

PONTIFICIA UNIVERSIDAD CATÓLICA DEL PERÚ
FACULTAD DE CIENCIA E INGENIERÍA



PONTIFICIA
UNIVERSIDAD
CATÓLICA
DEL PERÚ

**“Diseño Hidráulico de un Sistema Gravimétrico para
Relaves Mineros con un Caudal de 202 m³/h y 220 m de
Desnivel”**

Tesis a fin de optar el Título de **INGENIERO MECÁNICO**, que presenta
el bachiller:

JOEL MARTÍN LÓPEZ BONILLA

ASESOR: Dr. Luis Ricardo Chirinos García

Lima, abril de 2014

RESUMEN

En el presente trabajo se ha realizado el diseño hidráulico de un sistema gravimétrico para transportar 202 m³/h de relave minero desde la planta procesadora de minerales hasta la presa de relaves, aprovechando un desnivel de 226 m.

El diseño hidráulico ha sido conceptualizado como recepción, acondicionamiento, transporte y evacuación. La recepción y acondicionamiento del relave se logra con el sistema de recepción, el transporte se realiza a tubería llena presurizada y finalmente se evacúa el relave hacia el sistema de descarga a la presa de relaves con una presión requerida.

El relave se ha caracterizado como una pulpa homogénea de 1.5 de densidad específica, 52.5% de concentración en peso y 29% de concentración en volumen, cuyo comportamiento viscoso es de tipo Bingham. Esta pulpa tiene partículas en suspensión de 27 μ m en promedio, cuya densidad específica de sólido seco es de 2.7.

Respecto al transporte, la línea se ha dividido en dos tramos de tubería con diferente diámetro. El primero comprende los primeros 190 m, con un diámetro nominal de 8 in y 1.9 m/s de velocidad media, mientras que el segundo, va hasta 970 m, con 6 in de diámetro nominal y 3.5 m/s de velocidad media.

Al tratarse de un fluido con partículas suspendidas, es importante analizar la velocidad crítica de deposición, es decir, la velocidad a la cual las partículas empiezan a depositarse. Esta ha sido determinada mediante el modelo de Turian y Oroskar, dando como resultado 1.14 m/s y 0.95 m/s en el primer y segundo tramo respectivamente.

Con respecto a la caída de presión, se ha usado el modelo de Darby para fluidos Bingham, dando como resultado 976.6 kPa (66.3 m.c.p.), lo cual equivale a 29% del desnivel disponible (226 m.c.p.).

Como parte del diseño, se ha considerado la presencia de una estación de choque, la cual disipa la presión cerca del final de la línea y permite que se entre el relave al sistema de descarga a 55 PSig.

TEMA DE TESIS PARA OPTAR EL TÍTULO DE INGENIERO MECÁNICO

TÍTULO : **DISEÑO HIDRÁULICO DE UN SISTEMA GRAVIMÉTRICO PARA RELAVES MINEROS CON UN CAUDAL DE 202 m³/h Y 226 m DE DESNIVEL.**

ÁREA : Energía

PROPUESTO POR : Dr. Luís Ricardo Chirinos García

ASESOR : Dr. Luís Ricardo Chirinos García

TESISTA : Joel Martín López Bonilla

CÓDIGO : 20087090

FECHA : 12 de febrero de 2014

DESCRIPCIÓN Y OBJETIVOS:

El diseño de la planta concentradora de oro y plata Inmaculada, ubicada en la provincia de Ayacucho, ha sido encargado a una empresa consultora en ingeniería del medio local. Donde surge la necesidad de desplazar los relaves mineros desde la planta concentradora hasta la presa de relaves. El presente trabajo tiene como objetivo el diseño hidráulico de un sistema gravimétrico de tuberías para los relaves mineros de dicha planta, con un caudal aproximado de 202 m³/h y 226 m de desnivel. Este diseño iniciará con la caracterización física y reológica de la pulpa para continuar con la recepción del relave hasta su evacuación en la presa de relaves, pasando por la selección del material de la tubería y disposición de accesorios.

Para el transporte de esta pulpa de relave es importante controlar parámetros como la velocidad crítica de sedimentación y la pérdida de presión. El alcance de esta tesis cubre el diseño hidráulico, considerando el diseño del sistema de recepción.

**TEMA DE TESIS PARA OPTAR EL TÍTULO DE INGENIERO MECÁNICO
DISEÑO HIDRÁULICO DE UN SISTEMA GRAVIMÉTRICO PARA
RELAVES MINEROS CON UN CAUDAL DE 202 m³/h Y 226 m DE
DESNIVEL.**

Introducción

1. Marco Teórico.
2. Sistema de Transporte
3. Caracterización de la Pulpa.
4. Diseño Hidráulico del Sistema.

Observaciones y Recomendaciones

Conclusiones

Bibliografía

Anexos

Planos

Dr. Luís Ricardo Chirinos García
Asesor



DEDICATORIA

A mis padres, Gary y Berta, como un humilde gesto de mi gratitud. Por haberme enseñado, con su ejemplo, el valor del esfuerzo.

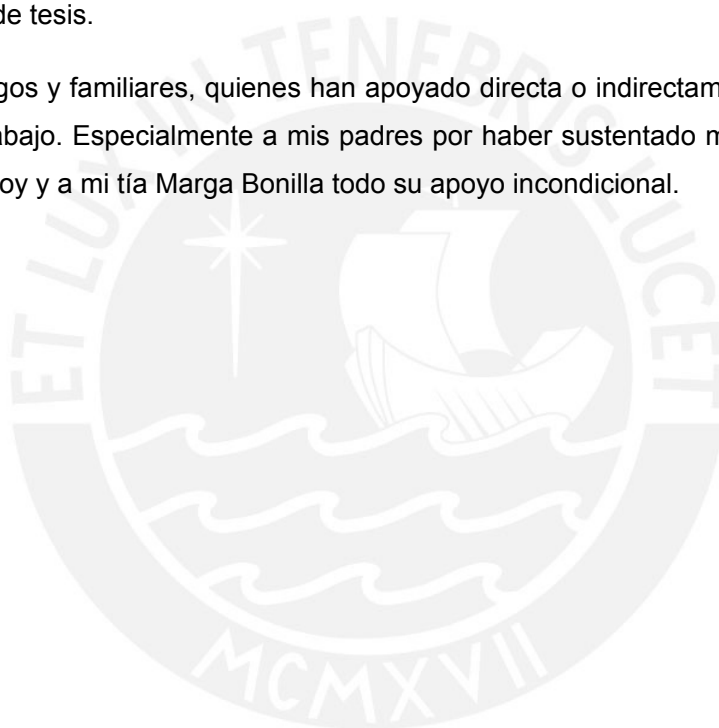
A mis hermanos, Renzo y Sebastián, por su noble compañía.

AGRADECIMIENTOS

A mi asesor de tesis, el Dr. Luis Chirinos García, quien siempre estuvo dispuesto a brindarme su tiempo y dedicación, a fin de culminar el presente trabajo.

A GMI S.A. Ingenieros Consultores, por proponerme el tema de tesis, como parte del Programa de Excelencia Académica del Grupo Graña y Montero. Así mismo a los ingenieros Adelmo Rodríguez, Wilfredo Cuibín y especialmente al ingeniero Juan Guillermo Navarro por haber compartido su experiencia y por haberme guiado durante el trabajo de tesis.

A mis amigos y familiares, quienes han apoyado directa o indirectamente el desarrollo de este trabajo. Especialmente a mis padres por haber sustentado mis estudios hasta el día de hoy y a mi tía Marga Bonilla todo su apoyo incondicional.



