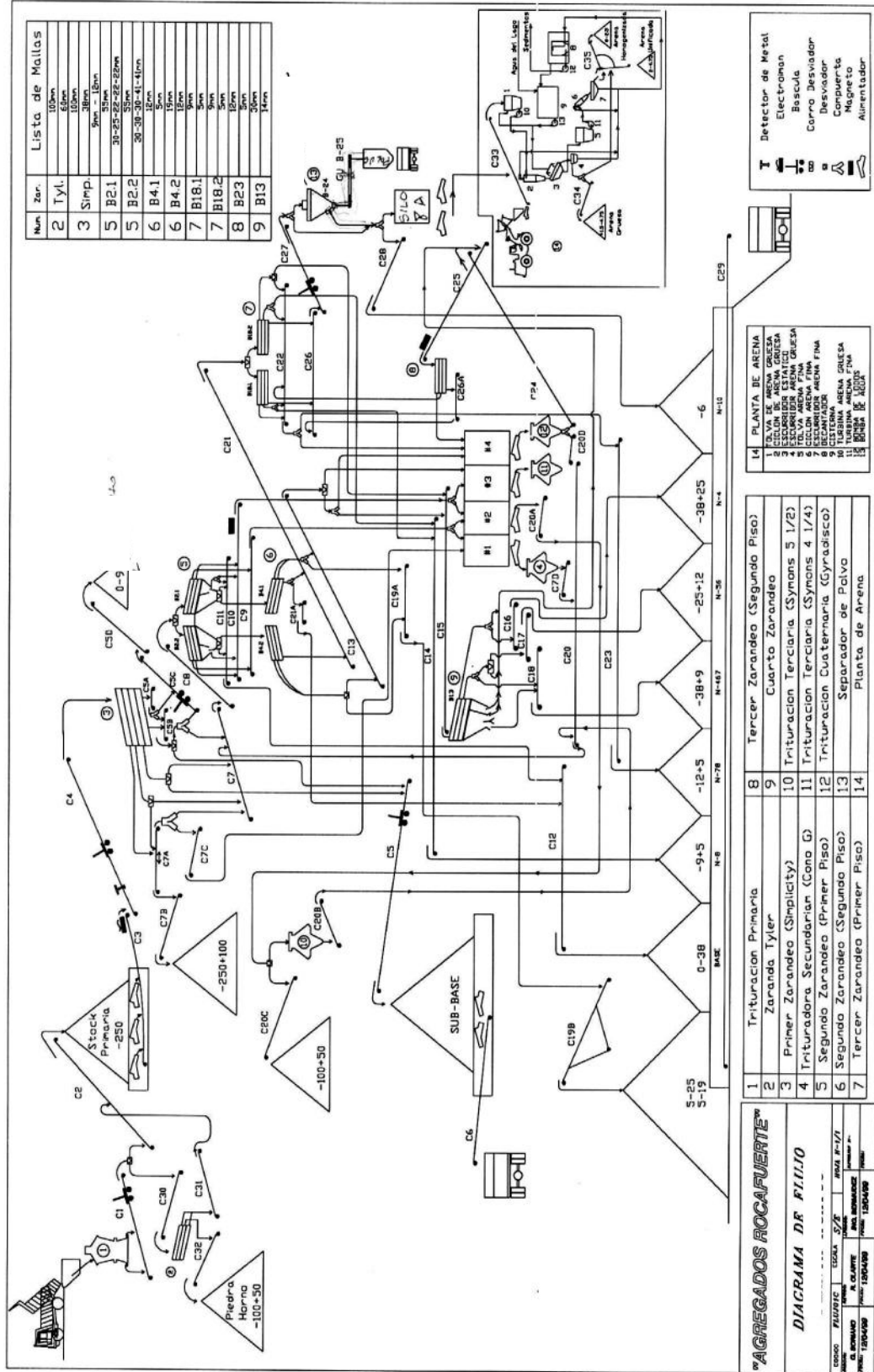
1.1 Información General de las Plantas de Agregados

Las plantas de producción de áridos trituran rocas extraídas de canteras para obtener agregados (piedra y arena) para la construcción en diferentes granulometrías. Una sola planta puede procesar 340.000 toneladas anuales que representan alrededor de 1.3 millones de dólares en ventas, y según la Agencia Regional de Control Minero de Guayaquil, del Ministerio de Recursos Naturales No Renovables, a diciembre de 2010 existían 32 concesiones mineras vigentes de canteras activas solo en la vía a la costa de Guayaquil [2].

Una sola de estas plantas puede consumir hasta 440.000 kW-h/mes para producir unas 76.500 ton/mes de piedras y arenas, 2.500 ton/mes de cal hidratada y 8500 ton/mes de piedra base y sub-base.

Las principales operaciones que se realizan son trituración, clasificación, alimentación, transporte y almacenado. La roca que se procesa es predominantemente piedra caliza con una resistencia a la compresión de entre 70 y 100 MPa, con una densidad de 2300kg/m³.

Al final de la clasificación se obtienen finos con un gran porcentaje de granos de roca, los cuales son transportados a un proceso de lavado por medio de cribas, zarandas, escurridores, hidrociclones y bombas.



| № | Zer. | Ytl. | Simp. | B2.1 | B2.2 | B4.1 | B4.2 | B18.1 | B18.2 | B2.3 | B13 |
|---|------|-------|-------|------------------|------------------|------|------|-------|-------|------|------|
| 2 | | 100mm | | 30-25-22-22-22mm | 30-30-30-41-41mm | 15mm | 15mm | 9mm | 9mm | 9mm | 14mm |
| 3 | | 100mm | | | | | | | | | |
| 5 | | 35mm | | | | | | | | | |
| 6 | | 15mm | | | | | | | | | |
| 7 | | 9mm | | | | | | | | | |
| 8 | | 9mm | | | | | | | | | |
| 9 | | 14mm | | | | | | | | | |

AGREGADOS ROCAFUERTE

DIAGRAMA DE FLUJO

ORDEN: 1504/00 ESCALA: 1/2" = 1' AREA: 10' x 11'

FECHA: 15/04/00 HOJA: 1504/00 PROYECTO: 1504/00

| 1 | 8 | 9 | 10 | 11 | 12 | 13 | 14 |
|----------------------|--------------------------------|---------------|-----------------|--------------------------------------|--------------------------------------|--------------------|-----------------|
| Trituración Primaria | Tercer Zarandeo (Segundo Piso) | Zaranda Tyler | Cuarto Zarandeo | Trituración Terciaria (Synons 5 1/2) | Trituración Terciaria (Synons 4 1/4) | Separador de Palvo | Planta de Arena |

PLANTA DE ARENA

- 1 ELVA DE ARENA GUESA
- 2 ELVA DE ARENA GUESA
- 3 ELVA DE ARENA GUESA
- 4 ELVA DE ARENA GUESA
- 5 ELVA DE ARENA GUESA
- 6 ELVA DE ARENA GUESA
- 7 ELVA DE ARENA GUESA
- 8 ELVA DE ARENA GUESA
- 9 ELVA DE ARENA GUESA
- 10 ELVA DE ARENA GUESA
- 11 ELVA DE ARENA GUESA
- 12 ELVA DE ARENA GUESA
- 13 ELVA DE ARENA GUESA
- 14 ELVA DE ARENA GUESA

Listo de Mallas

| № | Zer. | Ytl. | Simp. | B2.1 | B2.2 | B4.1 | B4.2 | B18.1 | B18.2 | B2.3 | B13 |
|---|------|-------|-------|------------------|------------------|------|------|-------|-------|------|------|
| 2 | | 100mm | | 30-25-22-22-22mm | 30-30-30-41-41mm | 15mm | 15mm | 9mm | 9mm | 9mm | 14mm |
| 3 | | 100mm | | | | | | | | | |
| 5 | | 35mm | | | | | | | | | |
| 6 | | 15mm | | | | | | | | | |
| 7 | | 9mm | | | | | | | | | |
| 8 | | 9mm | | | | | | | | | |
| 9 | | 14mm | | | | | | | | | |

Figura 1.2 Diagrama Funcional de una planta de producción de agregados para la construcción (cortésia Agregados Huayco)

Se producen entre 50 y 150 toneladas por hora de arena clasificada en gruesa, homogenizada y unificada, consumiéndose para ello unos 9650 KW-h /mes.

En la Figura 1.2 se muestra un esquema del complejo funcionamiento de una planta de áridos, desde la recepción del material que proviene de la explotación de cantera en la trituradora primaria, hasta la planta de lavado de los áridos que provienen de la última etapa de zarandeo. Todas las plantas de producción de áridos se basan en combinaciones de los siguientes procesos mineralúrgicos básicos [2]:

- Trituración: primaria, secundaria, terciaria o cuaternaria, mediante trituradores de mandíbulas, de conos, trituradoras de impacto, etc.
- Clasificación: primaria, secundaria o terciaria, con cribas estáticas o vibrantes.
- Operaciones auxiliares: alimentación, transporte, almacenado, etc.

La planta para el lavado es del tipo de “Lavado y Clasificación”, ésta recibe los áridos después de un proceso de 5 etapas de trituración y 7 etapas de zarandeo para clasificación. Los áridos vienen mezclados con polvo de roca, limos y arcillas que deben ser separados por lavado, con lo que se obtiene áridos lavados, los cuales se los comercializa como arena gruesa, unificada y homogenizada.

1.2 Revisión de la Operación en la Lavadora y en el Tanque Clarificador

La investigación y la toma de muestras se hicieron en una de las varias plantas de agregados que se ubican en la vía a la costa de la Ciudad de Guayaquil. En esta planta, el proceso de lavado de áridos es alimentado por una banda que transporta entre 70 y 150 toneladas de granos de roca y finos, en los cuáles la proporción de finos se ubica entre un 5% y un 25% en peso. En el proceso de lavado, el agua cargada de partículas es enviada a un tanque de clarificación de 75m^3 para la recuperación parcial del agua de proceso que luego es reenviada a una cisterna de 275m^3 .

Unos 23.5 m^3 de espesos lodos producidos en el tanque clarificador son bombeados a un camión cisterna, el cual los transporta a un vertedero.

Cuando la cantidad de finos es mayor, la producción de arena disminuye, y para acelerar el proceso se utiliza un floculante aniónico de alto peso molecular en el tanque clarificador. Al mejorar la velocidad de decantación y separación de finos en el tanque, se puede acelerar la velocidad de producción de áridos lavados.

En la Figura 1.3 se muestra un esquema del funcionamiento de la planta de lavado de áridos.

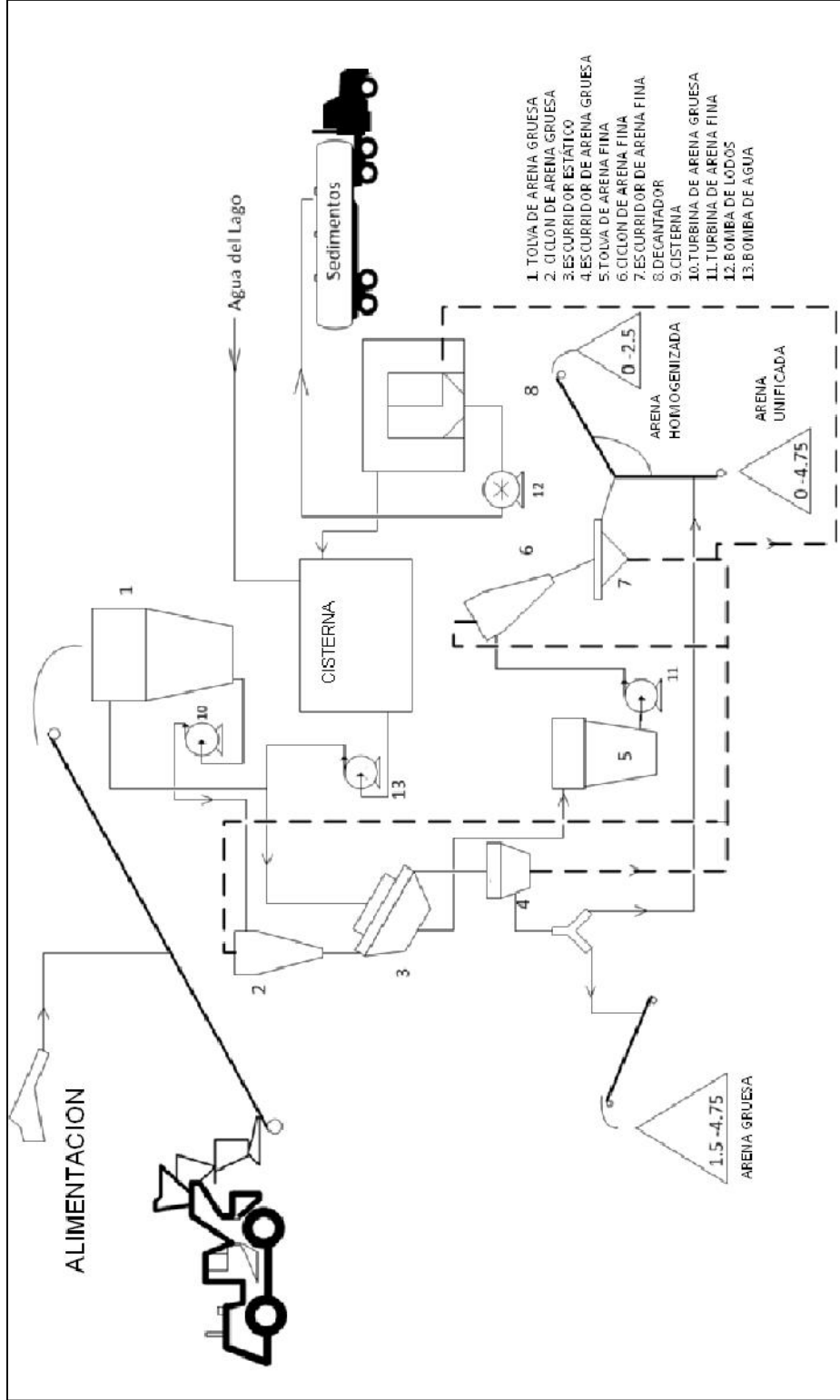


Figura 1.3 Diagrama funcional de una planta de lavado de áridos

1.3 El Problema del Consumo de Agua y su Recuperación

Por la planta de arena circula unos $105.7 \text{ m}^3/\text{h}$ de agua para lavado, y aproximadamente un 25% del caudal se pierde en la arena lavada y en los sedimentos enviados al vertedero. El agua es bombeada desde una laguna ubicada a 500m de la planta, la cual anualmente se llena con las precipitaciones pluviales invernales. Ocasionalmente, el volumen de la laguna no abastece la demanda anual de agua del proceso estimada en unos 45.000 m^3 , por lo que ha sido necesario incurrir en altos costos de compra de agua por medio de tanqueros, lo que limita la producción de arena lavada. En la Figura 1.4 se aprecia una imagen de la planta de lavado de arena, y en la Figura 1.5 se muestra un esquema de los equipos de bombeo y los flujos que se mueven en el proceso, así como de las concentraciones estimadas.



Figura 1.4 Vista de una planta de lavado de áridos

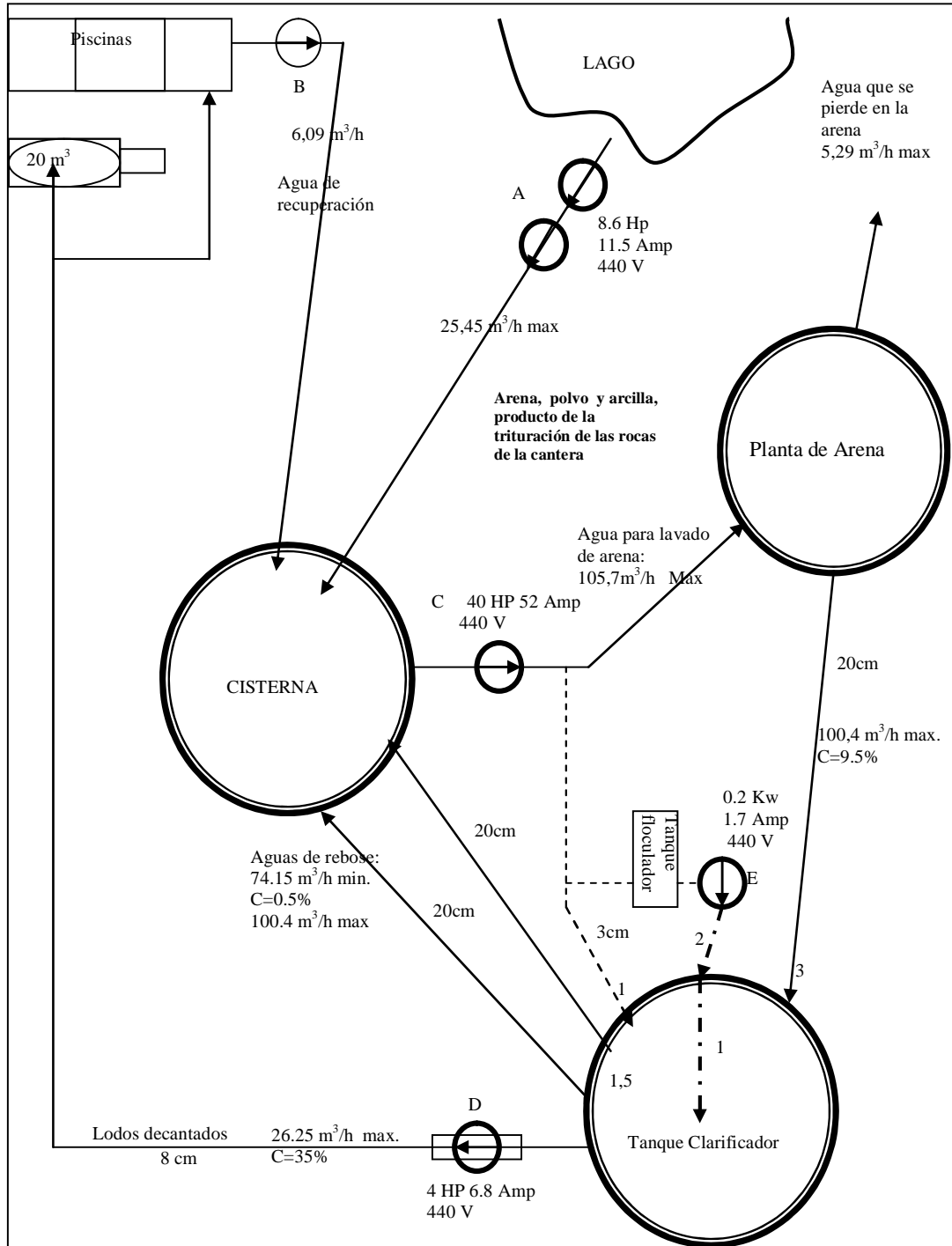


Figura 1.5 Esquema operacional del agua en el proceso de lavado

1.4 Objetivo y Justificación

Aún cuando los sedimentos extraídos del clarificador son densos, pruebas preliminares mostraron que es factible utilizar las fuerzas centrífugas para la separación de partículas sólidas bajo sedimentación inhibida, por lo que el objetivo de este trabajo es realizar el diseño conceptual de un equipo de separación por centrifugación que permita la recuperación del agua en el proceso de lavado de áridos con las características aquí descritas.