ÍNDICE

| | |
|---|----|
| INTRODUCCIÓN | 1 |
| CAPITULO 1: Fundamentos Teóricos | |
| 1.1. Pulpas Mineras: | 3 |
| 1.1.1. Procesamiento de Minerales: | 3 |
| 1.1.2. Características Físicas de la Pulpa: | 5 |
| 1.2. Reología de las Pulpas: | 7 |
| 1.2.1. Viscosidad Aparente y Efectiva: | 7 |
| 1.2.2. Pulpas Newtonianas:..... | 9 |
| 1.2.3. Pulpas No Newtonianos: | 9 |
| 1.3. Flujo en Tuberías: | 14 |
| 1.3.1. Régimen de Flujo: | 14 |
| 1.3.2. Tipo de Flujo:..... | 16 |
| 1.4. Transporte de Pulpas:..... | 18 |
| 1.4.1. Ecuación de Continuidad:..... | 18 |
| 1.4.2. Ecuación de Bernoulli:..... | 19 |
| 1.4.3. Transporte de Flujo Bingham: | 20 |
| 1.5. Pérdida de Presión:..... | 21 |
| 1.5.1. Pérdidas en Flujo Homogéneo: | 22 |
| 1.5.2. Pérdidas en Flujo Heterogéneo:..... | 23 |
| 1.5.3. Factor de Fricción:..... | 25 |
| 1.5.4. Pérdida de Presión por Accesorios: | 28 |
| 1.6. Velocidades Críticas: | 29 |
| 1.6.1. Velocidad Terminal o de Caída de partículas (V_s): | 29 |
| 1.6.2. Velocidad Crítica de Deposición (V_D): | 32 |
| 1.6.3. Velocidad Crítica de Transición Viscosa (V_T): | 38 |
| 1.7. Fuerzas debido a fluidos en movimiento:..... | 39 |
| 1.8. Efecto térmico en las tuberías:..... | 41 |
| CAPÍTULO 2: Sistema de Transporte | |
| 2.1. Sistema de Recepción: | 43 |
| 2.1.1. Cámara Receptora: | 45 |
| 2.1.2. Cámara Aquietadora: | 45 |
| 2.1.3. Cámara de Contingencia:..... | 46 |

| | |
|--|----|
| 2.2. Tuberías:..... | 46 |
| 2.2.1. Determinación del espesor de pared:..... | 46 |
| 2.2.2. Selección del material: | 47 |
| 2.3. Accesorios:..... | 48 |
| 2.4. Tipos de unión:..... | 48 |
| 2.4.1. Soldadura a tope: | 49 |
| 2.4.2. Bridas: | 49 |
| 2.4.3. Acoplamientos ranurados:..... | 51 |
| 2.4.4. Termofusión:..... | 52 |
| 2.5. Válvulas:..... | 52 |
| 2.5.1. Válvula de Cuchilla: | 52 |
| 2.5.2. Válvula de Pellizco: | 53 |
| 2.6. Estación de Choque:..... | 54 |
| | |
| CAPÍTULO 3: Caracterización de la Pulpa | |
| 3.1. Caracterización Física:..... | 55 |
| 3.1.1. Presentación de datos:..... | 55 |
| 3.1.2. Análisis Granulométrico:..... | 56 |
| 3.2. Caracterización Reológica: | 57 |
| 3.2.1. Presentación de Datos: | 58 |
| 3.2.2. Análisis Reológico: | 59 |
| | |
| CAPITULO 4: Diseño Hidráulico del Sistema | |
| 4.1. Generalidades:..... | 61 |
| 4.2. Estructura Conceptual:..... | 62 |
| 4.3. Sistema de Recepción: | 62 |
| 4.4. Diseño Hidráulico: | 67 |
| 4.4.1. Metodología de Cálculo:..... | 67 |
| 4.4.2. Condiciones Ambientales: | 67 |
| 4.4.3. Requerimientos del Sistema:..... | 68 |
| 4.4.4. Caracterización de la Pulpa:..... | 69 |
| 4.4.5. Metodología de Cálculo de Presión de Operación: | 69 |
| 4.4.6. Determinación de la Presión de Arranque de un fluido Bingham:..... | 71 |
| 4.4.7. Selección de Modelos para Velocidad Crítica y Caída de Presión: | 72 |
| 4.4.8. Metodología de Cálculo para la Velocidad Crítica de Deposición:..... | 73 |

| | |
|---|----|
| 4.4.9. Metodología de Cálculo para la Pérdida de Presión: | 74 |
| 4.4.10. Cálculo Hidráulico Preliminar: | 75 |
| 4.4.11. Selección del Material de la tubería: | 80 |
| 4.4.12. Estación de Choque: | 82 |
| 4.4.13. Selección de Accesorios: | 83 |
| 4.4.14. Cálculo Hidráulico Final:..... | 85 |
| 4.4.15. Cálculo de Fuerzas debidas al cambio de dirección de la pulpa:..... | 87 |
| 4.4.16. Cálculo del efecto térmico en las tuberías:..... | 90 |
| CONCLUSIONES | 92 |
| BIBLIOGRAFÍA | 94 |
| ANEXOS | |
| Anexo 1: Nomograma de Wilson para Velocidad Crítica de Deposición | |
| Anexo 2: Tabla de Esfuerzos permisibles para tuberías de acero, ASME B31.11 | |
| Anexo 3: Propiedades Principales de las Tuberías de Acero Comercial | |
| Anexo 4: Coeficiente de Pérdidas en Accesorios | |
| Anexo 5: Análisis Reológico de la Pulpa | |
| Anexo 6: Análisis de los Modelos de Vel. crítica de deposición y sus parámetros | |
| Anexo 7: Cálculo Final Detallado | |
| Anexo 8: Dimensionamiento del Sistema de Recepción propuesto por la consultora | |
| Anexo 9: Ejemplo de Cálculo de Fuerzas Debido al Cambio de Dirección | |
| Anexo 10: Registro Histórico de la Estación Meteorológica de Pauza – SENAMHI | |
| PLANOS: | |
| Plano 1: Pipeline sistema de Relaves | |
| Plano 2: Línea de Relaves Planta y Perfil Hoja 1 | |
| Plano 3: Línea de Relaves Planta y Perfil Hoja 2 | |
| Plano 4: Diagrama de Tuberías e Instrumentación de Tuberías de Relaves. | |

ÍNDICE DE TABLAS

| | Pág. |
|---|------|
| Tabla 1.1. Resumen de fórmulas de las Características Físicas..... | 6 |
| Tabla 2.1. Propiedades de materiales para tuberías..... | 47 |
| Tabla 2.2. Accesorios comunes es sistemas de tuberías..... | 48 |
| Tabla 2.3. Tipos de Bridas..... | 50 |
| Tabla 2.4. Tipos de Caras para bridas..... | 51 |
| Tabla 2.5. Ventajas del acoplamiento ranurado..... | 52 |
| Tabla 3.1. Características Físicas de Relave | 55 |
| Tabla 3.2. Tamaño de Partículas sólidas del over flow de hidrociclones..... | 56 |
| Tabla 3.3. Resultados Promedio de Análisis Reológico | 58 |
| Tabla 3.4. Resultados promedio para 52.5% en sólidos..... | 58 |
| Tabla 3.5. Parámetros Reológicos del flujo Bingham..... | 60 |
| Tabla 4.1. Estructura Conceptual del Diseño..... | 62 |
| Tabla 4.2. Dimensiones propuestas..... | 63 |
| Tabla 4.3. Condiciones Ambientales de la Zona..... | 68 |
| Tabla 4.4. Requerimiento de Caudal..... | 68 |
| Tabla 4.5. Datos de la Ruta par Tuberías..... | 68 |
| Tabla 4.6. Factores de Seguridad..... | 68 |
| Tabla 4.7. Caracterización del Relave..... | 69 |
| Tabla 4.8. Resultados del Cálculo Preliminar..... | 78 |
| Tabla 4.9. Resultados del Cálculo Preliminar en los dos tramos..... | 79 |
| Tabla 4.10. Material seleccionado..... | 81 |
| Tabla 4.11. Propiedades del Material..... | 81 |
| Tabla 4.12. Ubicación de codos y ángulo requerido..... | 84 |
| Tabla 4.13. Resultado Final..... | 86 |
| Tabla 4.14. Cambios de dirección según la vista de perfil..... | 88 |
| Tabla 4.15. Cambios de dirección según la vista de horizontal..... | 89 |

ÍNDICE DE FIGURAS

| | Pág. |
|--|------|
| Figura 1.1. Procesamiento de Minerales..... | 5 |
| Figura 1.2. Modelo de viscosidad en estado estacionario..... | 7 |
| Figura 1.3. Viscosidad aparente y efectiva..... | 8 |
| Figura 1.4. Clasificación de las pulpas..... | 10 |
| Figura 1.5. Curvas teóricas de Esfuerzo de Corte y Velocidad de Corte..... | 11 |
| Figura 1.6. Curvas teóricas de Viscosidad Aparente y Velocidad de Corte..... | 11 |
| Figura 1.7. Curva de Esf. Corte y Vel. Corte para fluidos no newtonianos..... | 13 |
| Figura 1.8. Régimen de Flujo..... | 15 |
| Figura 1.9. Régimen Medio de Flujo | 16 |
| Figura 1.10. Clases de Pulpas..... | 16 |
| Figura 1.11. Régimen de flujo..... | 18 |
| Figura 1.12. Gradiente de Presiones según el principio de Bernoulli..... | 20 |
| Figura 1.13. Pérdida de presión y velocidad de flujo..... | 22 |
| Figura 1.14. Velocidades Críticas..... | 29 |
| Figura 1.15. Factor de interrupción en la velocidad terminal de una partícula..... | 32 |
| Figura 1.16. Gráfico de Durand para F_L | 34 |
| Figura 1.17. Gráfico de Mac-Elvain y Cave para F_L | 34 |
| Figura 1.18. Factor de corrección por disipación de energía turbulenta..... | 36 |
| Figura 1.19. Velocidad crítica de transición viscosa..... | 38 |
| Figura 1.20. Esquema de un flujo que atraviesa un codo..... | 40 |
| Figura 1.21. DCL de un flujo que atraviesa un codo..... | 40 |
| Figura 2.1. Sistema de recepción..... | 44 |
| Figura 2.2. Efecto de turbulencia vertical según Nakasone..... | 44 |
| Figura 2.3. Efecto de turbulencia horizontal según Smit..... | 45 |
| Figura 2.4. Variedad de ángulos para codos largos..... | 48 |
| Figura 2.5. Soldadura a tope | 49 |
| Figura 2.6. Acoplamiento ranurado Victaulic®..... | 51 |
| Figura 2.7. Válvula de cuchilla manual y con actuador neumático..... | 53 |
| Figura 2.8. Válvula de pellizco manual, electro-neumático y neumático..... | 53 |
| Figura 2.9. Disipadores de Presión cerámicos revestidos..... | 54 |
| Figura 3.1. Curvas de granulometría para el proceso de Hidrociclones..... | 56 |
| Figura 3.2. Clases de Lodos..... | 57 |

| | | |
|--------------|---|----|
| Figura 3.3. | Curva de Esfuerzo de corte vs Velocidad de Corte..... | 59 |
| Figura 3.4. | Regresión lineal de la reología..... | 59 |
| Figura 4.1. | Layout del Sistema de Transporte de Relaves..... | 61 |
| Figura 4.2. | Dimensionamiento para el caso de tubería parcialmente llena..... | 63 |
| Figura 4.3. | Desnivel de pulpa entre cámaras..... | 65 |
| Figura 4.4. | Metodología Propuesta para el Cálculo Hidráulico..... | 67 |
| Figura 4.5. | Esquema para cálculo de Presión de Operación..... | 71 |
| Figura 4.6. | Esquema para Cálculo de Presión de arranque..... | 71 |
| Figura 4.7. | Flujo de cálculo de la Velocidad Crítica de Deposición..... | 73 |
| Figura 4.8. | Flujo de cálculo para la Caída de Presión en un fluido Bingham..... | 74 |
| Figura 4.9. | Cálculo Hidráulico preliminar..... | 75 |
| Figura 4.10. | Presión de Operación preliminar a lo largo de la línea..... | 78 |
| Figura 4.11. | Gradiente Hidráulica corregida | 80 |
| Figura 4.12. | Gradiente con la Estación de Choque..... | 82 |
| Figura 4.13. | Acoplamiento Flexible Estándar – Estilo 77..... | 83 |
| Figura 4.14. | Cálculo Hidráulico Final..... | 85 |
| Figura 4.15. | Gradiente Hidráulico Final..... | 86 |

LISTA DE SÍMBOLOS

| | | |
|-----------|---|--|
| A | : | Área transversal al flujo, m ² . |
| A_g | : | Área transversal de la garganta, en m ² . |
| A' | : | Suma de tolerancias por roscado, ranurado, corrosión y erosión, en mm. |
| \vec{a} | : | Aceleración, m/s ² . |
| B | : | Ancho, m. |
| C_D | : | Coefficiente de arrastre. |
| C_v | : | Concentración de sólidos en volumen. |
| C_w | : | Concentración de sólidos en peso. |
| D | : | Diámetro interior de una tubería, en m. |
| D_o | : | Diámetro exterior de una tubería, en m. |
| d_p | : | Diámetro de partícula, en m. |
| d_{20} | : | Diámetro de malla que permite el paso de 20% de partículas. |
| d_{50} | : | Diámetro de malla que permite el paso de 50% de partículas. |
| d_{80} | : | Diámetro de malla que permite el paso de 80% de partículas. |
| E | : | Módulo de elasticidad. |
| E' | : | Factor de junta soldada. |
| E_A | : | Energía agregada al sistema. |
| E_E | : | Energía extraída del sistema. |
| E_f | : | Energía debida a la pérdida de presión por accesorios. |
| E_m | : | Energía debida a la pérdida de presión en una pulpa. |
| E_p | : | Energía debida a la presión estática. |
| E_v | : | Energía debida a la presión dinámica. |
| E_z | : | Energía debida a la altura del fluido. |
| e_n | : | Espesor nominal de pared para una tubería recta, en mm. |
| e | : | Espesor de pared calculado bajo la presión de diseño, en mm. |
| f | : | Factor de fricción según el modelo. |
| f_D | : | Factor de fricción de Darcy. |
| f_m | : | Factor de fricción para pulpa. |

| | | |
|---------------|---|--|
| f_N | : | Factor de fricción de Fanning. |
| f_{NL} | : | Factor de fricción para fluidos Bingham en régimen laminar. |
| f_{NT} | : | Factor de fricción para fluidos Bingham en régimen turbulento. |
| f_N | : | Factor de fricción de Darcy para fluidos Bingham según Darby. |
| f_L | : | Factor de fricción para el líquido transportante. |
| \vec{F} | : | Fuerza, en N. |
| F_D | : | Fuerza de arrastre, en N. |
| F_E | : | Fuerza de empuje, en N. |
| F_G | : | Fuerza gravitatoria, en N. |
| Fr | : | Número de Froude. |
| g | : | Aceleración de la Gravedad, en m/s^2 . |
| H | : | Altura del chorro, en m. |
| H_d | : | Altura de descarga, en m. |
| H_g | : | Altura de la garganta, en m. |
| H_g | : | Altura de la garganta, en m. |
| H_m | : | Caída de presión principal. |
| H_S | : | Caída de presión secundaria. |
| H_r | : | Altura remanente. |
| H_{Total} | : | Caída de presión total. |
| h | : | Carga hidráulica del chorro, en m. |
| He | : | Número de Hedstrom. |
| h_f | : | Pérdida de presión para flujo homogéneo, en m.c.a. |
| i_m | : | Gradiente hidráulico de fricción para pulpa, en m.c.a / m. |
| i_L | : | Gradiente hidráulico de fricción para el medio líquido, en m.c.a / m. |
| i_v | : | Gradiente hidráulico de fricción para tubería vertical, en m.c.a / m. |
| $i_{m\theta}$ | : | Gradiente hidráulico de fricción para tubería inclinada θ° , en m.c.a / m. |
| K | : | Coefficiente de pérdidas. |
| K_{E-Ch} | : | Coefficiente de pérdidas en la estación de choque. |
| k | : | Factor de Consistencia, en $Pa.s^n$. |