La industria de la separación y recuperación de efluentes es una industria muy importante que maneja grandes capitales y modernas tecnologías. Los equipos de separación encuentran aplicación en un sin número de procesos industriales (lácteos, aceites, petróleo y combustibles, etc.). Innovar en el campo de la separación ofrece grandes oportunidades tanto en el ámbito profesional como en el empresarial y comercial.

1.5 Metodología

No hay una norma o procedimiento para el diseño de un determinado equipo, pero se seguirá las reglas generales que envuelven cualquier proceso de diseño:

1. Se investigará el proceso de lavado con el fin de determinar las condiciones operativas.
2. Se determinará mediante ensayos de laboratorio las propiedades físicas y químicas del agua de proceso, los sedimentos y los sólidos.
3. Se determinará las propiedades físicas y sedimentantes de los sólidos en suspensión a $1\vec{g}$ y a $n\vec{g}$.
4. Se investigará acerca de los métodos de separación y de los equipos disponibles en el mercado.
5. Se investigará las distintas teorías sobre la separación.
6. Se establecerán los parámetros de diseño que debe cumplir un equipo que satisfaga las condiciones operativas.
7. Se establecerán los objetivos del diseño y las ecuaciones básicas necesarias para lograr el efecto de la separación en suspensiones de baja y alta concentración.
8. Se evaluará diferentes alternativas para lograr el diseño más apropiado, y se visualizará con la ayuda de programas basados en CFD los problemas que se generan durante la separación.
9. Se determinará las dimensiones que debe tener un equipo de separación centrífuga utilizando un modelo de cilindro giratorio.

CAPÍTULO 2

2. ENSAYOS PARA LA CARACTERIZACIÓN DEL AGUA DE PROCESO, LOS SÓLIDOS Y LA SUSPENSIÓN

A continuación se hace una descripción breve de los ensayos realizados sobre los sedimentos, el agua y los sólidos, y se presentan los resultados obtenidos en las curvas y tablas correspondientes.

2.1 Ensayos para Caracterizar el Agua de Proceso

Un muestreo realizado por un laboratorio independiente en tres puntos de la planta determinó parámetros como el pH, la turbiedad, y el contenido de sólidos. Los resultados se muestran en la Tabla 2.1. También se midió la viscosidad del agua en el Laboratorio de Ciencias Químicas de la ESPOL utilizando la norma ASTM D445-71 que utiliza un viscosímetro de Saybolt Universal No.25. A una temperatura de operación de 36°C se midió una viscosidad de 0.767141cSt, y siendo que la viscosidad del agua dulce a esa temperatura es de 0.71cSt, se observa un incremento en la viscosidad de un 8%. La densidad del agua se midió con el Método del Picnómetro, dando como resultado un valor de 1.023808 gr/cm³.

Tabla 2.1 Análisis de laboratorio para las aguas del proceso

| Muestra #1 Sedimentos extraídos del Tanque Clarificador | | Muestra #3 Cisterna de Agua Potable | | |
|---|-----------|-------------------------------------|-----|----------|
| Muestra #2 Agua de la Laguna artificial | | | | |
| Muestras | 1 | 2 | 3 | Unidades |
| Temperatura | 30-36 | 35.5 | 30 | °C |
| PH | 5 - 8 | 7 | 7 | |
| Turbiedad | 1'225.000 | x | x | |
| Sólidos totales | 367056 | 888 | 228 | mg/Lt |
| Sólidos totales fijos | 343008 | 676 | 228 | mg/Lt |
| Sólidos suspendidos | 365460 | 120 | 112 | mg/Lt |
| Sólidos sedimentables | 974.4 | 0.1 | 0 | ml/Lt |
| Dureza total (CaCO ₃) | 716 | 296 | 56 | mg/Lt |

2.2 Ensayos para Caracterizar la Suspensión

Los siguientes ensayos se realizaron en tres laboratorios diferentes, el laboratorio de Agregados Huayco, el laboratorio de Ciencias Químicas y el laboratorio de la Facultad de Ciencias de la Tierra de la ESPOL.

Para la caracterización de las diferentes propiedades de la suspensión (ver fig. 2.1) se requiere medir parámetros tales como el mínimo volumen de sedimentación, la densidad de los sedimentos, su masa y el contenido de sólidos secos a diferentes concentraciones, entre otros.



Figura 2.1 Llenado del camión cisterna con sedimentos del clarificador

Los instrumentos que se utilizaron para el desarrollo de los experimentos se presentan en la Tabla 2.2:

Tabla 2.2 Instrumentos utilizados para los ensayos

| Cantidad | Instrumento | Capacidad o Rango | Grado de apreciación |
|-----------------|-----------------------|--------------------------|-----------------------------|
| 1 | Balanza electrónica | -> 2 kg. | Prec. ± 0.01 |
| 1 | Probeta | 100ml | $\pm 0.5ml$ |
| 1 | Probeta | 500ml | $\pm 5ml$ |
| 1 | Probeta | 1000ml | $\pm 10ml$ |
| 1 | Centrífuga | 0 –1750 rev/min | $\pm 100rpm$ |
| 2 | Tubos para centrífuga | 100ml | $\pm 5ml$ |
| 1 | Horno para secado | 25 - 150°C | $\pm 1^{\circ}C$ |
| 1 | Plato de evaporación | 25ml | — |

1. *Densidad de la suspensión vs. concentración en peso*

Procedimiento a $1\vec{g}$: Se pesa un volumen inicial de 500ml de una muestra de sedimentos. Se deja sedimentar 5, 10, 20, 30 y 60 minutos en una probeta como la mostrada en la Figura 2.2. Se extrae el líquido sobrenadante y luego una muestra del sedimento a la cual se le mide la densidad y la concentración.

A $n\vec{g}$ se toma una muestra de 100ml y se centrifuga a 1500rpm's durante 5, 10, 20, 30 y 60 segundos (ver fig.2.3). En cada ensayo se extrae el líquido sobrenadante y una muestra del sedimento a la que se le mide la densidad y la concentración.

Se comparan los datos obtenidos de una sedimentación mediante pruebas a $1\vec{g}$ y a $n\vec{g}$. Los resultados se muestran en la Figura 2.4.



Figura 2.2 Probeta utilizada para el ensayo a $1\vec{g}$

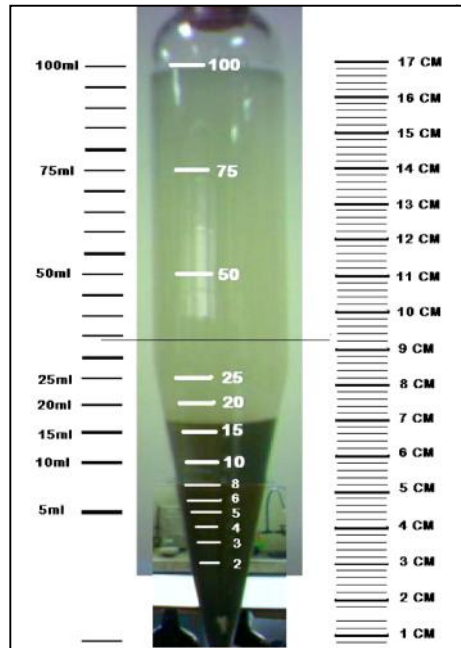


Figura 2.3 Tubo de centrifugación utilizado para el ensayo a $n\vec{g}$

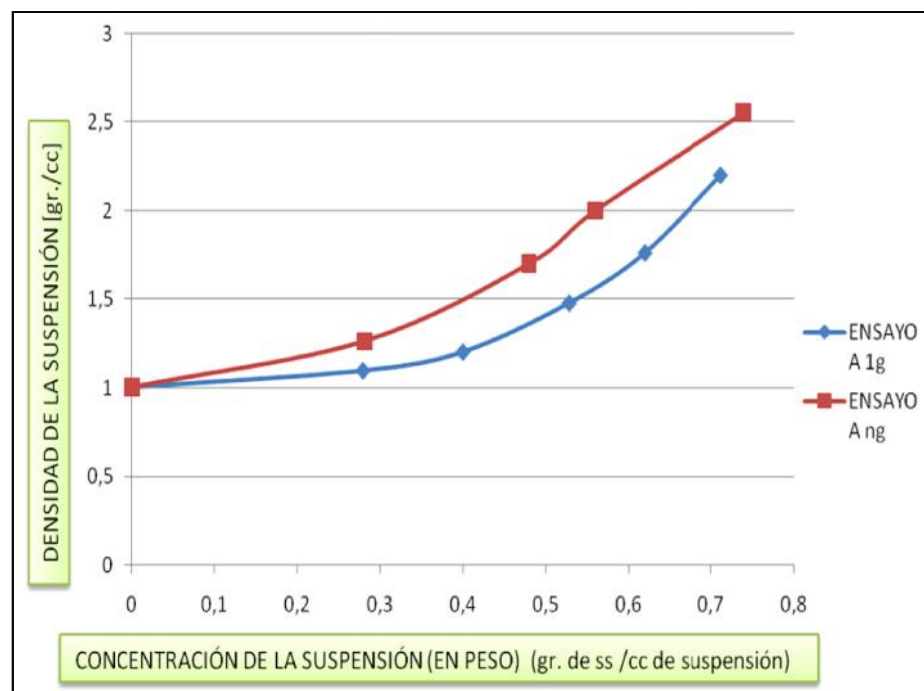


Figura 2.4 Concentración vs densidad de la suspensión

2. Determinación de la reducción en volumen vs tiempo a distintas concentraciones

Una probeta de 1000ml se llena con una suspensión a cierta concentración. Cada cierto tiempo se registra el volumen sedimentado con respecto del volumen total. Se repite el ensayo a varias concentraciones. Véanse los resultados en la Figura 2.5.

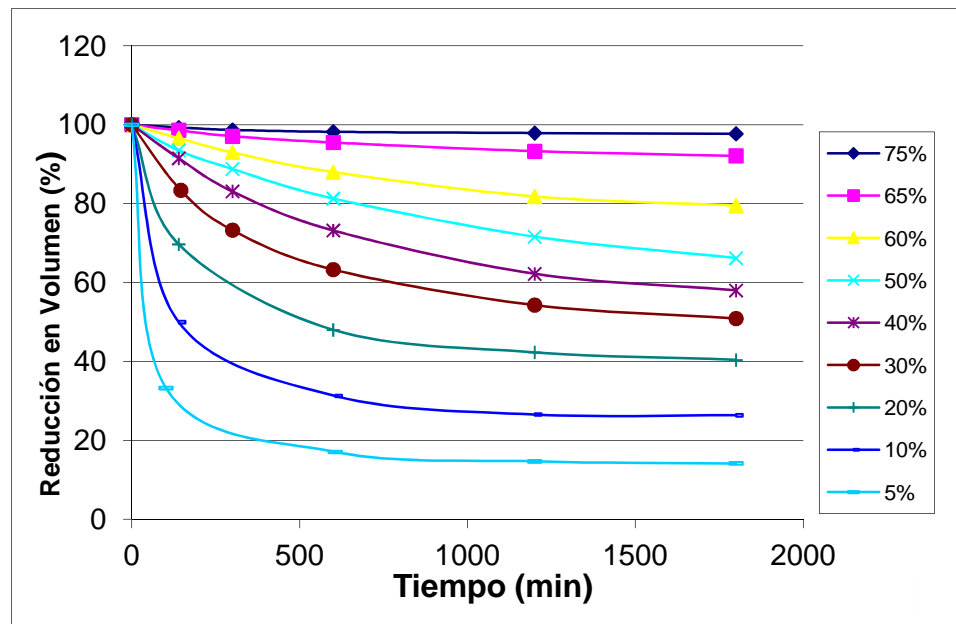


Figura 2.5 Reducción en volumen vs tiempo de la suspensión ($1\vec{g}$)

3. Medición de la velocidad de sedimentación en función de la concentración a $1\vec{g}$.

Una probeta graduada en mm y con un volumen de 500ml, se llena con una muestra a cierta concentración. Se anota la distancia y el tiempo de sedimentación en un periodo de 24 horas. Los resultados se muestran en la Figura 2.6

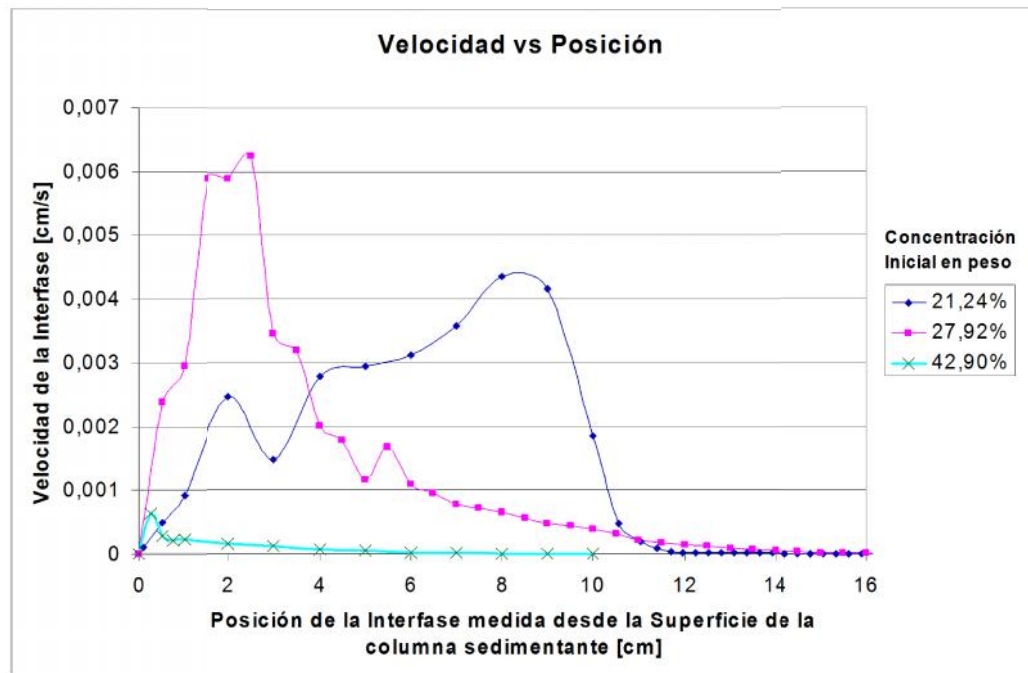


Figura 2.6 Velocidad de la interface como función del tiempo para tres muestras con altas concentraciones

La Figura 2.6 muestra que la mayor velocidad de sedimentación de la interface se alcanzó en la muestra con 27.92% de concentración. Es notable que en las tres muestras, cada vez que se alcanza una velocidad pico ocurre un rápido descenso en la velocidad.

Es decir, hay un cierto valor de concentración justo antes del cual se consigue la máxima velocidad de desplazamiento. Los cálculos muestran que las mayores velocidades de sedimentación se consiguen justo cuando el volumen sedimentante alcanza una concentración del 30%.

4. Ensayos de centrifugación para medir el porcentaje sedimentado

El objetivo es determinar la fracción de sólidos que sedimenta más rápidamente, en una suspensión con una concentración inicial del 12.5%. El ensayo se lleva a efecto en una centrífuga a distintas revoluciones y variando el tiempo de centrifugado (ver fig. 2.7). En cada ensayo se extrae el líquido sobrenadante, el cual se lo vuelve a centrifugar. Se anota el volumen que queda en cada ensayo. Se repite el ensayo para varias muestras. Los cuadros amarillos de la Tabla 2.3 muestran la forma en cómo grandes fracciones de sedimentación se alcanzan cada vez más rápidamente al aumentar la velocidad de centrifugado, y los cuadros en cian indican que a mayor velocidad de giro, menos compactos son los sedimentos, por cuanto se alcanzan mayores volúmenes de éstos. Las curvas se grafican en la fig. 2.8



Figura 2.7 Equipo utilizado para el ensayo de centrifugación

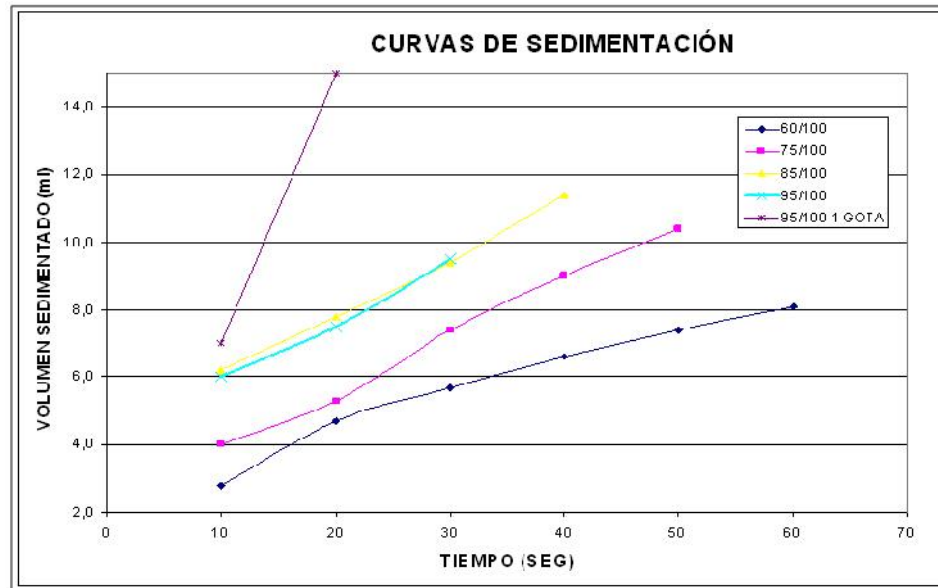


Figura 2.8 Curvas del ensayo de centrifugación (volumen sedimentado)

5. Ensayo para determinar la curva de sedimentación

Para construir la curva de sedimentación se utiliza una probeta de 1000ml, altura de 31,5cm y diámetro de 6,7cm dentro de la cual se añade una suspensión con una concentración de un 26%. Se toma una referencia y se anota la posición de la interface en el tiempo. Se repite el experimento para una concentración del 42%. El ensayo se llevó a efecto durante un tiempo de 27 horas, y muestra las tendencias del sedimento a comprimirse hasta un volumen final cuya concentración será de un máximo del 70% en peso. El volumen final de sedimentación requiere un tiempo mucho mayor. Los resultados se muestran en la Figura 2.9

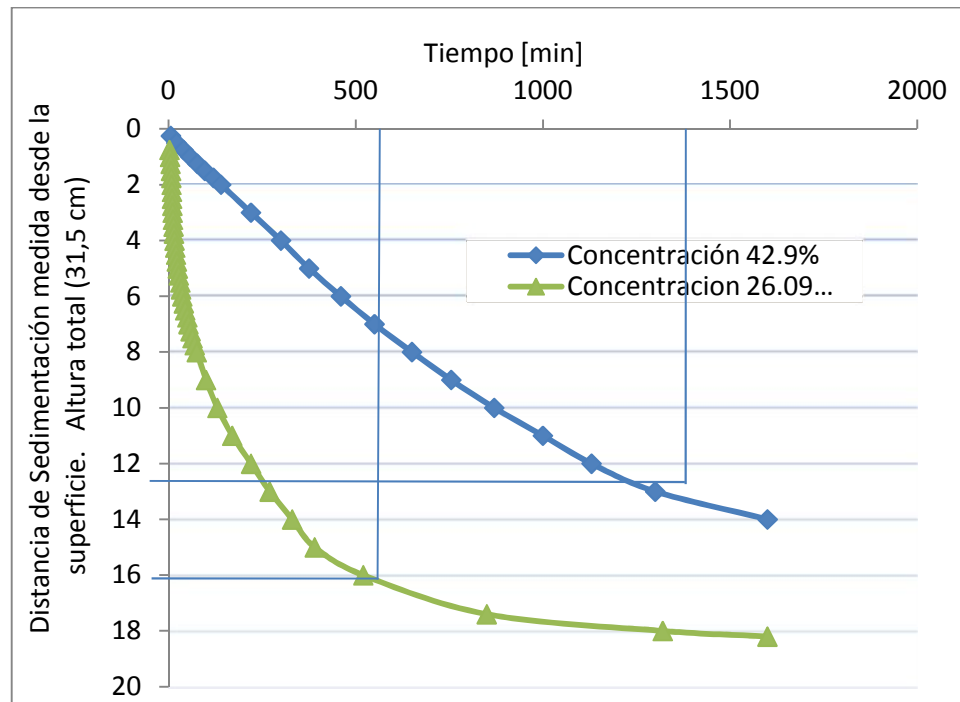


Figura 2.9 Curvas de sedimentación en función de la posición de la interface

2.3 Ensayos para Caracterizar el Sedimento

1. *Determinación del Módulo de Finura y del contenido de finos en una muestra del material a ser lavado*

Se determinó mediante la norma ASTM C-136 (Standard Test Method for Sieve Analysis of Fine and Coarse Aggregates) que la cantidad de finos pasantes del tamiz 200 de la alimentación, fue del 21.34% para una producción de 75 ton/h. El contenido de finos en el material a lavar varía en cada etapa de explotación y se conoce que su proporción puede llegar a niveles tan altos como un 40% o más. La Tabla 2.4 muestra los resultados de este ensayo.

Tabla 2.4 Modulo de finura del material a ser lavado

| ϕ | <i>m(gr)</i> | <i>% retenido parcial</i> | <i>% retenido acumulado</i> | <i>% pasante</i> |
|-----------------|--------------|-------------------------------|---------------------------------|---------------------------|
| 3/8 pulg | | | | |
| # 4 | 61.6 | 13.81 | 13.81 | 86.19 |
| # 8 | 97.2 | 21.8 | 35.61 | 64.39 |
| # 16 | 59.1 | 13.25 | 48.86 | 51.14 Arena fina |
| # 30 | 52.4 | 11.75 | 60.61 | 39.38 Arena fina |
| # 50 | 33.2 | 7.45 | 68.06 | 31.94 de finos |
| # 100 | 24.5 | 5.49 | 73.55 | 26.45 de finos |
| # 200 | 22.8 | 5.11 | 78.76 | 21.34 de finos |
| Fondo | 95.1 | 21.34 | 100 | |
| total | 445.9 | | | M.F.=299.5/100=2.9 |

2. *Tamizado de una muestra de sedimentos obtenida del camión cisterna*

Se tamizó un kilogramo de sedimentos procedentes del camión cisterna utilizando los tamices No. 70, 100, 230 y 400. Se registra el porcentaje retenido en peso. Los resultados se muestran en la Tabla 2.5.

Tabla 2.5 Tamizado de una muestra procedente del camión cisterna

| NO. DE MALLA | VALOR EN MICRAS | % RETENIDO |
|--------------|-----------------|--------------|
| Estim70 | 212 | 1.26 |
| 100 | 150 | 0.64 |
| 230 | 63 | 1.06 |
| 400 | 38 | 3.16 |
| | RETENIDO | 6.12 |
| | PASANTE | 93.88 |

3. *Resumen de un ensayo para medir la distribución granulométrica de los sedimentos.*

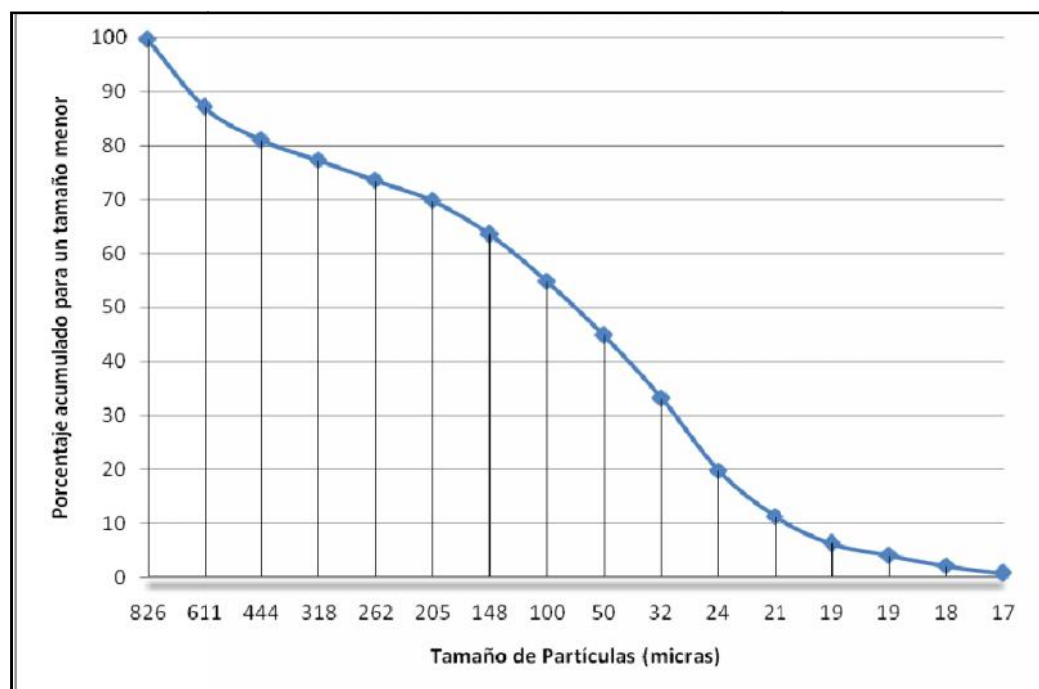
Se utiliza la norma ASTM Pub 234, 1959, con la cual se determina la distribución granulométrica en masa. Se utiliza un hidrómetro estándar para agua, el cual se introduce en un recipiente con una muestra de 1300ml de suspensión y con 50gr de sólidos secos. Los datos se muestran en la tabla 2.6 y los resultados en la 2.7.

Tabla 2.6 Datos para el cálculo del ensayo hidrométrico

| | | | |
|--|-------|--------|-------|
| Peso específico de los sólidos | Gs = | 2,75 | gr/cc |
| Volumen de la Suspensión | V = | 1000 | cc |
| Peso unitario del agua a la temperatura de calibración del hidrómetro (28°C) | X_c | 0,9963 | |
| Lectura del hidrómetro en la suspensión (28°C) | r = | 25 | |
| Lectura del hidrómetro en agua destilada (28°C) | rw = | 0,2 | |
| Porcentaje que pasa por el tamiz 200 | | 75,30% | |
| Peso seco de la muestra de suelo | Ws = | 50 | gr. |
| Temperatura del agua | | 28 | °C |

Tabla 2.7 Resultados del ensayo hidrométrico

| Tiempo | R | Rw | Temp | R - Rw | N(%) | Zr(cm) | Sqrt(Zr/t) | D | N' |
|---------|------|----|------|--------|--------|----------------------|------------|--------|-------|
| t (min) | | | | | | carta de calibración | | | |
| 0,25 | 50 | 10 | 28 | 40 | 125,25 | 10,75 | 6,56 | 826,24 | 99,57 |
| 0,5 | 45 | 10 | 28 | 35 | 109,59 | 11,75 | 4,85 | 610,81 | 87,13 |
| 1 | 42,5 | 10 | 28 | 32,5 | 101,76 | 12,4 | 3,52 | 443,69 | 80,90 |
| 2 | 41 | 10 | 28 | 31 | 97,07 | 12,7 | 2,52 | 317,51 | 77,17 |
| 3 | 39,5 | 10 | 28 | 29,5 | 92,37 | 13 | 2,08 | 262,29 | 73,44 |
| 5 | 38 | 10 | 28 | 28 | 87,67 | 13,3 | 1,63 | 205,50 | 69,70 |
| 10 | 35,5 | 10 | 28 | 25,5 | 79,85 | 13,8 | 1,17 | 148,02 | 63,48 |
| 23 | 32 | 10 | 28 | 22 | 68,89 | 14,5 | 0,79 | 100,04 | 54,77 |
| 97 | 28 | 10 | 28 | 18 | 56,36 | 15,3 | 0,40 | 50,04 | 44,81 |
| 250 | 23,3 | 10 | 28 | 13,3 | 41,65 | 16,24 | 0,25 | 32,11 | 33,11 |
| 480 | 17,9 | 10 | 28 | 7,9 | 24,74 | 17,32 | 0,19 | 23,93 | 19,67 |
| 650 | 14,5 | 10 | 28 | 4,5 | 14,09 | 18 | 0,17 | 20,97 | 11,20 |
| 770 | 12,5 | 10 | 28 | 2,5 | 7,83 | 18,4 | 0,15 | 19,48 | 6,22 |
| 850 | 11,6 | 10 | 28 | 1,6 | 5,01 | 18,58 | 0,15 | 18,63 | 3,98 |
| 950 | 10,8 | 10 | 28 | 0,8 | 2,50 | 18,74 | 0,14 | 17,70 | 1,99 |
| 1140 | 10,3 | 10 | 28 | 0,3 | 0,94 | 19,84 | 0,13 | 16,62 | 0,75 |

**Figura 2.10** Distribución acumulada del tamaño de partículas

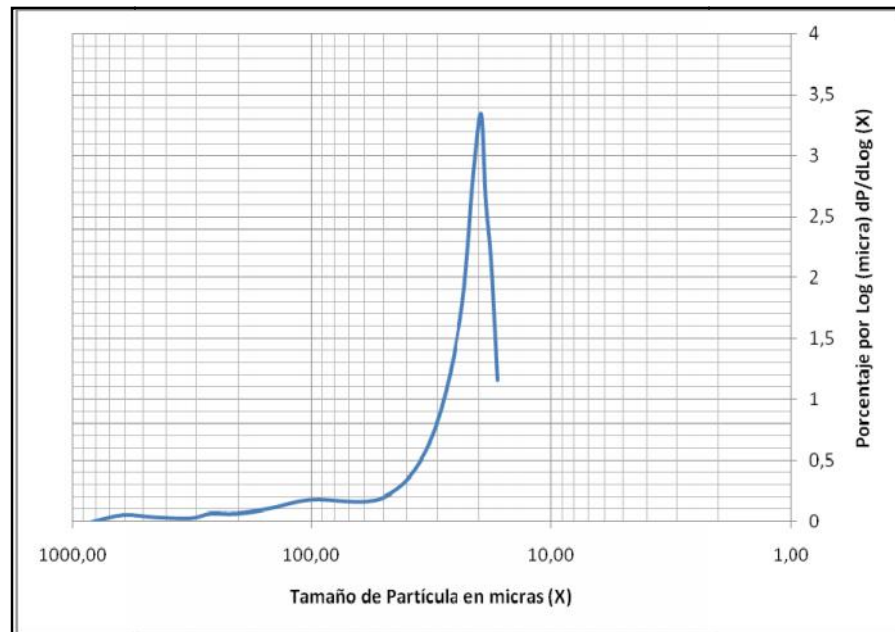


Figura 2.11 Porcentaje de frecuencias del tamaño de partículas

Los gráfica 2.11 ha sido obtenida a partir de la curva acumulada logarítmica 2.10, e indica que la mayor concentración de finos en la suspensión se encuentra en el rango de entre 0 y 50 micras con un valor de moda igual a 20 micras. Estos valores nos permiten conocer el tamaño de partículas sobre el cual enfocar la separación. Podríamos plantear el diseño incluso para lograr la separación de partículas de 10 μ m, lo cual nos permitiría una buena eficiencia de separación.

4. Resumen de un ensayo para estimar la densidad de las partículas

En este ensayo se pesa varias muestras con una balanza analítica y se mide el volumen de cada muestra. A falta de un método más

adecuado, éste método nos permite obtener valores solo como referencia. Para medir el volumen de cada muestra se llenan probetas graduadas con 100ml de diesel como elemento portante y se adiciona los sólidos cuidadosamente. Se usa diesel debido a que las partículas presentan menor absorción que el agua. Se mide el cambio en el volumen de referencia. Los resultados se muestran en la tabla 2.8:

Tabla 2.8 Resultados estimados de la densidad de partícula

| | | | | | | | |
|----------|------|------|------|------|------|------|------|
| Masa | 28,5 | 28,5 | 29 | 30 | 29 | 29,5 | 28,5 |
| Volumen | 10,3 | 10,4 | 10,5 | 11 | 10,7 | 10,3 | 10,5 |
| Densidad | 2,76 | 2,74 | 2,76 | 2,72 | 2,71 | 2,86 | 2,71 |

Densidad promedio estimada de los sólidos = 2.75 ± 0.05

[gr/cm³]

2.4 Resumen de resultados

Los más importantes resultados obtenidos de los ensayos son los siguientes:

1. Variación de la temperatura de los sedimentos: 30-35°C

2. La máxima concentración que puede alcanzar la suspensión es del 70% en peso. En ese punto, la densidad del sedimento es de 2500kg/m^3 .
3. Una suspensión con un 35% de concentración de sólidos en peso se demora casi 10 horas en reducir su volumen un 40%, y unas 30 horas en reducir su volumen un 50%.
4. La mayor velocidad de sedimentación se alcanza justo cuando la suspensión tiene una concentración del 30% de sólidos en peso.
5. El número de fracciones que se pueden extraer en un ensayo de sedimentación por centrifugación disminuye con el aumento de la velocidad.
6. Una columna de 17cm de sedimentos con 12.5% de concentración puede sedimentar a 1750rpm's casi en su totalidad en un tiempo de 20s.
7. El 94% de los finos contenidos en una muestra de sedimentos del tanque de clarificación son pasantes del tamiz 400 ($38\mu\text{m}$).
8. Las partículas tienen una distribución de tamaños centrada en $20\mu\text{m}$
9. Se estimó una densidad de partícula de 2750kg/m^3 .

CAPÍTULO 3

3. TEORÍA DE LA SEPARACIÓN INHIBIDA

En este capítulo revisaremos la teoría relacionada con la sedimentación inhibida, la cual involucra las ecuaciones de la conservación de la masa y del momento angular. A diferencia de la sedimentación inhibida, la sedimentación libre se puede modelar únicamente por un balance de fuerzas, por lo que su desarrollo lo dejaremos como parte del diseño en el capítulo siguiente.

3.1. Sobre la Separación Centrífuga

El análisis físico-matemático de la separación de sólidos suspendidos es en general extremadamente complejo. Los equipos se diseñan para condiciones específicas de operación, y son muchas las variables a tomar en cuenta tan solo para su selección. El tipo de suspensión, sus propiedades químicas, la concentración, la densidad, la distribución del tamaño de partículas, el caudal de operación, el tiempo de operación, el objetivo de la separación, las condiciones de operación, el método de recuperación, las fuerzas G/g requeridas, la

temperatura y el pH son los parámetros más generales que los fabricantes toman en cuenta cuando tratan una nueva condición.

Entre los equipos de separación tenemos filtros prensa, filtros de bandas, filtros centrífugos, centrífugas de tambor, decanters, tricanters, los clarificadores de gravedad, los hidrociclones, etc. Solo ciertos equipos como los filtros prensa pueden trabajar con altos caudales, altas concentraciones y un pequeño tamaño de partícula.

3.2. El modelaje de la Sedimentación

Hay teorías sencillas y complejas para el diseño de los equipos de sedimentación y que se pueden encontrar en algunos manuales, pero al momento de diseñar un equipo para una aplicación específica se toman en cuenta variables que producen ecuaciones que solo cada diseñador y fabricante maneja.

Inclusive, el análisis de la suspensión conlleva a estudios relacionados con la dinámica de la sedimentación que intenta modelar matemáticamente las tasas de sedimentación y los perfiles de concentración (Figura 3.1). Investigaciones recientes han permitido el desarrollo de técnicas no invasivas para la medición, e incluso técnicas computacionales para el modelaje de sistemas particulados y floculados. Desafortunadamente el tiempo de sedimentación total para los sistemas investigados aún se prolonga por días o semanas.

En el caso de la sedimentación libre, la separación de partículas se modela por un balance de fuerzas. En la sedimentación inhibida aparecen fenómenos como la convección y la difusión que obstaculizan la separación, además del efecto Coriolis que influye notablemente en el proceso. Muchos investigadores utilizan volúmenes de control y las leyes de la conservación de la masa, la energía y el momentum representadas en las ecuaciones de Navier-Stokes para el desarrollo de modelos matemáticos complejos. Frente a esta complejidad, los fabricantes prefieren usar métodos experimentales que definen por ejemplo, la velocidad de crecimiento de la torta, la velocidad de la interface, el área de sedimentación y las propiedades de las partículas y del fluido, además de tablas y figuras experimentales que muestran el rango de utilización de los equipos, el tamaño de corte, la aceleración producida, el flujo y la concentración.