| | | |
|-----------|---|--|
| \dot{M} | : | Flujo másico, en kg/s. |
| m | : | Masa, en kg. |
| L | : | Longitud de la tubería, en m. |
| La | : | Efecto horizontal de la turbulencia, en m. |
| Leq | : | Longitud equivalente, en m. |
| Lp | : | Alcance del chorro, en m. |
| L_o | : | Longitud inicial de la tubería, en m. |
| n | : | Factor de interrupción en la velocidad terminal de la partícula. |
| P_L | : | Coefficiente de Plasticidad. |
| p | : | Presión, en Pa. |
| p_{arr} | : | Presión de arranque, en Pa. |
| p_D | : | Presión de descarga, en Pa. |
| p_i | : | Presión interna en la tubería, en Pa. |
| p_o | : | Presión de operación en la tubería, en Pa. |
| R | : | Fuerza de reacción, en N. |
| Re | : | Número de Reynolds. |
| S | : | Esfuerzo aplicado admisible. |
| S_m | : | Densidad específica de la pulpa. |
| S_L | : | Densidad específica del medio líquido. |
| S_S | : | Densidad específica de los sólidos. |
| S_W | : | Densidad específica del agua. |
| $SMYS$ | : | Esfuerzo específico mínimo de fluencia, en MPa. |
| F_L | : | Factor de Durand. |
| F_L' | : | Factor de Durand modificado. |
| $F.S.Dep$ | : | Factor de seguridad a la deposición. |
| t | : | Tiempo, en s. |
| \dot{V} | : | Flujo volumétrico, en m ³ /s. |
| V_D | : | Velocidad crítica de deposición, en m/s. |
| V_S | : | Velocidad terminal de una partícula en medio libre, en m/s. |

| | | |
|----------------|---|--|
| V_S^* | : | Velocidad terminal de una partícula en medio interrumpido, en m/s. |
| V_T | : | Velocidad de transición viscosa, en m/s. |
| v | : | Velocidad media del fluido, en m/s. |
| v_{as} | : | Velocidad media de ascenso, en m/s. |
| v_g | : | Velocidad media del fluido a través de la garganta, en m/s. |
| \vec{v} | : | Velocidad, en m/s. |
| x | : | Factor de corrección por disipación de energía turbulenta. |
| Z | : | Cota piezométrica. |
| α_t | : | Coefficiente de expansión térmico, en $1/^\circ\text{C}$. |
| $\dot{\gamma}$ | : | Gradiente de velocidad o Ratio de corte, en 1/s. |
| ΔH_s | : | Caída de presión por accesorios, en Pa. |
| ε | : | Rugosidad de la tubería, en m. |
| n | : | Índice de comportamiento. |
| η | : | Constante de rigidez, en Pa.s. |
| μ | : | Viscosidad dinámica, en Pa.s. |
| μ_a | : | Viscosidad aparente, en Pa.s. |
| μ_L | : | Viscosidad dinámica del líquido, en Pa.s. |
| μ_1 | : | Viscosidad efectiva o local, en Pa.s. |
| ρ | : | Densidad, en kg/m^3 . |
| ρ_m | : | Densidad de la pulpa, en kg/m^3 . |
| ρ_L | : | Densidad del medio líquido, en kg/m^3 . |
| ρ_s | : | Densidad de los sólidos, en kg/m^3 . |
| ρ_w | : | Densidad del agua, en kg/m^3 . |
| σ | : | Esfuerzo térmico longitudinal. |
| τ | : | Esfuerzo cortante aplicado a una determinada altura, en Pa. |
| τ_o | : | Esfuerzo cortante de fluencia, en Pa. |
| τ_w | : | Esfuerzo cortante generado en las paredes, en Pa. |
| ϕ | : | Diámetro comercial de la tubería, en in. |
| φ | : | Número de Karamanev. |

INTRODUCCIÓN

La planta concentradora de oro y plata Inmaculada se encuentra en proceso de diseño, el cual ha sido encargado a una empresa consultora en ingeniería del medio local. Esta planta está ubicada en el distrito de Oyolo, en la provincia de Paucar de Sara Sara en la región Ayacucho a 4800 msnm.

Para la operación de esta planta se ha previsto una extracción de tierras de 3840 t/d, que pasarán por un proceso de molienda y clasificación hasta obtener el mineral deseado, que se verá con mayor detenimiento en el siguiente capítulo. Todo este proceso para obtener las siguientes leyes de cabeza: 3.4 g de oro y 120 g de plata por tonelada de material extraído.

Como resultado de la operación de la planta se generará un caudal de relaves mineros, que serán dispuestos hacia dos destinos: la presa de relaves y la planta de rellenos en pasta, cada uno operando en simultáneo y con caudales diferentes. Justamente, este proceso de evacuación de relaves hasta la presa solicita el diseño de un sistema de tuberías, donde radica la necesidad que esta tesis pretende atender.

Este sistema de tuberías transportará el relave haciendo uso de la gravedad, la cual aprovechan una cota de 226 m de desnivel y cuya ruta ha sido definida por el área competente y será un dato de entrada para el diseño de este trabajo.

Al tratar el tema del manejo de relaves es imposible dejar de pensar en el impacto medioambiental que estos ocasionan, desde el inicio de su recorrido hasta su disposición final en una presa de relaves. Es por eso, importante estudiar el fenómeno de transporte de este tipo de fluidos de manera que se pueda realizar un diseño que asegure una buena operación, dentro de sus alcances, y prevenga posibles colapsos por atoramiento o sobrepresión que desencadenen daños irreparables al medio ambiente y a las comunidades cercanas.

Por otro lado, contar con una metodología aplicada en el diseño de tuberías para pulpas mineras, sería un aporte importante para futuros diseños de esta índole.

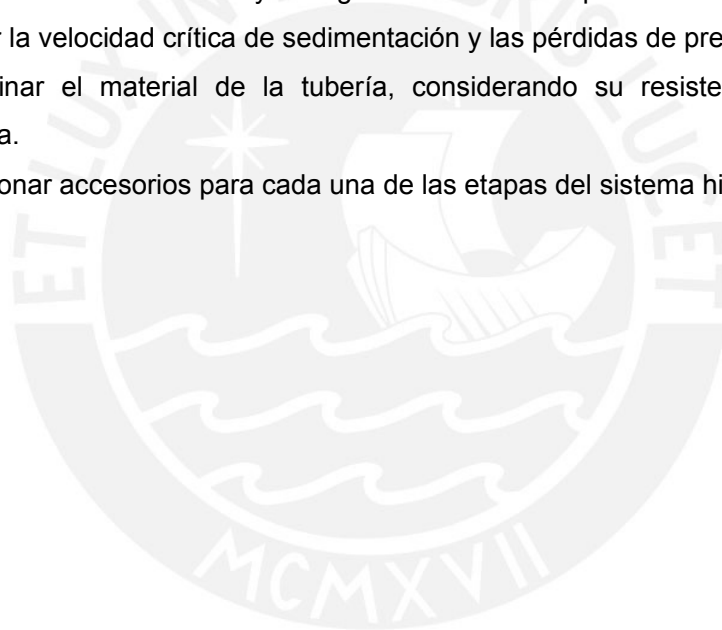
El presente trabajo comprende el diseño hidráulico de un sistema de tuberías de descarga gravimétrica, considerando la recepción del relave, el transporte y la selección de las tuberías y accesorios.