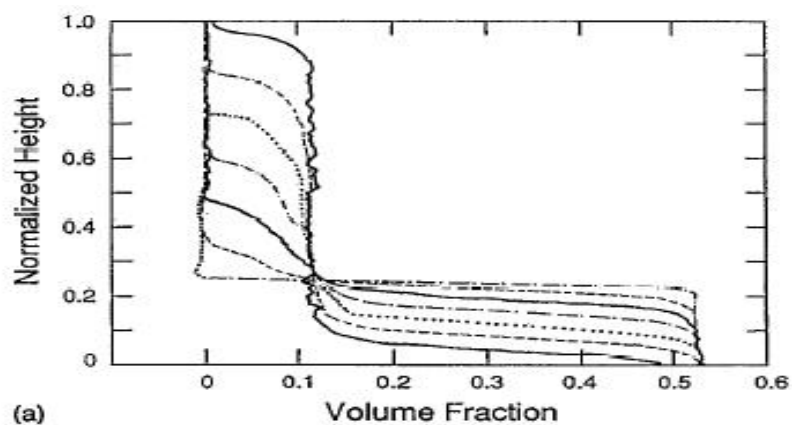


Figura 3.1 Ejemplos de perfiles de concentración en sedimentación inhibida (método NMRI) [5]

3.3. Desarrollo del Modelo Matemático de la Sedimentación Inhibida

Se relaciona con el desplazamiento y equilibrio de las interfaces, los caudales de alimentación, las concentraciones, las disposiciones geométricas y las tasas de recuperación a un determinado corte. La referencia [6] y [7] nos muestran indicios del planteamiento para un procedimiento de cálculo para la sedimentación inhibida.

Considerando una condición inicial sencilla en la que a $t = 0$ la concentración de sólidos w_{so} es constante a través de todo el territorio de la suspensión, definido por: $r_L \leq r \leq r_b$, en donde r_L y r_b son respectivamente, los radios correspondientes a la superficie libre y al recipiente.

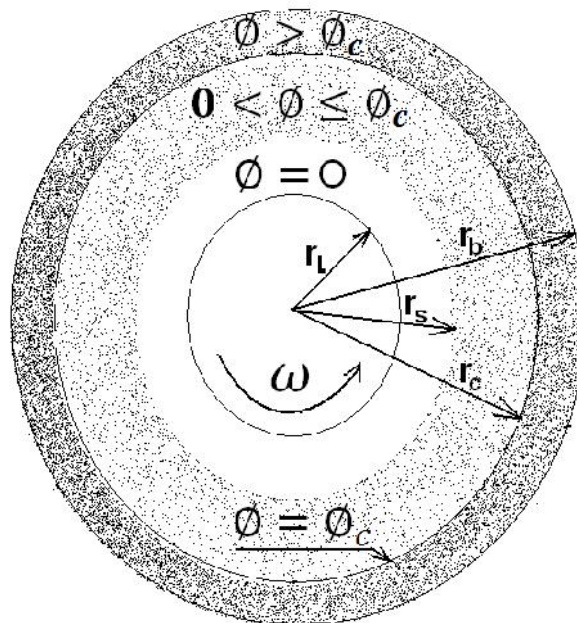


Figura 3.2 Modelo de un cilindro rotacional axisimétrico [6]

A tiempos superiores a cero, coexisten tres capas: la superior clarificada, la capa de la suspensión y la capa de sedimentos (ver fig. 3.2). La Ecuación 3.1 define la “Concentración” como función de la Cantidad de Partículas de Masa (m_i) que existe en una región de Volumen \forall :

$$W = \frac{\sum m_i}{\forall} \quad 3.1$$

Para $t = 0$, $r_s = r_l$, y $r_c = r_b$. Luego, para $t > 0$, $r_s > r_l$ y $r_c < r_b$. En el 1er caso $\phi_{s_0} = cte$, y en el segundo, ϕ_s varía con el tiempo.

Conservación del Momento Angular

Al aplicar la Ley de la Conservación Angular al inicio y al final de la sedimentación [7], se puede desarrollar la Ecuación 3.2 como sigue:

$$L_{r_l} - L_{r_s} = L \quad 3.2$$

$$I_{r_l} \omega_1 - I_{r_s} \omega_2 = L$$

$$\frac{1}{2} \left(\sum m_i \right) (r_b^2 + r_l^2) * \omega_1 - \frac{1}{2} \left(\sum m_i \right) (r_b^2 + r_s^2) * \omega_2 = L$$

Asumimos que la masa de partículas se conserva antes y después de la sedimentación, aún cuando el volumen que las contiene cambia. El giro de esta masa sedimentante en forma de anillo cilíndrico se ve únicamente afectado por la presencia de la Fuerza de Coriolis, la cual

resta cantidad de movimiento a cada partícula y al anillo de partículas como un todo, frenando su rotación frente al sistema giratorio y anulando la conservación del momento angular. De la Ec. 3.1 tenemos:

$$\frac{1}{2}(\phi_{so} * \nabla_{rl})(r_b^2 + r_l^2) * \omega_1 - \frac{1}{2}(\phi_s * \nabla_{rs})(r_b^2 + r_s^2) * \omega_2 = L$$

$$\frac{1}{2}\phi_{so} * \pi(r_b^2 - r_l^2) * h * (r_b^2 + r_l^2) * \omega_1 - \frac{1}{2}\phi_s * \pi(r_b^2 - r_s^2) * h * (r_b^2 + r_s^2) * \omega_2 = L$$

$$\frac{1}{2}\pi * h * [\phi_{so}(r_b^4 - r_l^4)\omega_1 - \phi_s(r_b^4 - r_s^4)\omega_2] = L \quad 3.3$$

Donde h es la altura del cilindro giratorio. Las fuerzas que intervienen en el desplazamiento de las partículas son la fuerza centrífuga, el arrastre, la fuerza de flotación, la fuerza producida por el contraflujo de agua que se opone a la sedimentación, y la fuerza de Coriolis que influye sobre cada una de las partículas y por lo tanto sobre la masa sedimentante.

De las fuerzas mencionadas, tanto la fuerza de Coriolis como el contraflujo ejercen un momento angular sobre esta masa, ambos en oposición, pues el contraflujo tiende a acelerar la rotación mientras que la fuerza de Coriolis tiende a frenarla. Aquí consideraremos que el momento angular producido por ambas fuerzas se compensan el uno con el otro. Si el momento angular de ambos cilindros permanece constante, la Ecuación 3.3 es reemplazada por la Ecuación 3.4:

$$[\phi_{so}(r_b^4 - r_l^4)\omega_1 - \phi_s(r_b^4 - r_s^4)\omega_2] = 0 \quad 3.4$$

Considerando que la interface aire líquido permanece estacionaria a un radio r_L , mientras que la interface líquido – suspensión, con radio r_s , se expande radialmente hacia el exterior con t y con r_s , y asumiendo que $\omega_1 = \omega_2$, se obtiene la Ecuación 3.5:

$$\frac{\phi_{so}}{\phi_s} = \frac{(r_b^4 - r_s^4)}{(r_b^4 - r_l^4)} \quad 3.5$$

El Balance de Masas

En sedimentación inhibida la suma de las masas de cada anillo debe ser igual a la masa total al inicio de la separación:

$$m_1 + m_2 = m_T \quad 3.6$$

$$\pi(r_b^2 - r_c^2)h * \varepsilon_s + \pi(r_c^2 - r_s^2)h * \phi_s = \pi(r_b^2 - r_l^2)h * \phi_{so}$$

$$r_b^2(1 - \phi_s) - r_c^2(1 - \phi_s) + r_c^2\phi_s - r_s^2\phi_s = r_b^2\phi_{so} - r_l^2\phi_{so}$$

Después de algunas operaciones algebraicas, obtenemos:

$$r_b^2(1 - \phi_s - \phi_{so}) - r_c^2(1 - 2\phi_s) - r_s^2\phi_s + r_l^2\phi_{so} = 0$$

Y siendo que $1 - \phi_s = \varepsilon_s$ y $1 - 2\phi_s = \varepsilon_s - \phi_s$, entonces:

$$r_b^2(\varepsilon_s - \phi_{so}) - r_c^2(\varepsilon_s - \phi_s) - r_s^2\phi_s + r_l^2\phi_{so} = 0$$

De esta última expresión obtenemos la Ecuación 3.7:

$$r_b^2(\varepsilon_s - \phi_{so}) - r_c^2(\varepsilon_s - \phi_s) - r_s^2\phi_s + r_l^2\phi_{so} = 0 \quad 3.7$$

La Función de Concentración vs Tiempo

La referencia [2] presenta una función experimental que nos permite expresar como varía la concentración W_s de sólidos en la capa entera de la suspensión, e indica que ésta no permanece constante en el tiempo como en una sedimentación por gravedad sino que disminuye uniformemente con el tiempo y se da en la forma de la Ecuación 3.8:

$$\frac{W_s}{W_{so}} = 1 - \left[1 - \left(\frac{W_{so}}{W_{s\max}} \right) \right] e^{2\xi} \quad 3.8$$

Donde:

$$\xi = \left(\frac{V_{go}t}{r_b} \right) \left(\frac{G}{g} \right)$$

Debido a que ésta es una ecuación experimental dada por la referencia [2], no se desarrollará su demostración, y asumiremos sin demostración que sirve para nuestros propósitos.

Con las ecuaciones que hemos obtenido podemos ya modelar la separación inhibida de un volumen de sedimentos con una concentración inicial ϕ_{so} cuya interface desciende a $1\vec{g}$, a una velocidad V_{go} .

CAPÍTULO 4

4. CONCEPTUALIZACIÓN Y DISEÑO DEL SISTEMA PARA LA RECUPERACIÓN DEL AGUA DE PROCESO

En este capítulo utilizaremos la información conseguida de los capítulos anteriores para que, junto con las teorías de la dinámica de fluidos desarrollar el diseño de la separación y de la concentración de los sólidos, y con ello lograr la recuperación del agua de proceso.

4.1. Estimación del Caudal de Diseño

De la Figura 1.3, el caudal promedio de lodos que se extrae hacia el camión cisterna (Figura 2.1) es de $26.5\text{m}^3/\text{h}$. Sin embargo, el caudal que arroja la bomba tornillo es variable. Se realizó un análisis de los ciclos de trabajo (en minutos) de la bomba tornillo y los resultados se muestran en la Tabla 4.1 En esta tabla se observa:

1. $t_{\text{carga}}/t_{\text{no carga}}$ indica el tiempo de funcionamiento de la bomba
2. El día con más mediciones indica un alto contenido de finos.
3. El caudal varía en función de la concentración instantánea
4. El menor tiempo de carga es 13.75 min, que equivale a $103\text{ m}^3/\text{h}$.

Tabla 4.1 Ciclos de trabajo de la bomba tornillo para llenar el camión cisterna con un volumen de 23.53m^3 de sedimentos en cada carga.

| Carga # | Día # | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 |
|---|-------|--|----------------------------------|------------------------------|------------------------------|------------------------------------|------------------------------|
| 1 | | 90 | 106 | 100 | 65 | 55 $\frac{13.75}{41.25}$ | 85 |
| 2 | | 70 | 78 $\frac{15.6}{62.4}$ | 60 $\frac{15}{45}$ | 65 | 60 | 65 |
| 3 | | 65 | | 65 | 65 | 65 | 70 |
| 4 | | 55 $\frac{13.75}{41.25}$ | | 80 | 70 | 50 | 60 $\frac{15}{45}$ |
| 5 | | | | 75 | 70 | 70 | 65 |
| 6 | | | | | 65 | | |
| 7 | | | | | 61 | | |
| 8 | | | | | 60 $\frac{20}{40}$ | | |
| Factor ($t_{\text{carga}}/t_{\text{no carga}}$) | | 1/3 | 1/4 | 1/3 | 1/2 | 1/3 | 1/3 |
| Tiempo total Tt [min] | | 280 | 184 | 380 | 521 | 300 | 345 |
| No. De cargas/día (N) | | 4 | 2 | 5 | 8 | 5 | 5 |
| Tiempo promedio (seg) | | 70 | 92 | 76 | 65.12 | 60 | 69 |
| Volumen Total = $23.53 \cdot N$ [m^3] | | 94.12 | 47.06 | 117.6 | 188.24 | 117.65 | 117.65 |
| Caudal Prom. = VolTot / Tt [m^3/h] | | 20.17 | 15.34 | 18.57 | 21.67 | 23.53 | 20.46 |
| Caudal Promedio Instantáneo Máximo = $23.53/T_{\text{carga}}$ [m^3/h] | | $\frac{23.53}{(13.75/60)}$ 103.0 | 90.5 | 94.12 | 70.59 | 103.0 | 94.12 |
| Caudal Promedio Inst. Máx [m^3/min] | | 1.716 | 1.508 | 1.568 | 1.176 | 1.716 | 1.568 |

Nota: La alimentación de arena para lavar en esos días varió entre $85 - 110 \text{ m}^3/\text{h}$.

La Figura 4.1 es ilustrativa e intenta representar la alta variabilidad del caudal suministrado por la bomba tornillo que tiene un caudal tope de $103\text{m}^3/\text{h}$ y un caudal promedio de $23.5\text{m}^3/\text{h}$.

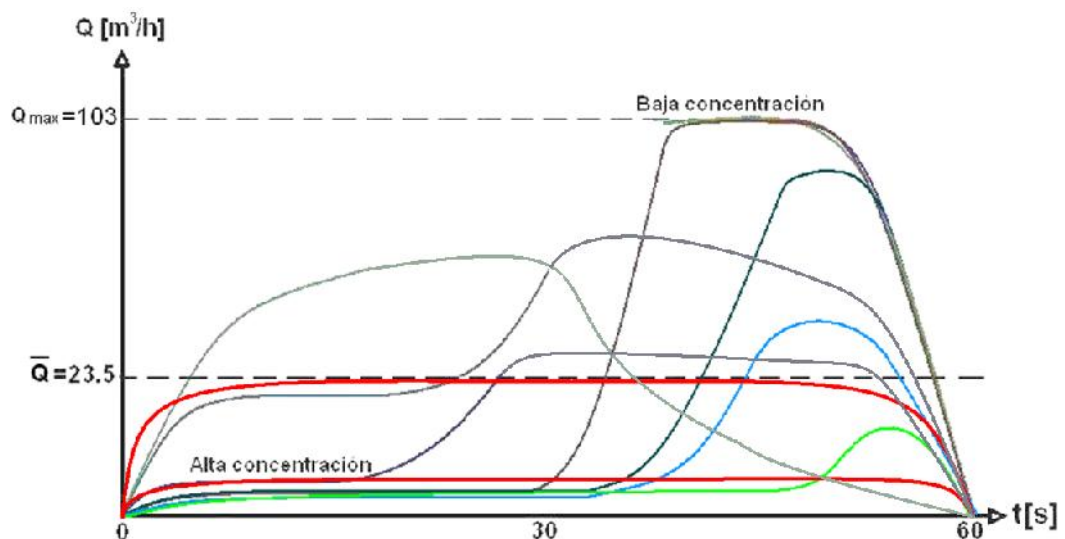


Figura 4.1 Representación de las variaciones aleatorias del caudal de bombeo

4.2. Los Desafíos Operativos y de Diseño

Los datos muestran que el equipo de separación tendría que manejar un caudal altamente variable, con una concentración igualmente variable. Estas variaciones deben ser controladas de tal manera que se homogenice la concentración y se disminuya la variación de caudal a rangos manejables. Se considera que un recipiente con un diseño apropiado (ver Figura 4.2) ubicado justo antes del separador, puede lograr una regulación del caudal para llevarlo a la forma mostrada en la Figura 4.3 (línea azul).

Otro serio problema es que el equipo de separación debe manejar concentraciones elevadísimas. Encontrar un equipo de separación centrífuga en el mercado que maneje altas concentraciones (35% en peso), altos caudales ($23.5\text{m}^3/\text{h}$) y muy finas partículas (alrededor de $20\mu\text{m}$) suele requerir muchas pruebas y tiempo. Solo los filtros prensa pueden manejar efectivamente este tipo de flujos, pero su uso involucra altos costos de operación, adquisición y mantenimiento. Nuestro desafío es modelar un equipo de separación por centrifugación que sea más económico y rentable para la operación que los equipos de filtración.

4.3. Diseño del Tanque Hidráulico para Control del Caudal

Consideraciones:

1. El caudal promedio que llena el recipiente es de $23.5\text{m}^3/\text{h}$.
2. El caudal máximo que llena el recipiente es de $103\text{m}^3/\text{h}$
3. El volumen del recipiente debe ser de al menos 1.716m^3 y debe ser entregado al sistema antes del siguiente inicio de bombeo
4. Asumiremos la viscosidad del agua, lo que hace que cualquier caudal real sea menor al calculado.
5. Asumimos una relación de tiempos $\frac{1}{2}$, lo que implica un alto contenido de finos y un máximo volumen en 1min.
6. El llenado y vaciado se realizan simultáneamente, lo que implica un volumen de llenado siempre menor a 1.716m^3 .

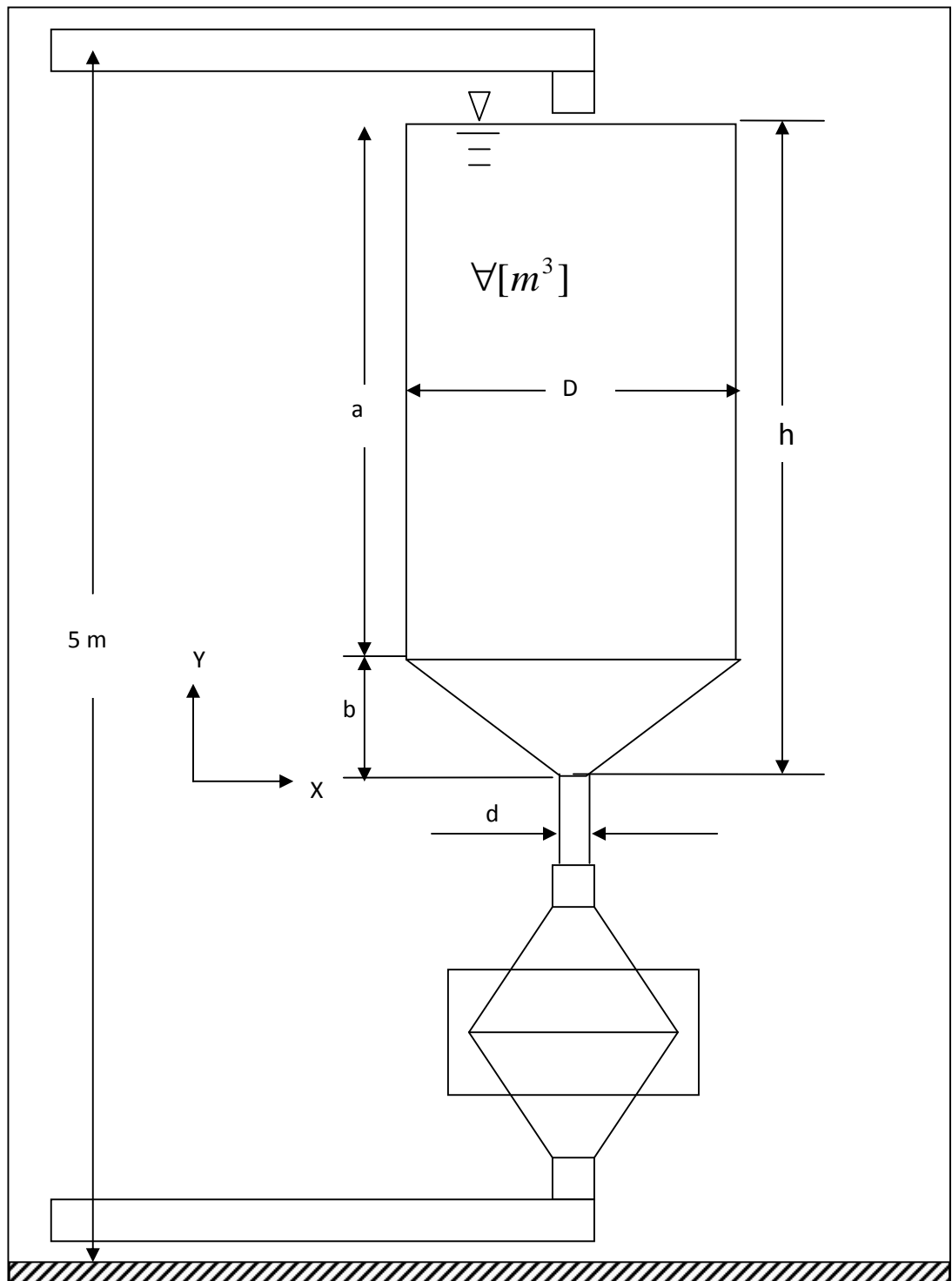


Figura 4.2 Esquema funcional del tanque hidraulico

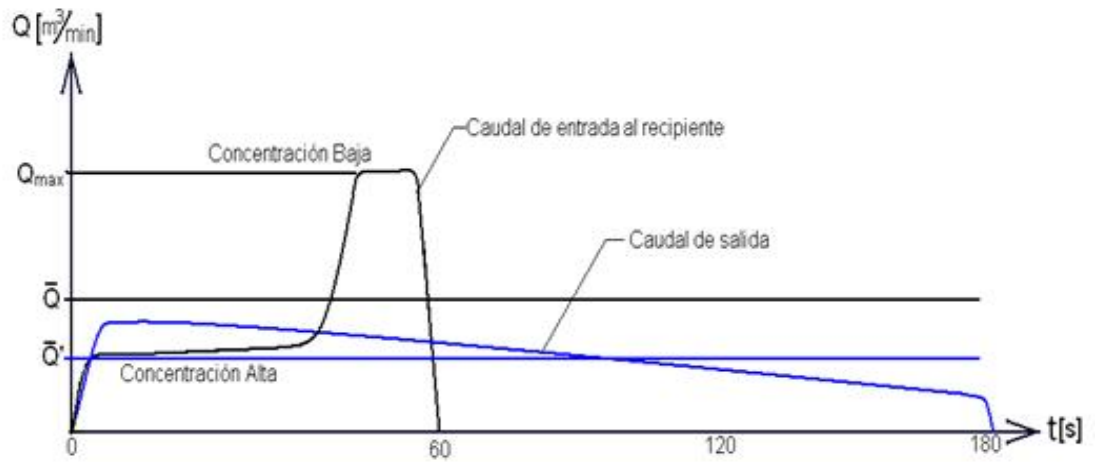


Figura 4.3 Ilustración del proceso de llenado y vaciado del tanque

Como condición de frontera, nos propendremos que el recipiente no sea mayor a 2,5m de altura. La fig. 4.4 muestra las variables usadas:

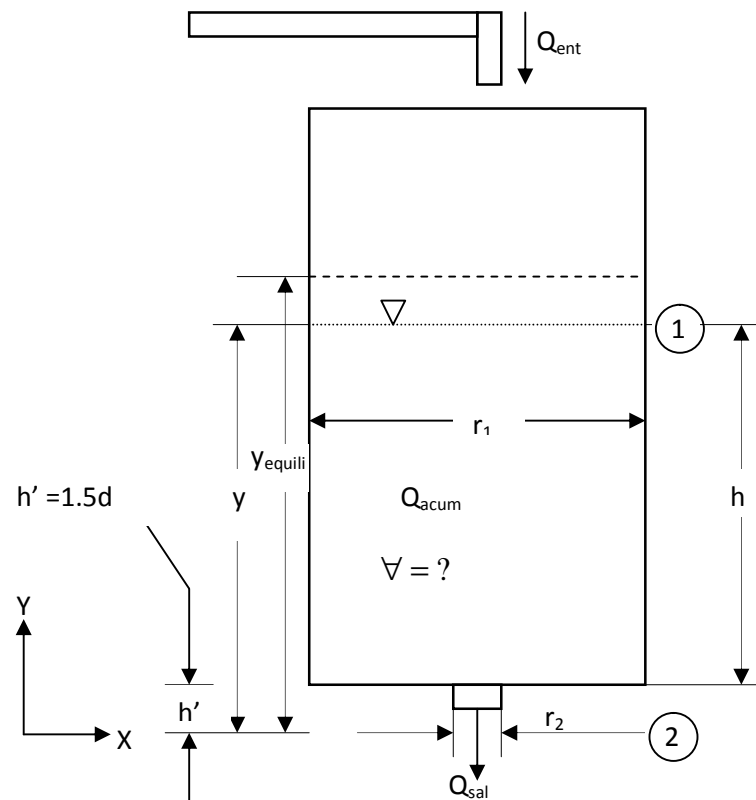


Figura 4.4 Esquema para el modelado del tanque

La Ecuación 4.1 modela este sistema como sigue:

$$Q_{ent} - Q_{sal} = Q_{acum} \quad 4.1$$

$$Q_{ent} = 1.716m^3 / \text{min.} = 0.0286m^3 / s.$$

$$Q_{sal} = f(P) = A_2 \times V_2 = CA_2 \sqrt{2g \left(\frac{P_1 - P_2}{x} + y \right)} = CA_2 \sqrt{2\vec{g}y}$$

$$Q_{acum} = A_1 \left(\frac{dy}{dt} \right)$$

C es el coeficiente de descarga; h' es la distancia desde el fondo del depósito hasta el menor diámetro de la vena contracta. Entonces:

$$0.0286 - CA_2 \sqrt{2gy} = A_1 \left(\frac{dy}{dt} \right) \text{ donde:}$$

$$\frac{dy}{dt} + C \frac{A_2}{A_1} \sqrt{2\vec{g}} y^{1/2} = \frac{0.0286}{A_1}$$

$$\text{Sea } Q = C \frac{A_2}{A_1} \sqrt{2\vec{g}} \quad \text{y} \quad P = \frac{0.0286}{A_1}, \text{ de donde se obtiene:}$$

$$y' + Qy^{1/2} = P \quad (\text{Ecuación Diferencial No Lineal en } y) \quad 4.2$$

$$\text{Si } \frac{dy}{P - Q^* y^{1/2}} = dt \quad \text{y} \quad u = P - Q^* y^{1/2} \rightarrow du = -\frac{1}{2} Q^* y^{-1/2} dy$$

$$-\frac{2}{Q^2} \left[\int_P^{P-Q^*y^{1/2}} \frac{(P-u)}{u} du \right] = \int_{t_1}^{t_2} dt$$

Al resolver la Ecuación Diferencial No Lineal 4.2 nos queda:

$$-\frac{2P}{Q^2} \ln\left(1 - \frac{Q}{P} * y^{\frac{1}{2}}\right) - \frac{2}{Q} * y^{\frac{1}{2}} = t_2 - t_1 \quad 4.3$$

La Ecuación 4.3 nos dará el intervalo de tiempo $t_2 - t_1$ necesario para que el nivel del líquido ascienda o descienda una cierta distancia $y_2 - y_1$. Así, el tiempo de vaciado es dado por la Ecuación 4.4.

$$t = \frac{\pi * r_1^2 * h}{C * \pi * r_2^2 * \sqrt{2gh}} \quad 4.4$$

La resolución de la Ecuación 4.3 conlleva un proceso de iteración cuyo resultado se muestra en la Figura 4.5:

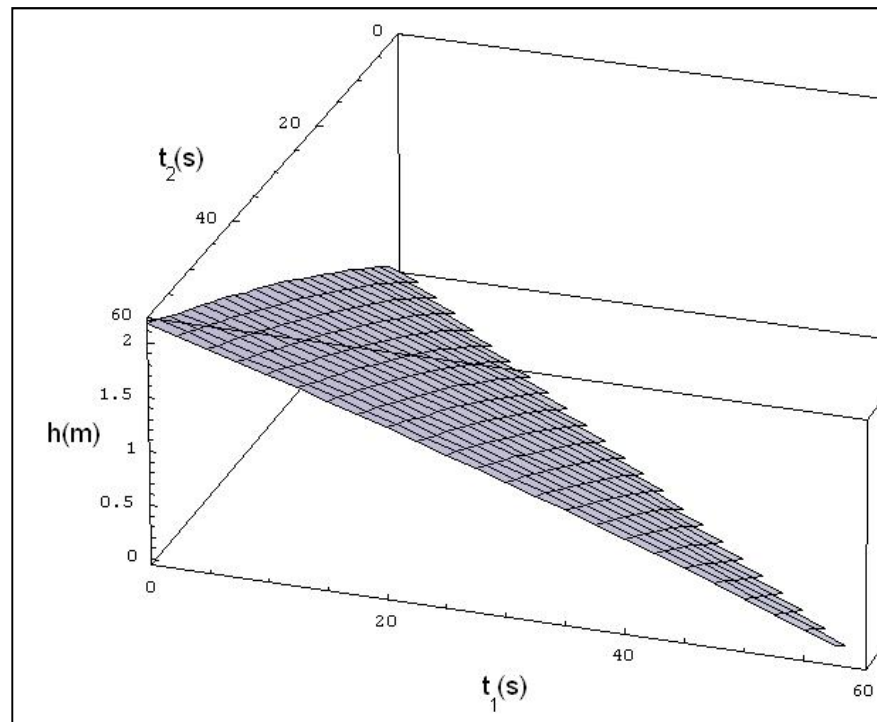


Figura 4.5 Altura del tanque a 60 segundos de llenado

1. La altura que queda después del proceso de llenado es: $h = 2.17$ m.
2. El tiempo que se demora en llegar a esa altura, dados los caudales de entrada y salida es: $t'_2 - t'_1 = 59.96$ seg.
3. El tiempo que se demora en vaciar el volumen que ha quedado es: $t_2 - t_1 = 125.95$ seg. t_{1x} es el tiempo de vaciado y t_{2x} es el tiempo hasta el que se puede llenar el recipiente.
4. El $Q_{\max.}$ de salida = Caudal de Diseño, para $h = 2.17$ m es:

$$Q_{\max.} = CA_2\sqrt{2gh} = 0.01016 \text{ m}^3/\text{seg} = 0.61 \text{ m}^3/\text{min.}$$

De la Ecuación 4.3 se obtiene la altura de equilibrio del tanque para un proceso de llenado continuo, como se ilustra en la Figura 4.6:

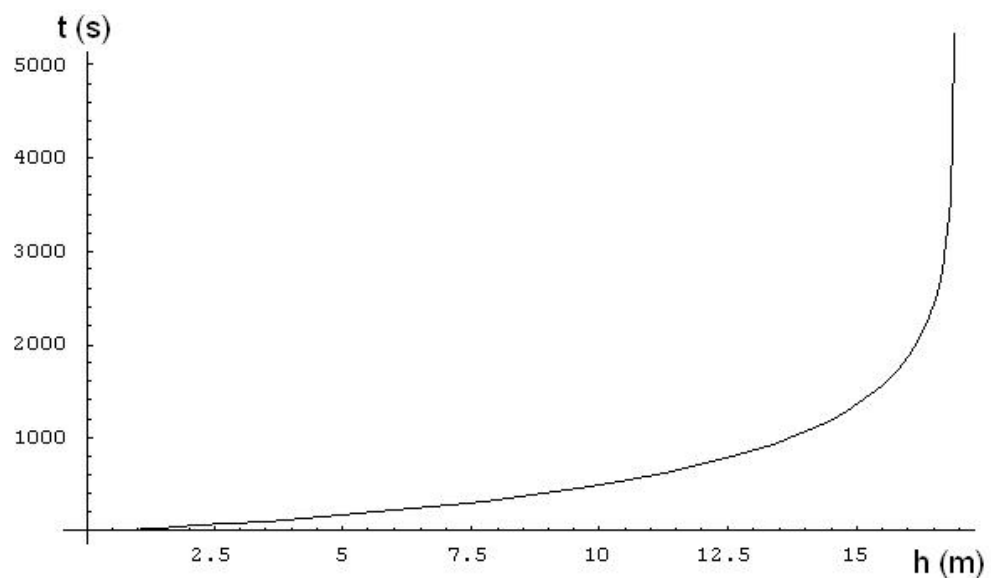


Figura 4.6 Altura de equilibrio del tanque

Se observa que la altura de equilibrio en esas condiciones es de 16.89m y que el tiempo de llenado es de 83min. El diseño final del tanque se presenta en la Figura 4.7

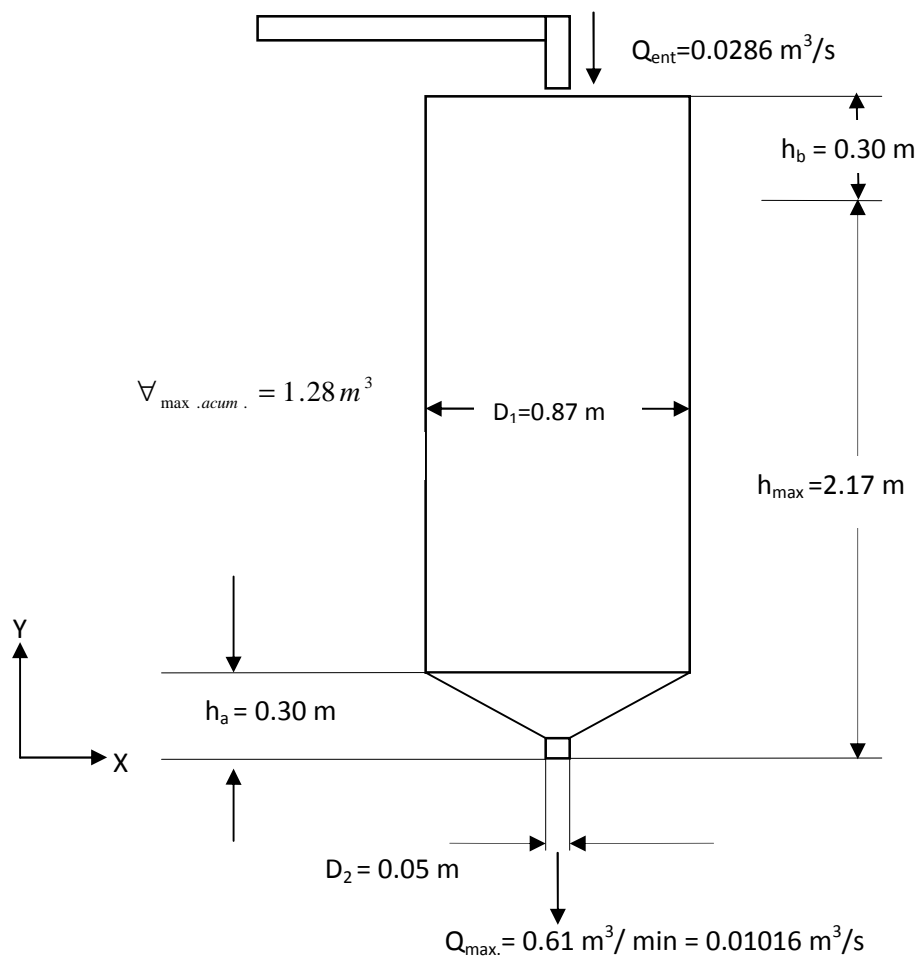


Figura 4.7 Resultados del diseño del tanque hidráulico

4.4. Influencia de la Aceleración de Coriolis en la Separación

Imaginemos un cilindro de agua girando a una velocidad , como se ilustra en la Figura 4.8:

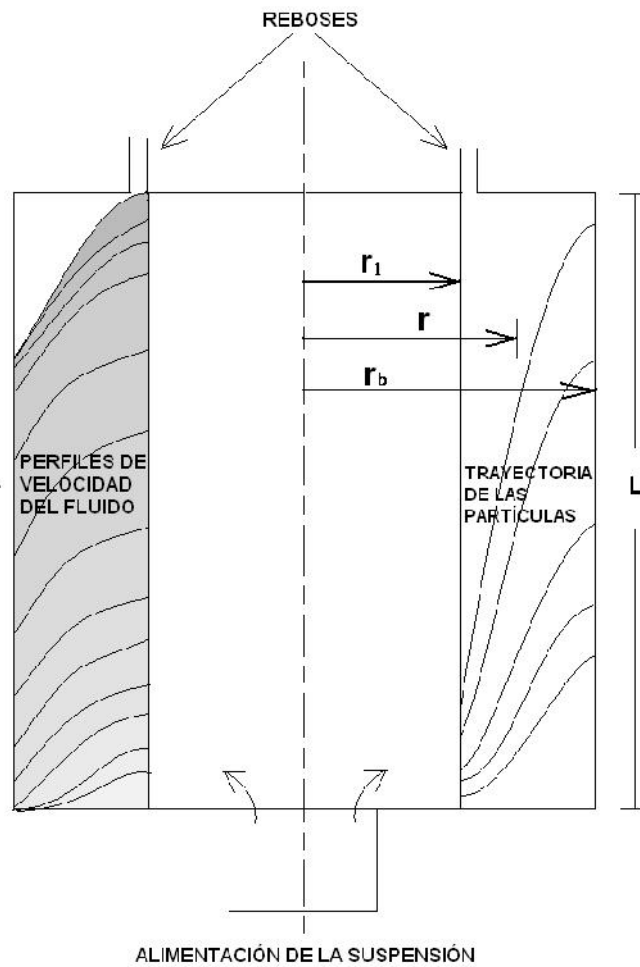


Figura 4.8 Modelo de una Centrífuga tubular ilustrando perfiles de velocidad y trayectoria de partículas

Una partícula girando en este cilindro está sujeta a las fuerzas radiales y circunferenciales indicadas en la siguiente Figura:

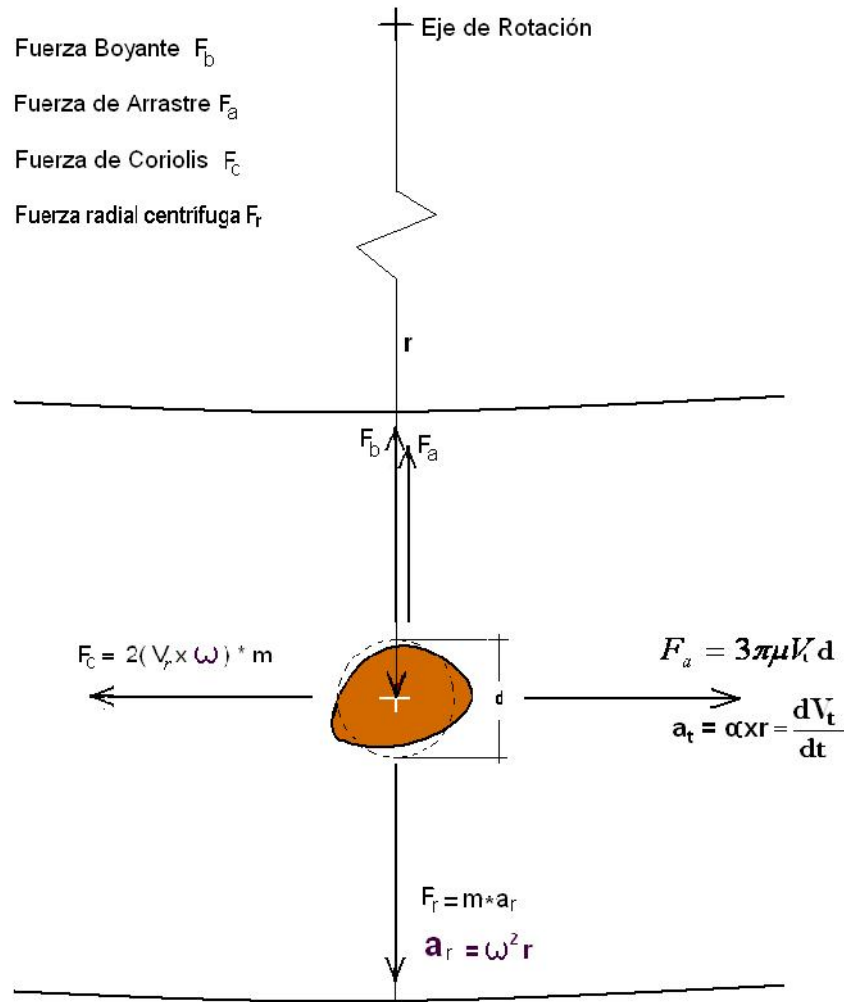


Figura 4.9 Fuerzas que influyen en una partícula que se desplaza libremente en un cilindro giratorio

Al aplicar la Segunda Ley de Newton a la partícula de la Figura 4.9, se obtiene la Ecuación 4.5:

$$F_c - F_a = ma_t \quad 4.5$$

La Ecuación 4.6 asume forma esférica para partículas muy pequeñas,

$$m_p * (2V_r \times \omega_s) - 3\pi\mu V_t d_p = m_p(\alpha \times r) \quad 4.6$$

Considerando todos los vectores ortogonales y siendo que:

$m_p = \frac{1}{6}\rho_p\pi d^3$; $\alpha = d\omega/dt$; Y como se estableció anteriormente:

$$V_r = \frac{dr}{dt} = \frac{(\rho_p - \rho_l)d_p^2\omega^2 r}{18\mu} \quad 4.7$$

De las ecuaciones [4.6] y [4.7] se obtiene:

$$\frac{\pi\rho_s(\rho_s - \rho_l)d^5(\Omega - \omega)}{18\mu} - 3\pi\mu d_p\omega = \frac{\pi}{6}\rho_p d^3 \left(\frac{d\omega}{dt}\right)$$

Y representando a los términos constantes como A, B y C, nos queda la siguiente Ecuación Diferencial de 1er orden:

$$A(\Omega - \omega) - B\omega - C \left(\frac{d\omega}{dt}\right) = 0 \quad 4.8$$

ω representa la velocidad angular de la partícula que tiene el mismo marco de referencia giratorio del separador que gira a [rad/s].

Con la condición inicial para $t = 0 \rightarrow \omega = 0$, la solución de la Ecuación 4.8 en términos del diámetro de partícula está dada por la Ecuación 4.9:

$$\omega[t] = -\frac{A}{Ad_p^4 + B} \left(-1 + e^{\frac{-(B + Ad_p^4)t}{Cd_p^2}} \right) \quad 4.9$$

La Tabla 4.2 nos resume algunos datos hasta ahora recopilados a través del trabajo que hemos venido haciendo:

Tabla 4.2 Valores iniciales de cálculo

| | |
|--------------------------------------|---|
| Diámetro de la partícula | 0.00001m =10 micras |
| Densidad de la partícula | 2750 kg/m ³ |
| Temperatura del fluido | 30 ⁰ C |
| Viscosidad del fluido | 0.000785135 kg/m-s |
| Caudal | 36.57 m ³ /h = 0.01016 m ³ /s |
| Densidad del fluido | 1023kg/m ³ |
| Tiempo de suministro del flujo | 126 s (periodo de descarga) |
| Volumen a tratar | 1.28 m ³ |
| Diámetro de la tubería de suministro | 0.05m |

Con estos datos, la Ec.4.9 nos proporciona la siguiente curva:

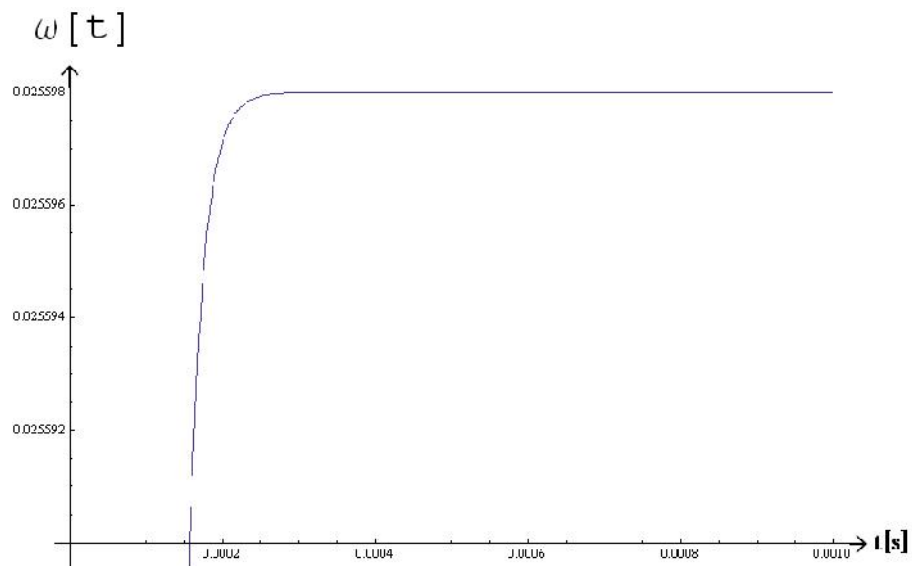


Figura 4.10 Velocidad angular relativa de una partícula de 10 μ

La Figura 4.10 expresa que para una partícula de 10 micras girando en un fluido que gira a 2500rpm's (262 rad/s), la velocidad angular terminal es de 0.025 rad/s, siendo que esta velocidad se alcanza en aproximadamente 25 diez milésima de segundo. Esto es debido a que hay una fuerte influencia de las fuerzas viscosas frente a las fuerzas inerciales.

En términos del diámetro de partícula, la figura obtenida es:

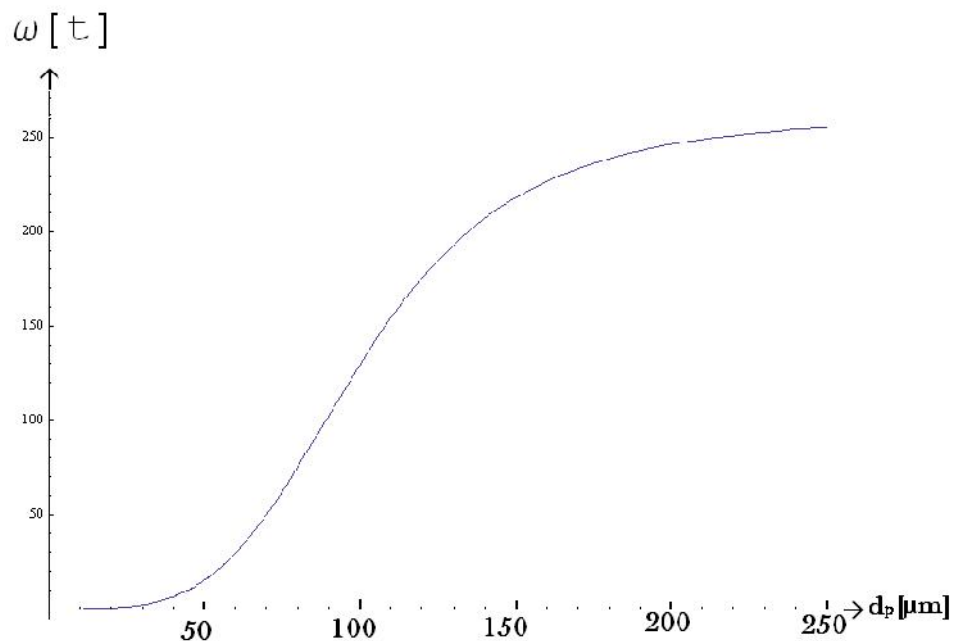


Figura 4.11 Velocidad angular de una partícula en función del diámetro

La Figura 4.11 indica que partículas muy grandes alcanzan rápidamente la velocidad angular del recipiente en oposición al sentido de rotación debido al efecto Coriolis. Obsérvese que para las condiciones dadas, la velocidad angular de partículas de hasta

100 micras están bajo el dominio de las fuerzas viscosas, pero para partículas mayores (justo donde hay un cambio de curvatura) las fuerzas inerciales toman relevancia y en tal caso, éstas tienen una longitud de recorrido mucho más corto y sedimentan mucho más rápido.

4.5. Diseño de la Separación y Dimensionamiento del Separador

Iniciamos con la sedimentación de una partícula libre que ingresa a un cilindro como el representado en la Figura 4.8. Del balance de fuerzas mostrado en la Figura 4.9 se obtiene la Ecuación 4.10:

$$F_a + F_b = m_s \check{S}^2 r \quad 4.10$$

$$F_a = \dots_s \check{V}_s \check{S}^2 r - \dots_l \check{V}_s \check{S}^2 r$$

Al asumir partículas moviéndose bajo el régimen de Stokes, la velocidad radial de la partícula se expresa en la Ecuación 4.11:

$$V_r = K d^2 r \quad 4.11$$

Donde K se define como la constante de sedimentación y tiene la

forma:

$$K = \frac{(\dots_s - \dots_l) \check{S}^2}{18 \mu}$$

El caudal que se desplaza a lo largo del cilindro está dado por:

$$\frac{dz}{dt} = -\frac{QK_1}{(r_b^2 - r_1^2)} \left(r_1^2 \ln \frac{r}{r_b} + \frac{r_b^2 - r^2}{2} \right) \quad 4.12$$

Donde

$$K_1 = \frac{r_b^2 - r_l^2}{\frac{3}{4}r_l^4 + \frac{1}{4}r_b^4 - r_l^2 r_b^2 - r_l^4 \ln(r_l/r_b)}$$

La Ecuación 4.12 encuentra el perfil de velocidades dado por Schachman [8] para un flujo en un cilindro hueco. De la combinación de estas ecuaciones se desprende que la posición de la partícula para cualquier tiempo está dada por la Ecuación 4.13:

$$r = r_l e^{Kd^2 t} \quad 4.13$$

El tiempo de sedimentación desde r_l hasta r_b está dado por:

$$t = \frac{\pi(z-z_1)(r_b^2 - r^2)}{QK_1 \left(r_l^2 \ln \frac{r}{r_b} + \frac{r_b^2 - r^2}{2} \right)} \quad 4.14$$

La longitud del desplazamiento axial estará dado por:

$$L = \frac{Q * K_1 * \left(r_l^2 \ln \left(\frac{r}{r_b} \right) + \frac{r_b^2 - r^2}{2} \right) * \ln(r_b/r)}{K d^2 \pi (r_b^2 - r^2)} \quad 4.15$$

Supongamos un cilindro giratorio como el de la fig.4.12 con los siguientes parámetros: $r_1=0,08\text{m}$; $r_2=0,16\text{m}$; $\omega=2500\text{rpm}$. La velocidad del flujo que proviene del tanque para regular el caudal, cuando la altura del fluido que contiene es máxima, se estima en $5,17\text{m/s}$, pero al aumentar el área dentro del separador centrífugo con las dimensiones de $0,08$ y $0,16\text{m}$, la expresión de $Q = \vec{A} \cdot \vec{v}$

muestra que la velocidad decae a 0.16m/s, y atravesará una longitud de 0.5m en 2.96 segundos. En cambio, según la Ecuación 4.14 de Schachman, la velocidad superficial llega a ser de 0.28m/s y el tiempo necesario para que una capa superficial de la suspensión atraviese la longitud de 0.5m es 1.77 segundos. Por otro lado, el cálculo del tiempo para que la partícula sedimente radialmente utilizando la Ecuación 4.13 es de 0.82 segundos, lo que según Schachman daría tiempo a la partícula para sedimentar. De esta manera, tendríamos un diseño preliminar del cilindro separador funcionando con los datos antes indicados, y cuyas dimensiones se muestran en la Figura 4.14:

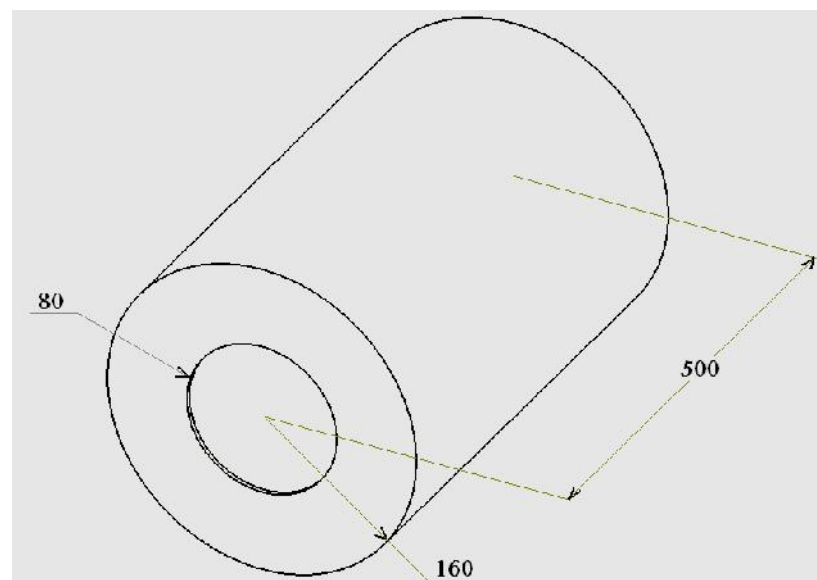


Figura 4.12 Dimensiones iniciales del cilindro separador

La Figura 4.13 nos muestra el perfil de velocidades del flujo dentro del cilindro de separación según la distribución de Schachman.

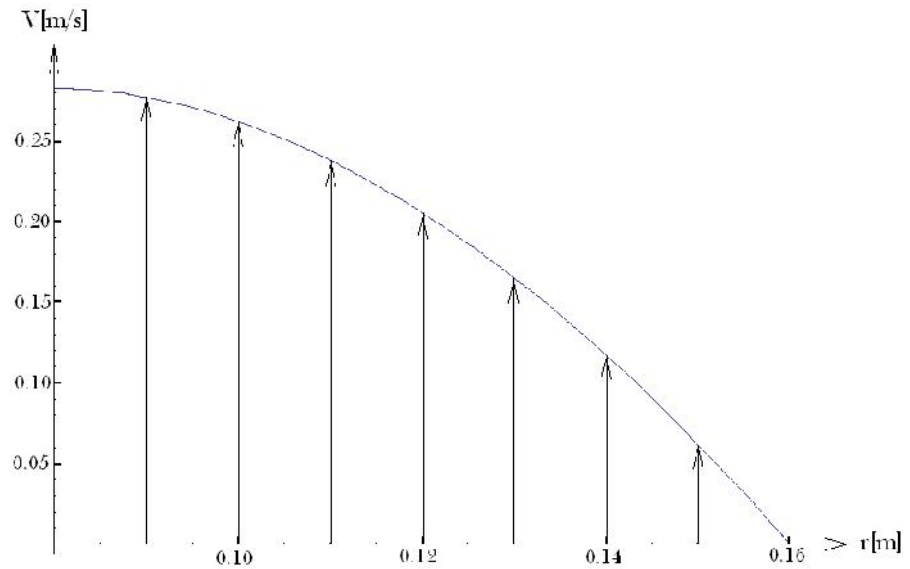


Figura 4.13 Distribución del velocidades dentro del cilindro giratorio

La Ecuación 4.12 puede reescribirse de la siguiente forma:

$$\frac{dz}{dt} = \frac{QK_1}{\pi(r_3^2 - r_1^2)} \left(r_1^2 \ln \frac{r}{r_3} + \frac{r_3^2 - r^2}{2} \right) = \frac{L}{t_e} = V_a \quad 4.16$$

Donde V_a es la velocidad axial del flujo, L es la longitud axial de sedimentación y t_e es el tiempo necesario para que una partícula atraviese la longitud L . De estas ecuaciones podemos obtener:

$$L = \frac{QK_1 \ln\left(\frac{r_3}{r_1}\right) \left(r_1^2 \ln\left(\frac{r_1}{r_3}\right) + 0.5(r_3^2 - r_1^2) \right)}{\pi(r_3^2 - r_1^2)Kx^2} \quad 4.17$$

Que nos da la longitud necesaria para sedimentar.