OBJETIVO GENERAL:

Diseñar el sistema hidráulico de descarga gravimétrica por tuberías para el relave mineros de la planta concentradora Inmaculada, con un rango de caudal aproximado de 202 m³/h, aprovechando una cota de 226 m.

OBJETIVOS ESPECÍFICOS:

- Reconocer el emplazamiento del sistema de transporte.
- Generar un modelo conceptual del sistema de transporte.
- Caracterizar de forma física y reológica el fluido a transportar.
- Estimar la velocidad crítica de sedimentación y las pérdidas de presión.
- Determinar el material de la tubería, considerando su resistencia mecánica y abrasiva.
- Seleccionar accesorios para cada una de las etapas del sistema hidráulico.



CAPITULO 1

Fundamentos Teóricos

Una pulpa o lodo es un fluido que comprende dos fases: una fase sólida o transportada y otra fase líquida o transportante. La fase sólida es concebida como partículas de diferentes tamaños que van desde 1 micrón, en el caso de la arcilla fina, hasta 30 mm, como grava gruesa. La fase líquida suele ser agua u otro tipo de líquido. Ejemplos de pulpas existen muchos en la naturaleza, tal es el caso de los huaycos o aluviones que transportan gran cantidad de rocas de diferentes tamaños en un medio líquido como el agua fluvial. La facilidad con la que este fenómeno natural transporta partículas sólidas sugiere la efectividad del transporte de sólidos mediante pulpas.

Así, este tipo de transporte ha sido aplicado en innumerables industrias adecuándose en canales y tuberías. Este sistema de transporte de partículas sólidas tiene ciertas ventajas frente a los otros, por ejemplo, su flexibilidad para desplazar la pulpa en cualquier dirección y sobre cualquier obstáculo, además de su bajo costo de operación y fácil mantenimiento. Por otro lado, sus desventajas caerían en la necesidad de utilizar agua u otro líquido de transporte y en el notable desgaste corrosivo y abrasivo que pueden ocasionar algunas pulpas sobre las tuberías.

Uno de los sectores económicos que más hace uso del transporte de partículas sólidas por tuberías, es el sector minero, pues transporta el material extraído de la tierra hacia sus diferentes procesos de producción mediante tuberías que conducen dicho material mezclado con agua fresca.

Pulpas Mineras:

1.1.1. Procesamiento de Minerales:

El proceso que sufre el material extraído de la tierra hasta convertirse en lingotes del mineral, consiste básicamente en triturar y clasificar el material hasta obtener el tamaño de partícula ideal para extraer el metal deseado.

A. Extracción:

Este es el inicio del proceso y básicamente consiste en extraer el material de la corteza terrestre mediante perforación y/o detonación.

B. Chancado:

En este proceso el material extraído es triturado mecánicamente, para obtener granos gruesos que serán mezclados con agua fresca e ingresarán a la molienda.

C. Molienda:

La mezcla de tierra y agua fresca dará como resultado un lodo que ingresará a los molinos SAG y próximamente a los molinos de bola, donde el lodo será triturado para obtener un porcentaje de granos finos.

D. Hidrociclones:

De la molienda es posible que pasen algunos granos gruesos. En este proceso de clasificación, la fuerza centrífuga y la gravedad separan los granos gruesos de los granos finos. Los gruesos regresarán al proceso de molienda, mientras que los finos seguirán el proceso.

E. Lixiviación:

La lixiviación es un proceso básicamente químico donde se agrega cianuro entre otras sustancias a la pulpa para separar el oro del resto de mineral. La pulpa que contenga el mineral deseado pasará a la planta de Merrill Crow Dore, mientras que el resto de pulpa pasará a los espesadores.

F. Planta de Merrill Crow Dore:

Este proceso es a su vez un conjunto de procesos químicos y metalúrgicos que se encargan de transformar la pulpa que contiene el mineral deseado en lingotes o dorés de oro.

G. Espesamiento:

El espesamiento de la pulpa sin mineral deseado consiste en extraerle agua a dicha pulpa para poder devolverla al sistema. La pulpa que queda con menor porcentaje de agua, se denominará relave minero y será transportado por un sistema de tuberías hasta la presa de relaves o a una planta de rellenos en pasta.

H. Planta de Rellenos en Pasta:

Una planta de rellenos en pasta consiste en transformar el relave en material útil para sellar las zonas que han sido afectadas por las detonaciones.

I. Presa de Relaves:

El relave finalmente reposa en una presa de relaves, la cual es cuidadosamente diseñada en forma y material para evitar, en lo posible, la percolación del agua ácida que contiene el relave hacia la napa freática.

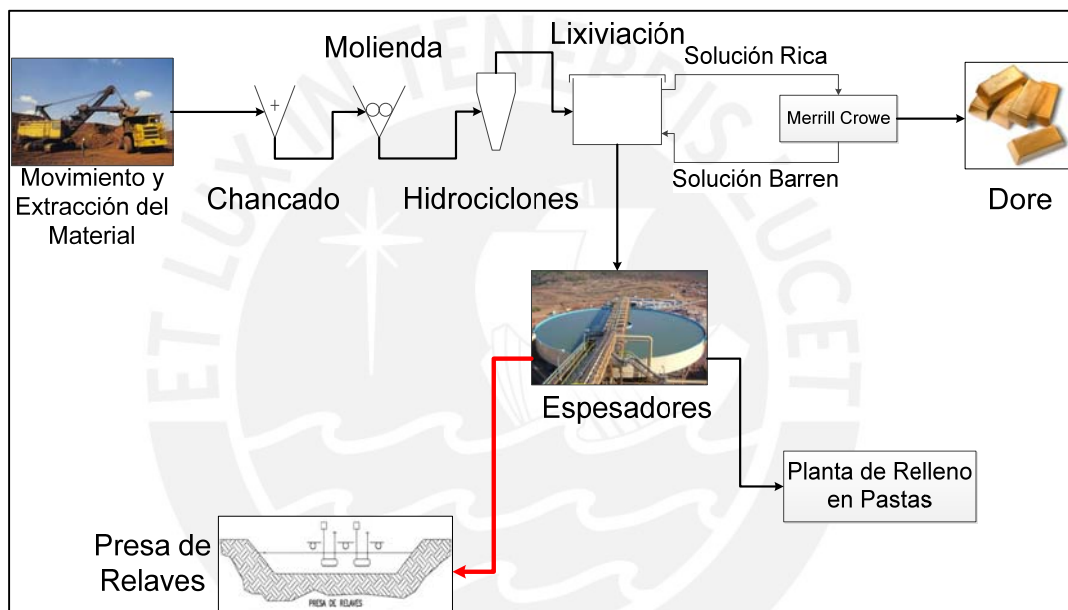


Fig.1.1: Procesamiento de Minerales. (GMI, 2013. Elaboración propia)

1.1.2. Características Físicas de la Pulpa:

Existen características físicas que definen a una pulpa y que básicamente dependen de la cantidad de partículas sólidas que albergan, de la densidad de estas y de la densidad del líquido transportante. Estos parámetros y los que se explicarán a continuación se interrelacionan matemáticamente según lo muestra la tabla 1.1.