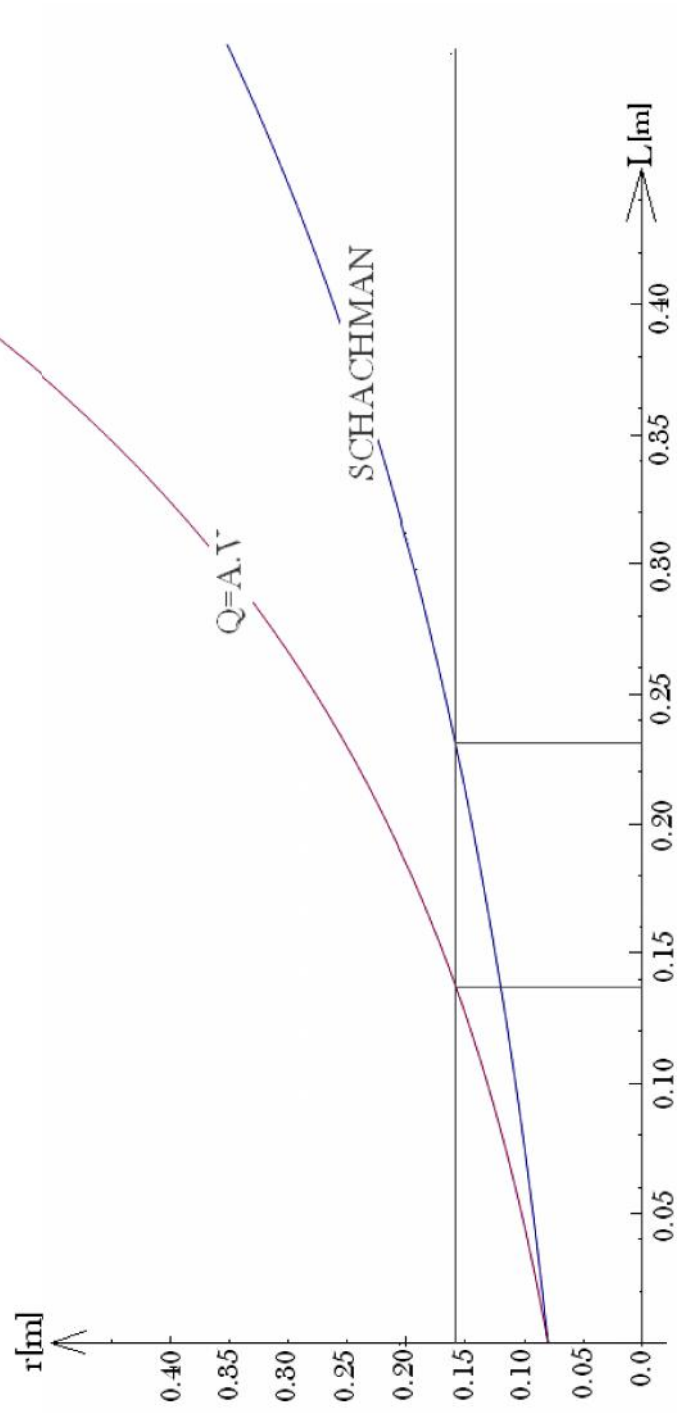


Figura 4.14 Posición de una partícula a lo largo del cilindro giratorio

Nuevamente, para los datos iniciales mostrados, la Figura 4.14 muestra los valores de “L” (longitud del cilindro) 0.1375 y 0.2338 a los cuáles sedimenta una partícula según un perfil de velocidad constante y otro según la Ecuación de Schachman. Esta ecuación predice que la partícula requerirá un 70% más de longitud para sedimentar.

4.5.1 Simulación Computacional por CFD para la Separación de Partículas por medio de un Cilindro Giratorio

Una vez modelada la sedimentación de una partícula, simularemos la separación en un cilindro con las dimensiones de la Figura 4.14 con la intención de analizar el paso del flujo por su interior, para lo cual utilizaremos un software comercial que utiliza el método CFD (Computational Fluid Dynamics).

La simulación preliminar para la determinación de las condiciones de flujo considera que las paredes del cilindro en 3D giran a [rad/s] mientras un flujo pasa a través del cilindro y por tanto las paredes y el flujo están en contacto (ver fig.4.15). La condición de no deslizamiento es especificada por defecto para todas las paredes en contacto con el fluido, por lo que se produce un esfuerzo de corte sobre el flujo, el cual está relacionado con el Número de Reynolds como $Re = \frac{\rho V d}{\mu}$.

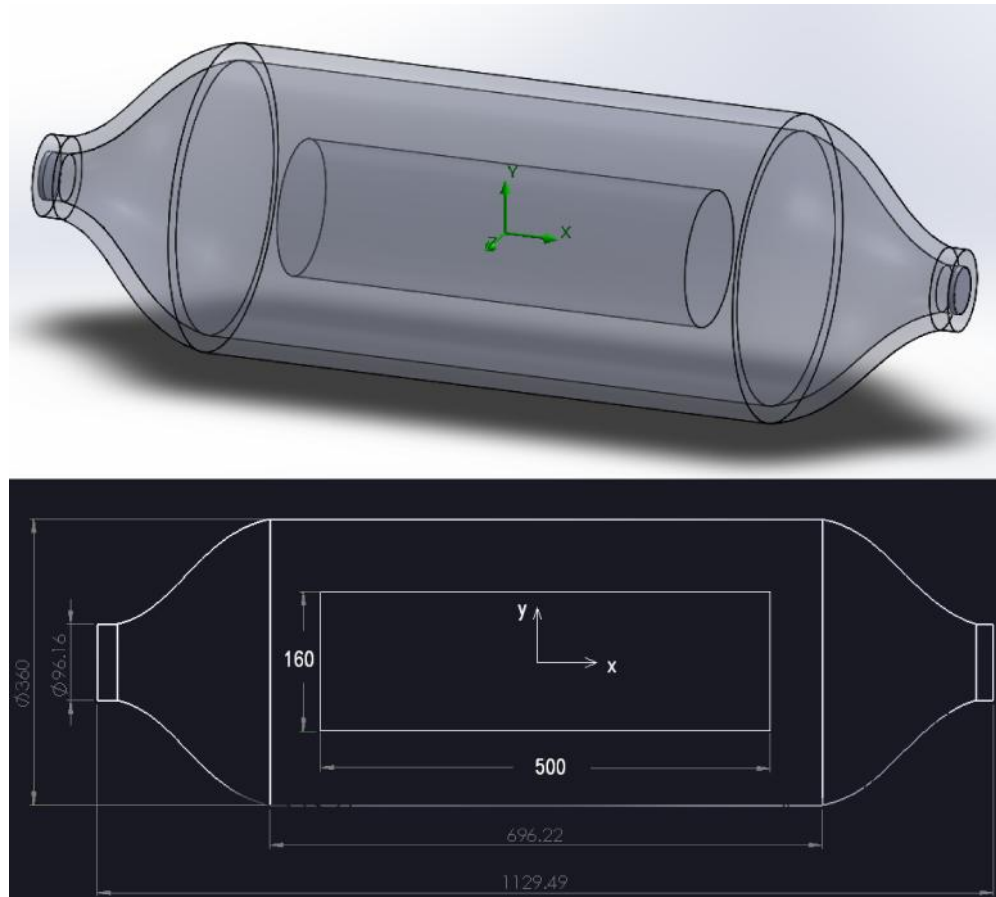


Figura 4.15 Dimensiones preliminares del separador cilíndrico para análisis por CFD

El cálculo ha sido desarrollado sobre una malla computacional de 1119 x 320 x 320. En esta malla, el software desarrolló de manera automática 31480 celdas de fluido, 23416 celdas parciales y realizó 327 iteraciones en un tiempo de 1 hora y 27 minutos.

Las condiciones de frontera se establecieron con los valores iniciales de la Tabla 4.2, es decir, $0.01016\text{m}^3/\text{s}$, 30°C y con diámetro de entrada del flujo de 50mm , con descarga a presión atmosférica. La simulación se efectuó a 2500rpm (261.66rad/s) y los vectores de velocidad se muestran en forma adimensional y proporcionalmente a su magnitud. El canal cilíndrico está simulado por la inclusión de un cilindro interior de 160mm de diámetro y 500mm de largo. El resultado de la simulación se muestra en la Figura 4.16:

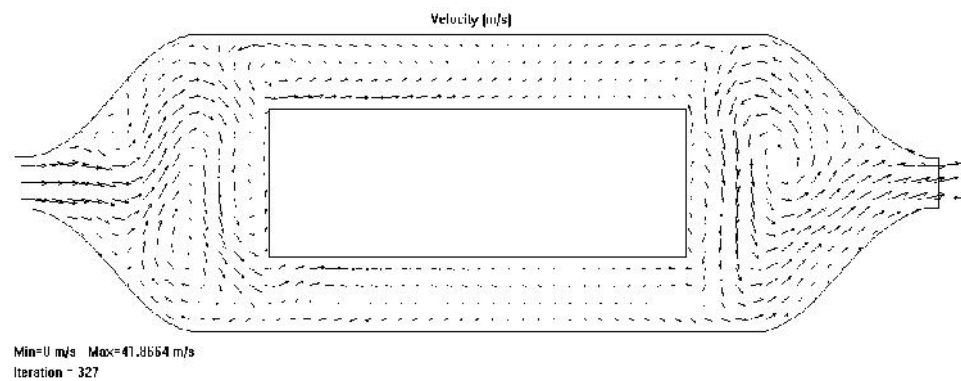


Figura 4.16 vectores de velocidad de flujo a lo largo del cilindro

En esta simulación se observa zonas de turbulencia a lo largo de todo el cilindro con velocidades circunferenciales de hasta $41,8\text{m/s}$. Las zonas de turbulencia a lo largo del eje x muestran velocidades tanto positivas como negativas que van desde -3.63m/s hasta $+5.75\text{m/s}$.

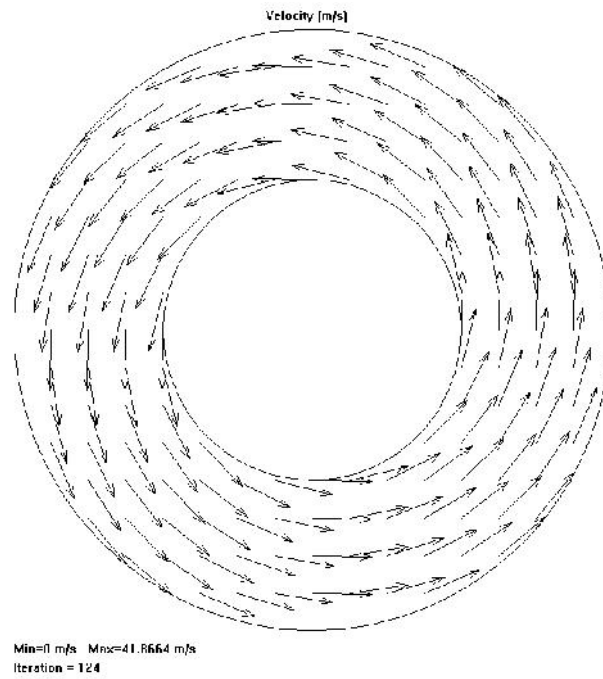


Figura 4.17 Vectores circunferenciales a $x=-250\text{mm}$

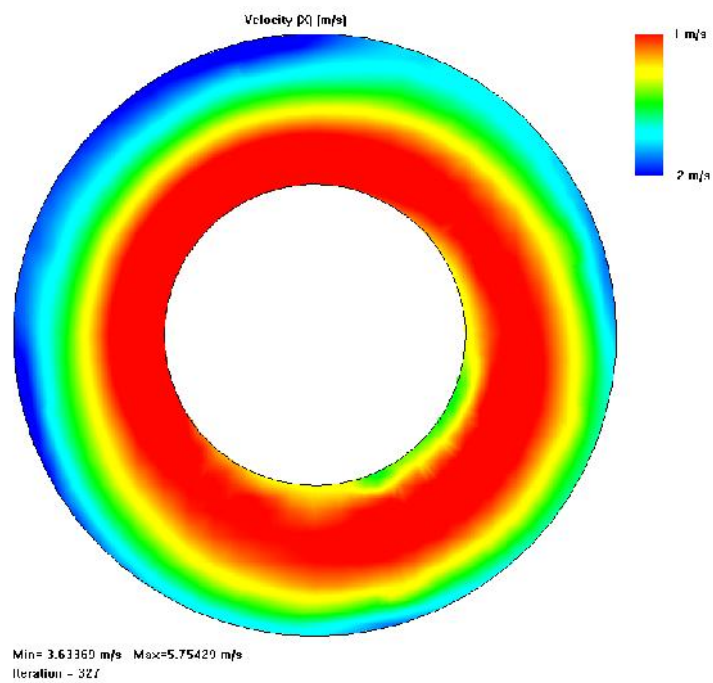


Figura 4.18 Distribución gráfica de la velocidad en la dirección X (Corte de sección a -250mm)

En la Figura 4.18 se muestra la distribución de velocidad en un corte transversal del cilindro, y en la que se puede apreciar que la mayor parte del fluido fluye a través del canal central a no más de 1 m/s, pero en la periferia se observa velocidades de retorno del fluido (color azul) de hasta -2 m/s denotando que a la entrada del canal de sedimentación hay flujos en rotación. Estas rotaciones son perjudiciales para la sedimentación de partículas, por lo cual, para soslayar dicha situación será necesario modificar las características geométricas de tal modo que se reduzcan las zonas de turbulencia. Es necesario comprender que en el momento en que ingrese al sistema giratorio un flujo de partículas como el estudiado en este trabajo, la turbulencia se verá incrementada debido principalmente a la acción de la aceleración de Coriolis sobre las partículas sedimentantes.

A continuación se presenta los resultados de un estudio de partículas sobre la región de análisis, con el propósito de observar la longitud de sedimentación. Para el estudio se utilizó partículas con propiedades y condiciones iguales a las de la Tabla 4.2.

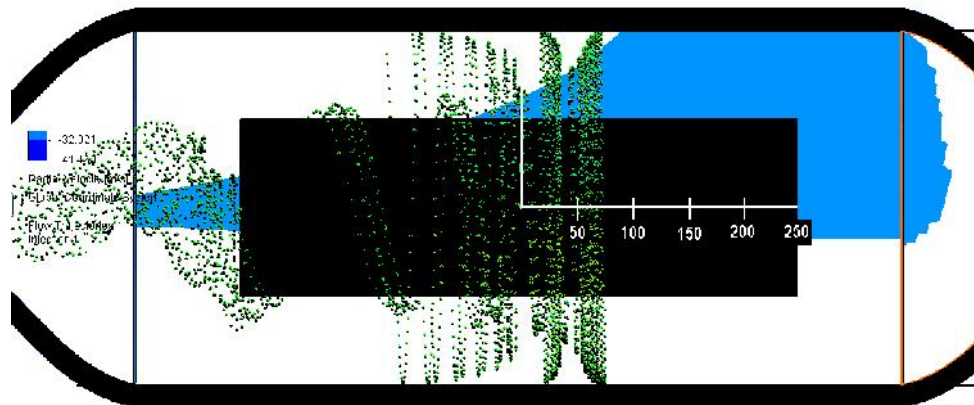


Figura 4.19 Resultados de una simulación para el cálculo de las trayectorias de partículas atravesando el separador, 2500rpm's

La Figura 4.19 muestra la simulación preliminar de un flujo de partículas que ingresa al separador mientras éste gira a 2500rpm. Como se recordará, los cálculos para la longitud de sedimentación mostraron que partículas de 10 micras sedimentarían en una longitud L de aproximadamente 23cm. La simulación realizada muestra en cambio que el tiempo de residencia antes de la sedimentación es de 1.22 segundos y que la longitud de sedimentación se ubica por los 32cm, representando esto último un incremento del 39%. Este incremento se puede atribuir en parte a la turbulencia que se genera en el flujo mientras éste rota a alta velocidad, y en parte a la acción de la fuerza de Coriolis que adiciona al campo de flujo un componente adicional de vorticidad cuando las partículas sedimentan

radialmente. Por último, es interesante observar que antes de empezar a sedimentar, las partículas se alejan de la región de turbulencia a aproximadamente 11cm desde el inicio del cilindro, y que en tal caso, la longitud de sedimentación es de aproximadamente 21cm, que se compara con el resultado calculado con las ecuaciones de Schachman y que fue de 23cm.

4.5.2 Cálculos para la Separación por Sedimentación Inhibida

Nuestro objetivo en este capítulo será utilizar los conceptos desarrollados para el cálculo de la sedimentación y consolidación de sedimentos bajo condiciones de sedimentación inhibida revisados en el capítulo tercero de este trabajo. El balance de masas se representa en la Ecuación 4.18:

$$r_b^2(\varepsilon_s - \phi_{so}) - r_c^2(\varepsilon_s - \phi_s) - r_s^2\phi_s + r_L^2\phi_{so} = 0 \quad 4.18$$

Donde ε_s representa una concentración constante producto de la consolidación en la torta. Por otro lado, de la Ecuación de la Conservación del Momento Angular se obtiene:

$$\frac{\phi_{so}}{\phi_s} = \frac{(r_b^4 - r_s^4)}{(r_b^4 - r_L^4)} \quad 4.19$$

Despejando r_c y r_s e igualando expresiones en 4.18 y 4.19, tenemos:

$$\sqrt{\frac{r_b^2(\varepsilon_s - \phi_{so}) - r_b^2\phi_s + r_b^2\phi_{so}}{\varepsilon_s - \phi_s}} = \sqrt[4]{r_b^4 - \frac{\phi_{so}(r_b^4 - r_s^4)}{\phi_s}} \quad 4.20$$

donde ϕ_s representa la concentración de la suspensión en la fase sedimentante, y puede ser expresada como función del tiempo en la Ecuación 4.21:

$$\frac{\phi_s}{\phi_{smax}} = 1.24 - \left[\frac{1 - \phi_s}{\phi_{smax}} \right] e^{2\xi} \quad 4.21$$

$$\text{Donde } \xi = \left(\frac{V_{go}t}{r_b} \right) \left(\frac{G}{g} \right)$$

De esta última expresión podemos despejar t, de donde obtenemos la Ecuación 4.22:

$$t = \frac{1}{2} \left[\frac{\vec{g}r_b}{GV_{go}} \right] \ln \left[\frac{\phi_{smax} - \phi_s}{\phi_{smax} - \phi_{so}} \right] \quad 4.22$$

Nuevamente, utilizando los valores de la Tabla 4.4, la expresión ϕ_s que proviene de la Ecuación 4.22 es:

$$\phi_s = \frac{0.5704 - e^{0.142992 t}}{1 - e^{0.142992 t}} \quad 4.23$$

La Ecuación 4.23 por sí misma representa únicamente un modelo de referencia que permite establecer la forma en la que varía la concentración con el tiempo. No representa la forma real sino hasta el momento en que es acoplada a la Ecuación 4.20. Por lo tanto,

esta Ecuación debe ser encerrada con los datos reales medidos con pruebas especiales de laboratorio o simulaciones que nos permitan determinar la variación real de la concentración.