A. Concentración en Peso - Cw:

Es la relación que existe entre el peso de la fase sólida con respecto a toda la mezcla.

$$Cw = \frac{Cv \times \rho_s}{\rho_m} = \frac{Cv \times \rho_s}{Cv \times \rho_s + (100 - Cv)} \quad (\text{Ec. 1.1})$$

B. Concentración en volumen - Cv:

Análogamente al concepto anterior, es la relación entre el volumen de sólidos con respecto al volumen total de la mezcla.

$$Cv = \frac{Cw \times \rho_m}{\rho_s} = \frac{Cw / \rho_s}{Cw / \rho_s + (1 - Cw) / \rho_L} \tag{Ec.1.2}$$

C. Densidad de la pulpa - ρm:

El concepto de densidad en una pulpa se entiende como la masa de pulpa sobre volumen de pulpa existente. La medida de este parámetro se debe realizar cuando la pulpa se encuentra perfectamente mezclada, sin embargo muchas veces se prefiere relacionarlo con otros parámetros como la concentración en peso, concentración en volumen y la densidad de las fases.

$$\rho_m = \frac{Cv \times \rho_s}{Cw} = \frac{1}{Cw / \rho_s + (1 - Cw) / \rho_L} \tag{Ec.1.3}$$

Es usual expresar este parámetro como densidad específica que se obtiene de dividir la densidad del lodo con la densidad del agua. Así, se podría plantear una nueva ecuación:

$$S_m = \frac{\rho_m}{\rho_w} = \frac{Cv \times S_s}{Cw} \tag{Ec.1.4}$$

Tabla 1.1: Resumen de fórmulas de las Características Físicas. (WEIR GROUP, 2002)

| Parámetro | En función de | | |
|-----------|---|---|--|
| | Cv | Cw | Sm |
| Cv | Igual | $\frac{S_L \times C_w}{S_S - (S_S - S_L) \times C_w}$ | $\frac{S_m - S_L}{S_S - S_L}$ |
| Cw | $\frac{S_S \times C_v}{S_L + (S_S - S_L) \times C_v}$ | Igual | $\frac{S_S}{S_m} \cdot \left(\frac{S_m - S_L}{S_S - S_L} \right)$ |
| Sm | $S_L + (S_S - S_L) \cdot C_v$ | $\frac{S_L}{1 - \frac{(S_S - S_L) \times C_w}{S_S}}$ | Igual |

Donde:

- ρs = Densidad de los sólidos (kg/m³).
- ρL = Densidad del líquido (kg/m³).
- ρm = Densidad de la pulpa (kg/m³).
- ρw = Densidad del agua (kg/m³).
- Ss = Densidad específica de los sólidos.
- SL = Densidad específica del líquido.
- Sm = Densidad específica de la pulpa.
- Cw = Concentración de sólidos en peso.
- Cv = Concentración de sólidos en volumen.

1.2. Reología de las Pulpas:

La reología es una disciplina que estudia los principios físicos que regulan el movimiento de los fluidos y su deformación. Estos principios están ligados al comportamiento que tiene los fluidos en movimiento, con respecto al gradiente de velocidad, al esfuerzo de corte aplicado y a la viscosidad. Para entender cómo se relacionan estos parámetros, se puede imaginar un fluido entre dos grandes láminas y suponer que se le aplica movimiento a la lámina inferior, como muestra la figura 1.2. La fuerza de cizallamiento aplicada generará una deformación, mientras que el flujo de cantidad de movimiento se transmitirá capa por capa en estado estacionario y será dependiente del gradiente de velocidad.

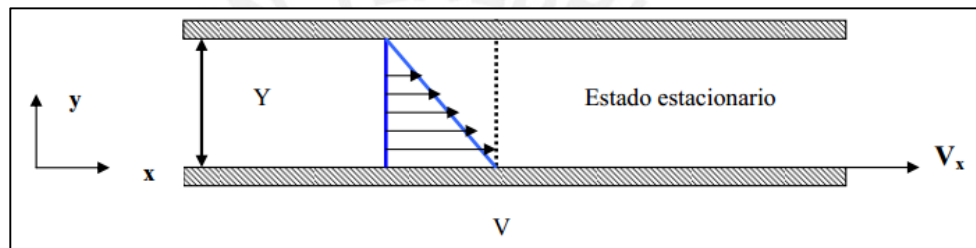


Fig.1.2: Modelo de viscosidad en estado estacionario. (Fernández, 2002)

Así, la viscosidad será determinada por la dependencia existente entre el esfuerzo de corte y el gradiente de velocidad. Esta dependencia genera una clasificación entre pulpas que obedecen la ley de viscosidad de Newton o pulpas newtonianas y las que no la obedecen o pulpas no newtonianas.

1.2.1. Viscosidad Aparente y Efectiva:

La viscosidad aparente es la que se genera de la interacción entre el esfuerzo de corte y el gradiente de velocidad y se define:

$$\mu_a = \frac{\tau}{\dot{\gamma}} \quad (\text{Ec. 1.5})$$

Donde:

τ = Esfuerzo cortante aplicado a una determinada altura (Pa).

$\dot{\gamma}$ = Gradiente de velocidad o Ratio de corte (1/s).

Como se ha visto líneas arriba, μ_a es constante para fluidos newtonianos, sin embargo para fluidos no newtonianos esta dependerá del gradiente de velocidad.

La viscosidad efectiva o local, tiene el mismo sustento que la aparente, pero discretizado en un diferencial de esfuerzo aplicado. Entonces, se define como:

$$\mu_1 = \frac{d\tau}{d\dot{\gamma}} \quad (\text{Ec. 1.6})$$

Donde:

τ = Esfuerzo cortante aplicado a una determinada altura (Pa).

$\dot{\gamma}$ = Ratio de deformación de corte con respecto al tiempo (1/s).

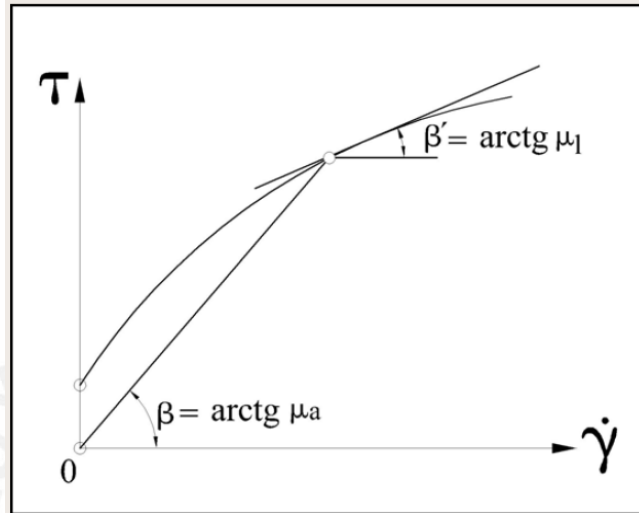


Fig.1.3: Viscosidad aparente y efectiva. (Adaptado de Fuentes, 2008).

En la figura 1.3 se pueden apreciar de manera gráfica las dos viscosidades, la aparente como viscosidad secante y la efectiva como tangente.

Para el caso específico de un flujo de fluido en el interior de una tubería, bajo un diferencial de presiones aplicados en una longitud determinada, el esfuerzo cortante (τ_w) generado en las paredes se define por equilibrio de fuerzas mediante la ecuación 1.7 (WEIR, 2002).

$$\tau_w = \frac{\Delta p \times D}{4L} \quad (\text{Ec. 1.7})$$

Donde:

Δp = Diferencia de presiones (Pa).

D = Diámetro (m).

L = Longitud de la tubería (m).

Por otro lado, según la teoría de Poiseuille para régimen laminar, la variación de presiones P se define mediante la ecuación 1.8 (WEIR, 2002).

$$\Delta p = \frac{32 \mu_a L V}{D^2} \quad (\text{Ec. 1.8})$$

Donde:

μ_a = Viscosidad aparente (Pa.s).

L = Longitud de la tubería (m).

V = Velocidad media (m/s).

D = Diámetro (m).

Luego, si se reemplaza la ecuación 1.8 en la 1.7, se obtiene la ecuación 1.9 y comparándola con la ecuación 1.5, se puede obtener una expresión en la ecuación 1.10 (WEIR, 2002) para calcular el gradiente de velocidad o ratio de corte.

$$\tau_W = \frac{\mu_a 8V}{D} \quad (\text{Ec. 1.9})$$

$$\dot{\gamma} = \frac{dU}{dy} = \frac{8V}{D} \quad (\text{Ec. 1.10})$$

Donde:

μ_a = Viscosidad aparente (Pa.s).

V = Velocidad media (m/s).

D = Diámetro (m).

$\dot{\gamma}$ = Gradiente de velocidad o Ratio de corte (1/s).

1.2.2. Pulpas Newtonianas:

Estos fluidos cumplen con el modelo de viscosidad enunciado por Newton (Ec. 1.11) y tienen origen en la existencia de un gradiente de velocidad que se incrementa linealmente mientras mayor sea el esfuerzo cortante aplicado. La viscosidad en estas pulpas es constante respecto del esfuerzo de corte aplicado, su alteración solo dependerá de la presión y temperatura del fluido.

$$\tau = \mu \times \frac{dU}{dy} \quad (\text{Ec. 1.11})$$

Donde:

τ = Esfuerzo cortante a una altura y (Pa).

μ = Viscosidad dinámica (Pa.s).

dU/dy = Gradiente de velocidad o ratio de corte (1/s).

1.2.3. Pulpas No Newtonianas:

En este caso, las pulpas no obedecen la ley de viscosidad, es decir, la viscosidad no permanece constante y el esfuerzo de corte aplicado no es lineal con la gradiente de velocidad, pero sigue existiendo dependencia. La variación del comportamiento de estas propiedades dependerá de la naturaleza del fluido, las cuales se encuentran categorizadas en la figura 1.4.

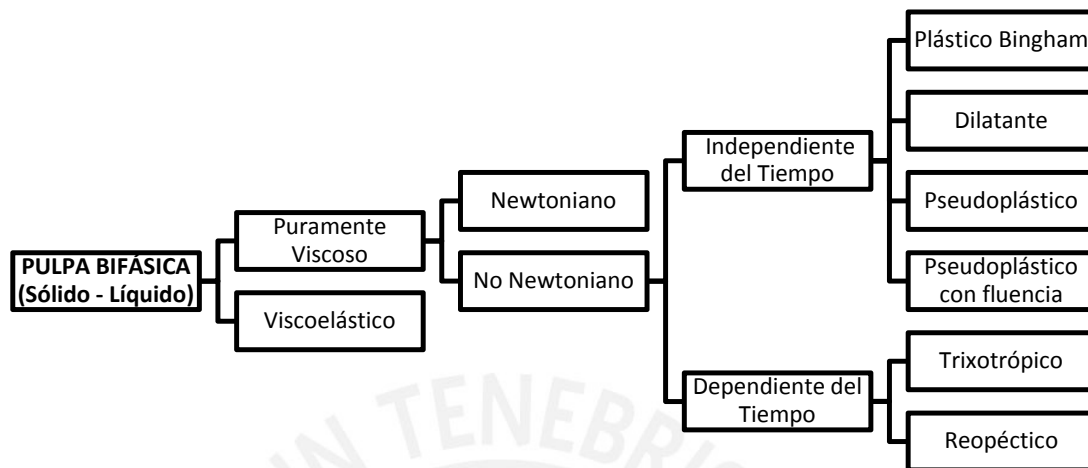


Fig. 1.4: Clasificación de las pulpas. (Adaptado de Abulnaga, 2002)

A. Independientes del tiempo:

Este tipo de fluidos se caracteriza porque la deformación en un punto solo dependerá del esfuerzo de corte en ese instante (τ_w), entonces se les puede definir con la ecuación 1.12 (Abulnaga, 2002).

$$\frac{d\gamma}{dt} = f(\tau_w) \quad (\text{Ec. 1.12})$$

Donde:

τ_w = Esfuerzo cortante aplicado (Pa).

$\gamma = dU/dy$. Gradiente de velocidad (1/s).

Dentro de esta categoría, existe una clasificación de pulpas que dependen de la forma que tome la función de la ecuación 1.12 y que se reflejará en las curvas de esfuerzo de corte y viscosidad aparente contra el gradiente de velocidad en las figuras 1.5 y 1.6.

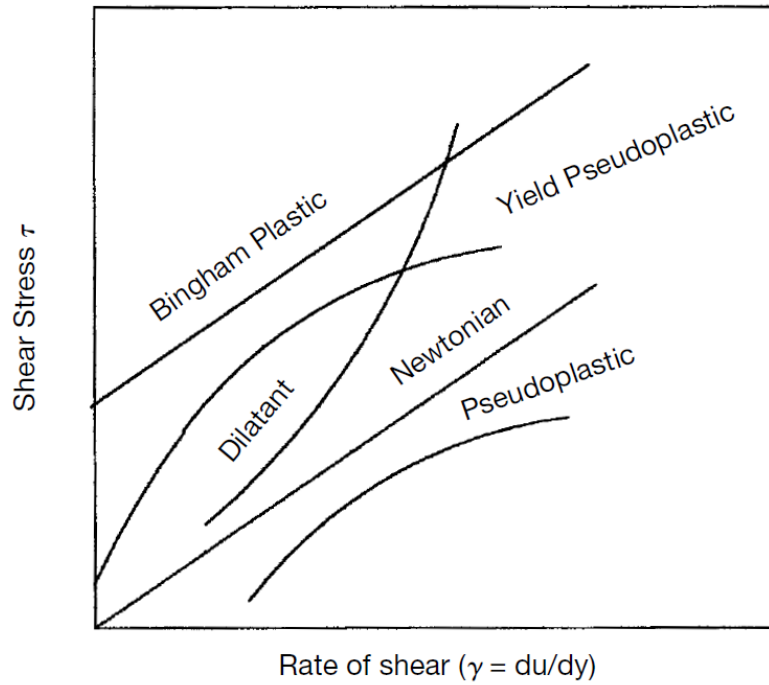


Fig.1.5: Curvas teóricas de Esfuerzo de Corte y Velocidad de Corte para pulpas.
(Adaptado de Abulnaga, 2002)

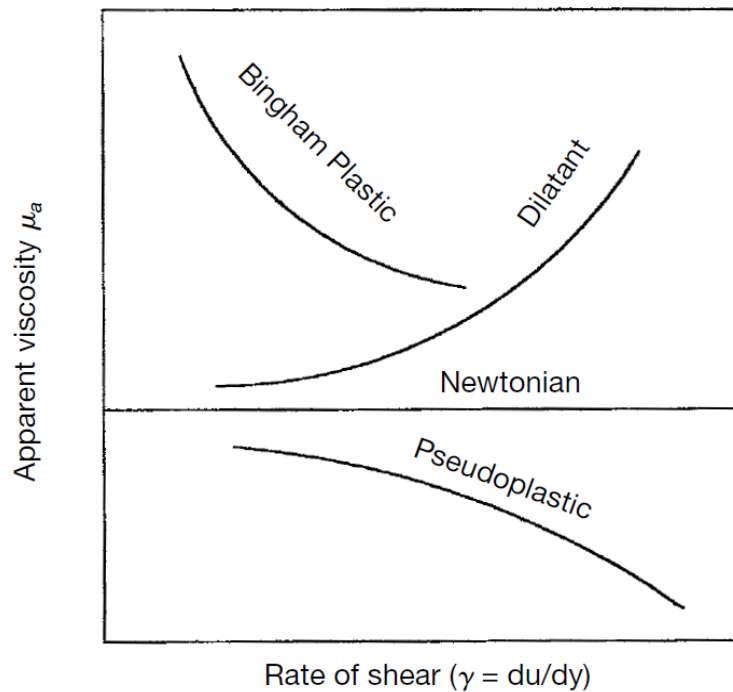


Fig.1.6: Curvas teóricas de Viscosidad Apartente y Velocidad de Corte para para pulpas.
(Adaptado de Abulnaga, 2002)

i. Plástico Bingham:

La pulpa tipo plástico Bingham solicita un esfuerzo de corte inicial o fluencia que debe ser superado para superar el umbral e iniciar el movimiento, a partir de ese punto, como se ve en la figura 1.5, el fluido adopta un comportamiento similar al newtoniano. El modelo matemático que define este tipo de pulpa se muestra en la ecuación 1.13 (Abulnaga, 2002):

$$\tau_w - \tau_o = \eta \times \frac{d\gamma}{dt} \quad (\text{Ec. 1.13})$$

Donde:

τ_w = Esfuerzo cortante aplicado (Pa).