Nuevamente, al utilizar los datos de la Tabla 4.2 en las ecuaciones indicadas, y con los datos mostrados a continuación:

$$d_p = 10\mu\text{m}; \varepsilon_s = 0.7; V_{go} = 0.00000367; \phi_{s\text{max}} = 0.46$$

Obtenemos la posición de la fase sedimentante en la Figura 4.20:

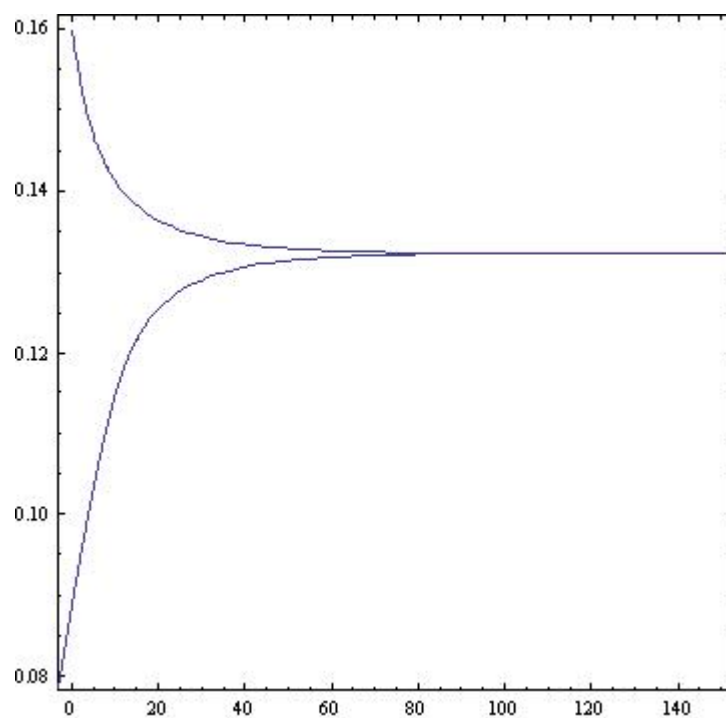


Figura 4.20 Posición de la interfase sedimentante

La Figura 4.20 indica que según los datos de la Tabla 4.2, las interfaces se unen aproximadamente $r_s=0.1325$ en un tiempo de

aproximadamente 70 segundos, lo que implica que deberemos redimensionar y remodelar la geometría de nuestro modelo y la velocidad angular para lograr una optimización del tiempo, de tal modo que se logre una efectiva separación bajo las condiciones de operación

Ajuste de las Dimensiones Finales

El ajuste de las dimensiones finales se reduce al ajuste del tiempo para las dos situaciones antes vistas, la sedimentación radial utilizando un flujo longitudinal, y la sedimentación radial bajo el esquema de la sedimentación inhibida.

Según lo revisado en la parte anterior, la limitante está dada por la sedimentación inhibida que demanda aproximadamente 70 segundos para lograr la sedimentación completa. Sin embargo, la combinación de alimentación continua con sedimentación inhibida nos permite predecir que un tiempo mucho mayor será necesario para lograr la separación continua. Se puede reducir el tiempo de sedimentación radial bajo condiciones de sedimentación inhibida aumentando la velocidad o disminuyendo la concentración del efluente. Nosotros debemos aumentar la velocidad. A continuación la Tabla 4.3 nos da los tiempos de sedimentación a distintas revoluciones, y sus datos se grafican en la Figura 4.21:

Tabla 4.3 Tiempos de sedimentación a distintas revoluciones

| (rpm) | t(s) |
|-------|------|
| 1117 | 70 |
| 1500 | 50 |
| 3000 | 25 |
| 5000 | 15 |
| 7000 | 10 |
| 10000 | 5 |
| 12000 | 4.5 |
| 15000 | 3.5 |

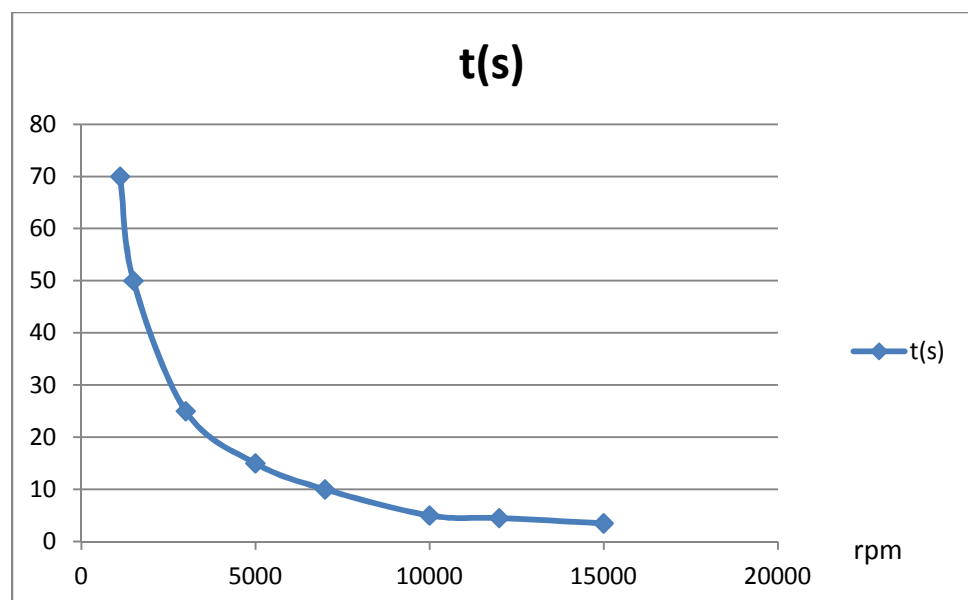


Figura 4.21 Gráfica de los tiempos de sedimentación

Como ya tenemos una idea de cuantas revoluciones pueden necesitarse, y observamos que para lograr la separación en 1.22s vamos a necesitar más de 15000rpm's, (lo que en términos tecnológicos es muy complicado debido a las limitaciones de las máquina giratorias), por lo que más bien nos conviene aumentar el tiempo de residencia de la partícula dentro del cilindro. Una velocidad más segura de operación podría estar en alrededor de 7000rpm's, así que a esta velocidad y a un tiempo de residencia de aproximadamente 10s, la longitud del cilindro sería de 2.56m. Esto es porque en sedimentación libre (y según la simulación) se requiere 1.22s para que la partícula sedimente en una longitud de 32cm, y para alcanzar el tiempo de 10 segundos de residencia, la longitud debe ser de aproximadamente 2.56m, que es lo más que se necesitaría cuando el caudal de alimentación esté en su máximo punto. Pero si generalmente tenemos un caudal menor, la distancia de 2.56m será suficiente para los radios de 0.08m y 0.16m.

Estos resultados constituyen las dimensiones para un separador tubular de gran longitud y con poco espesor de capa sedimentante. Los separadores tradicionales no tienen esa configuración, por lo que la turbulencia unida a la fuerza de Coriolis ejercen un efecto negativo en la separación. Lo que restaría es utilizar un diseño apropiado para la extracción continua de sedimentos tal como en un decanter.

CAPÍTULO 5

5. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Durante la fase de investigación a través de distintas simulaciones en diferentes geometrías, se determinó que grandes espesores de sedimentación dan lugar a la aparición de efectos de turbulencia que se contraponen fuertemente a la sedimentación de las partículas sedimentantes. Es más, se investigó la influencia de la Fuerza de Coriolis en la separación, y se observó que a partir de un determinado tamaño de partículas, éstas ejercen una influencia notable contra la velocidad del flujo giratorio, por lo que es posible que la separación se vea fuertemente afectada si los hidrociclones que son los encargados de controlar el tamaño de partículas, disminuyen su eficiencia de separación.

Es por esta razón que hemos decidido hacer uso de menores diámetros pero que permitan un flujo adecuado del caudal a través del cilindro, y que al mismo tiempo disminuya los efectos de turbulencia. Al momento únicamente se ha dado las dimensiones del cilindro de separación, pero se cree que centrífugas tubulares dimensionadas apropiadamente para tener el menor espesor de capa sedimentante, podrían ser un camino hacia el tratamiento de suspensiones densas, debido precisamente a los

menores efectos de turbulencia que éstas presentan, por lo cual restaría completar el diseño con un sistema de extracción apropiado de sedimentos y el cálculos de las dimensiones y espesores de los materiales más apropiados con lo que podríamos calcular la potencia necesaria para mover el equipo y para lograr la separación de las partículas y recuperación del agua de operación.

Es notable el esfuerzo que se debe realizar para el análisis del diseño de un equipo de separación, desde el estudio del proceso, pasando por la fase de análisis de las muestras e investigación de la teoría relacionada, hasta la solución a consideraciones operativas antes de realizar el diseño propiamente dicho.

Posteriores investigaciones pueden dirigirse hacia el desarrollo de técnicas para analizar cómo cambian los perfiles de concentración durante la separación por centrifugación, y establecer nuevos componentes de las ecuaciones que permitan tomar en cuenta consideraciones termodinámicas, como ya lo han venido haciendo investigadores como P. Garrido, F. Concha y R. Bürger en su artículo: "Settling Velocities of particulate Systems: 14.Unified Model of Sedimentation, Centrifugation and Filtration of Flocculated Suspensions. (International Journal of mineral processing, 2003).

Estas investigaciones presentan modelos basados en la teoría de mezclas que también inicia con un balance de masas y la aplicación de la Ecuación de la Conservación del Momento Angular, pero toman en cuenta nuevos componentes tales como la existencia de flóculos en la suspensión, y ecuaciones constitutivas que incluyen tensores de esfuerzo para describir las fuerzas de interacción sólido-fluido.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- [1] **Agregados Rocafuerte. (1999).** Publicación anual, 1era edición.
- [2] **Jessica Coello M. (2012)** “Seguimiento y control del cumplimiento del plan de manejo ambiental de las canteras del cantón Guayaquil”, **Tesis de Grado, Universidad de Guayaquil. Facultad de Ciencias Naturales.**
- [3] **C. López Jimeno, et al (1998)** “Manual de prospección, explotación y aplicaciones”. **LOEMCO, 3ra edición. ETS de Ingenieros de Minas de Madrid.**
- [4] **Juan Bouso Aragonés, Canteras y Explotaciones, (2000)** El consumo de agua en el lavado de áridos, **Eral, Equipos y Procesos S.A.**
- [5] **Michael A. Turney, Man Ken Cheung, Michael J. McCarthy, and Robert L. Powell** “Magnetic resonance imaging study of sedimenting suspensions of noncolloidal spheres” **University of California.**
- [6] **P- Garrido, F.Concha, R. Burger. (2003)** “Settling velocities of particulate systems: Unified model of sedimentation, centrifugation and filtration of flocculated suspensions” **International Journal of Mineral Processing, Elsevier**

- [7] **Robert Perry, Don W. Green (2000).** “Manual del Ingeniero Químico, Volumen III Operaciones líquido sólido y equipos”. **Edit. McGraw Hill Interamericana de España S.A**
- [8] **Ladislav Svarovsky (1990),** “Solid-Liquid Separation” **3rd Edition.**
- [9] **Knocke, W.R.; Wakeland (1983),** “D.L. **Fundamental characteristics of water treatment plant sludges**”. **Journal AWWA**
- [10] **Robert W. Fox, Alan T. McDonald,** “Introducción a la Mecánica de Fluidos” **4ta. Edición: School of Mechanical Engineering, Purdue University, 1997).** P137-156
- [11] **J.W. Willians, (1963)** “Ultracentrifugal Analysis in Theory and Experiment, **Academic Press, New York-London.**
- [12] **Revista Power Reporte Especial 1973** “Los tratamientos inician con la clarificación”
- [13] **Liss, S.N.; Droppo, I.G.; Flannigan, D.T.; Leppard, G.G. (1996)** “Floc architecture in wastewater and natural riverine systems. **Environ Sci. Technology**
- [14] **James R. Couper, W. Roy Penney, James R. Fair** “Chemical Process Equipment: Selection and Design”
- [15] **Michael A. Turney, Man Ken Cheung, Michael J. McCarthy, and Robert L. Powell,** “Magnetic resonance imaging study of sedimenting suspensions of noncolloidal spheres”

ANEXOS

**Hans Axelsson, Alfa Laval Separation AB, Tumba, Sweden Bent
Madsen, Alfa Laval Separation A/S, Søborg, Denmark**

Table 1. Characteristics of continuous-feed centrifuges.^a

| Type | Mode of solids discharge | Feed flow rate, L/h | Feed solids content, vol % | Solids flow rate, L/h | Σ value, m ² | Max. Z developed | Consistency of solids |
|--|------------------------------|---------------------|----------------------------|-----------------------|--------------------------------|------------------|---------------------------|
| Disk solid bowl | manual | 20 | < 1 | 0 | 1000 | 10 000 | firm paste |
| Solids-ejecting, radial | intermittent | - 100 000 | < 25 | < 3000 | - 300 000 | 14 500 | thick flow- ing slurry |
| | | 20 | | | 1000 | | |
| Solids-ejecting, axial | intermittent | - 100 000 | < 15 | < 1000 | - 170 000 | 15 000 | thick flow- ing slurry |
| | | 1000 | | | 110 000 | | |
| Nozzle, pressurized-discharge ^b | continuous | - 150 000 | 4 - 30 | > 150 | - 220 000 | 15 000 | thick flow- ing slurry |
| | | 1000 | | | 69 000 | | |
| Peripheral nozzle | continuous | - 180 000 | 2 - 30 | < 40 000 | - 180 000 | 11 000 | thin slurry |
| | | 300 | | | 35 000 | | |
| Decanter centrifuge | continuous | - 310 000 | 5 - 50 | < 140 000 | - 180 000 | 10 000 | thick slurry |
| | | 300 | | | 400 | | |
| Tubular bowl | with scroll | - 200 000 | < 1 | 0 | - 25 000 | 31 000 | to semisolid |
| | | 20 - 7000 | | | 1 400 - 4500 | | |
| Multichamber bowl | manual | 100 | < 5 | 0 | 9000 | 9000 | firm paste |
| | | - 20 000 | < 1 | < 15 | - | 100 | 100 |
| Centritech machines ^c | intermittent | 5 - 100 | < 1 | < 15 | - | 100 | very thin slurry |
| Inverted solid bowl | intermittent with scraper | 10 - 6000 | 1 - 30 | < 1000 | 800 | 20 000 | firm paste |
| | | - 20 000 | - | - | - 20 000 | - | - |

^a Low-speed imperforate tubular and basket machines not included. ^b Only for slurry of single cells (see text). ^c Only for mammalian cells.

**Clarifications Centrifuges, Operation and Selection. Victor Norton an
William Wilkie,. ANDRITZ, INC Member of AIChE and the American Filtration**

| Performance Parameter | Vertical Basket | Horizontal Peeler | Inverting Bag | Screen Bowl | Scroll Screen | Pusher | Vibratory | Imperforate Basket | Tubular | Solid Bowl | Disc |
|-----------------------------------|-----------------|-------------------|---------------|-------------|---------------|--------|--------------|--------------------|------------------|------------------|------------------|
| Particle size, μm | 10-100 | 10-100 | 10-100 | 50-5,000 | 100-50,000 | 15-100 | 500-10,000 | 1.0-1,000 | 0.01-100 | 5-5,000 | 0.1-100 |
| Wt. % solids in feed | 5-50 | 5-50 | 5-50 | 5-40 | 30-80 | 30-60 | 40-80 | 1-50 | <0.1 | 0.5-60 | 0.1-5 |
| Liquid flowrate, gal/min (feed) | 1-150 | 1-150 (feed) | 1-50 (feed) | 1-500 | 5-200 | 5-250 | 300-1,000 | 1-100 | <25 | 1-600 | 2-600 |
| Solids production rate, ton/yr | 0.01-1.5 | 0.01-1.5 | 0.01-0.5 | 1-100 | 40-350 | 5-50 | 5-50 | 0.01-3 | <0.003 | 0.05-100 | 0.001-1.5 |
| Centrifugal force, m/s^2 | 500-1,500 | 500-1,500 | 500-1,500 | 500-2,000 | 500 | 500 | 500 2,000 | 1,000- 20,000 | 10,000- 4,000 | 1,000- 10,000 | 5,000- 10,000 |
| Solids wash | E | 0E | E | F | F-G | F-G | P | NA | NA | P | NA |
| Solids capture | E | E | E | G | G | G | G | E | E | E | E |
| Liquid clarity | G-E | G-E | G-E | F-G | F-G | F-G | F | E | E | E | E |

Key: E = excellent; G = good; P = poor; NA = not applicable

Clarifications Centrifuges, Operation and Selection. Victor Norton an William Wilkie,. ANDRITZ, INC Member of AIChE and the American Filtration and Separation Society

| Tipo | Diámetro del Recipiente | Velocidad (r/min) | Máxima fuerza Centrifuga por gravedad | Líquido, g/ml/min | Remolimiento Sólidos, Ton/t | Potencia del Motor, Hp |
|--------------------------|-------------------------|-------------------|---------------------------------------|-------------------|-----------------------------|------------------------|
| Trocular | 1,75 | 50.000* | 62.400 | 0,05-0,25 | Depende del % de sólidos | * |
| | 4,125 | 15.000 | 13.200 | 1-10 | en pesc | 2 |
| | 5 | 15.000 | 15.900 | 1,2-20 | | 3 |
| Disco | 7 | 12.000 | 14.300 | 1-10 | Depende del % de sólidos | 1/3 |
| | 13 | 7.500 | 10.400 | 5-50 | en pesc | 6 |
| | 24 | 4.000 | 5.500 | 20-200 | | 7-12 |
| | 30 | 3.300 | 4.500 | 40-400 | | 20 |
| Descarga en boquete | 10 | 10.000 | 14.200 | 10-40 | 0,1-1 | 40 |
| | 15 | 3.250 | 6.300 | 25-150 | 0,4-4 | 125 |
| | 27 | 4.200 | 6.750 | 40-400 | 1-11 | 125 |
| | 30 | 3.300 | 4.500 | 40-400 | 1-11 | 125 |
| | 6 | 3.000 | 5.500 | esta 20 | 0,03-0,25 | 5 |
| | 14 | 4.000 | 5.130 | esta 75 | 1,5-1,5 | 20 |
| Transportador helicoidal | 13 | 3.500 | 5.130 | Haste 130 | 1-3 | 50 |
| | 24 | 3.000 | 5.070 | Haste 250 | 2,5-12 | 125 |
| | 30 | 2.700 | 5.105 | Haste 350 | 3-15 | 200 |
| | 35 | 2.250 | 2.530 | Haste 500 | 10-25 | 400 |
| | 44 | 1.600 | 1.500 | Haste 700 | 10-25 | 500 |
| | 54 | 1.000 | 700 | Haste 750 | 20-60 | |
| | 20 | 1.800 | 920 | + | 1,0++ | 20 |
| | 35 | 1.200 | 740 | + | 4,1++ | 30 |
| 53 | 900 | 760 | + | 20,5++ | 40 | |

Centrifuges Westfalia and Separation Equipment