τ_o = Esfuerzo cortante de fluencia (Pa).

η = Constante de Rigidez (Pa.s).

$d\gamma/dt$ = Ratio de deformación de corte con respecto al tiempo (1/s).

Es común este tipo de comportamiento en fluidos homogéneo con concentraciones altas y bajos tamaños de partículas. Ejemplos para este tipo de fluidos son la mayonesa, el chocolate derretido, la pasta de tomate, algunos relaves mineros, etc.

ii. Pseudoplástico:

Este fluido es el más común dentro de los no newtonianos y su característica básica es que solicita un esfuerzo infinitesimal para iniciar el movimiento; además, el incremento del esfuerzo de corte con respecto de la gradiente de velocidad disminuye mientras mayor sea la gradiente de velocidad. El esfuerzo en función de la gradiente de velocidad se expresa mediante la ley de potencia en la ecuación 1.14 (Abulnaga, 2002).

$$\tau_w = K \times \left(\frac{d\gamma}{dt}\right)^n \quad (\text{Ec. 1.14})$$

Donde:

τ_w = Esfuerzo cortante aplicado (Pa).

K = Factor de consistencia (Pa.sⁿ).

n = Índice de comportamiento.

$d\gamma/dt$ = Ratio de deformación de corte con respecto al tiempo (1/s).

iii. Pseudoplástico con fluencia:

Estos fluidos son muy parecidos a los pseudoplásticos, la diferencia es que se debe superar un esfuerzo de fluencia al iniciar el movimiento. Lo cual produce que la ley de potencia se modifique a la ecuación 1.15 (Abulnaga, 2002).

$$\tau_w - \tau_o = K \times \left(\frac{d\gamma}{dt}\right)^n \quad (\text{Ec. 1.15})$$

Donde:

τ_w = Esfuerzo cortante aplicado (Pa).

τ_o = Esfuerzo cortante de fluencia (Pa).

K = Factor de consistencia (Pa.sⁿ).

n = Índice de comportamiento.

$d\gamma/dt$ = Ratio de deformación de corte con respecto al tiempo (1/s).

iv. Dilatante:

En este fluido el incremento del esfuerzo cortante aumenta conforme aumenta la gradiente de velocidad. La ley de potencia para pseudoplásticos se puede usar también en este caso. Los fluidos dilatantes son muy escasos ya que se necesita la concurrencia de muchas condiciones específicas como concentración, gradiente de velocidad, tamaño de partículas, etc.

B. Dependientes del tiempo:

En estos fluidos la estructura y la orientación de las partículas es sensible a la velocidad de corte, lo que provoca que las partículas se reacomoden para fluir produciendo que el esfuerzo cortante aumente o disminuya con respecto del tiempo y la temperatura. Dentro de esta clasificación están las mezclas Trixotrópicas y las Reopécticas.

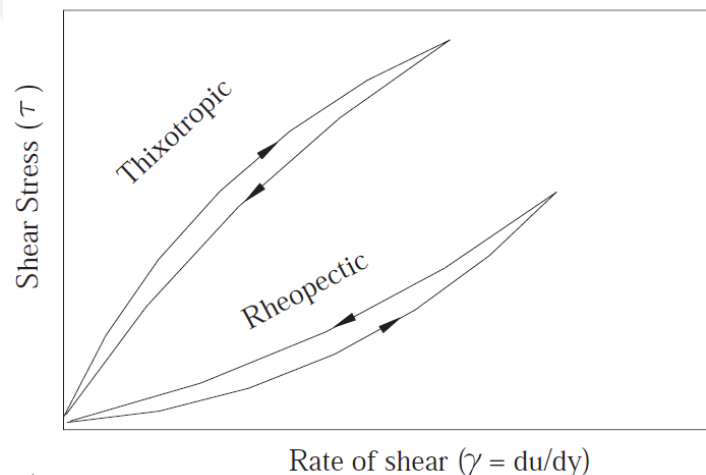


Fig.1.7: Curva de Esfuerzo de Corte y Velocidad de Corte para fluidos no newtonianos dependientes del tiempo. (Adaptado Abulnaga, 2002).

i. Mezclas Trixotrópicas:

La tixotropía es una propiedad relacionada con la histéresis que presenta el esfuerzo cortante cuando se le aplica una velocidad de deformación al fluido. Es

decir, si la curva del fluido es medida con una velocidad de deformación que se incrementa constantemente desde cero hasta el máximo valor y después decrece al mismo ritmo hasta cero, se producirá un ciclo de histéresis que se puede observar en la figura 1.7.

ii. Mezclas Reopécticas:

También conocidas como Trixotrópicas negativas, pues la histéresis de caso anterior, ahora se muestra invertida. Esto porque el reacomodo que sufre la estructura del fluido hace que el esfuerzo de corte aumente.

1.3. Flujo en Tuberías:

Ahora que ya se conoce como definir las características físicas de la pulpa y el comportamiento reológico que puede presentar, es necesario exponer cómo se comporta el flujo de pulpa dentro de una tubería. Como ya se ha mencionado, la pulpa es un flujo bifásico que dentro de una tubería se muestra diferente al agua, de una sola fase. El hecho de que coexistan dos fases provocará un comportamiento dependiente de la velocidad de flujo, el tamaño de partícula, la densidad de los sólidos, la viscosidad, etc. Para poder comprender el fenómeno se exponen a continuación el régimen de flujo y el tipo de pulpa.

1.3.1. Régimen de Flujo:

Como parte de la dinámica de un fluido dentro de una tubería se puede observar que cuando los fluidos poseen viscosidad, existe un rozamiento interior que origina tensiones tangenciales entre las capas del fluido. Este fenómeno origina que los fluidos bajo determinadas condiciones, pueden estar en régimen laminar, turbulento o transitorio.

Para determinar dentro de que régimen se encuentra un fluido se utiliza el número de Reynolds, que es el ratio que existe entre la fuerza inercial y la fuerza viscosa y se define mediante la siguiente fórmula:

$$Re = \frac{\rho \times V \times D}{\mu} \quad (\text{Ec. 1.16})$$

Donde:

- ρ = Densidad (kg/m^3).
- V = Velocidad media del flujo (m/s).
- D = Diámetro (m).
- μ = Viscosidad dinámica (Pa.s).

A. Régimen Laminar:

Se denomina laminar, al movimiento de un fluido cuando se mueve en láminas paralelas y cada partícula de fluido sigue una trayectoria ordenada, llamada línea de corriente. Este régimen es típico a bajas velocidades o viscosidades altas.

El perfil de velocidades para este régimen es bastante pronunciado como se ve en la figura 1.8, donde la velocidad de las capas adheridas a las paredes será nula, mientras que en el centro la velocidad es mucho mayor, formando un perfil tipo paraboloides.

B. Régimen Turbulento:

Este régimen es mucho más común que el anterior en sistemas hidráulicos y se caracterizan en que las partículas viajan en forma caótica, formando pequeños remolinos aperiódicos. De esta manera, las capas se entrecruzan sin conservar su individualidad, entonces si se mide la velocidad instantánea en varios puntos de una sección, se observa que varía tanto en magnitud como en dirección sin ninguna regularidad, como se ve en la figura 1.8, lo mismo sucederá con la presión.

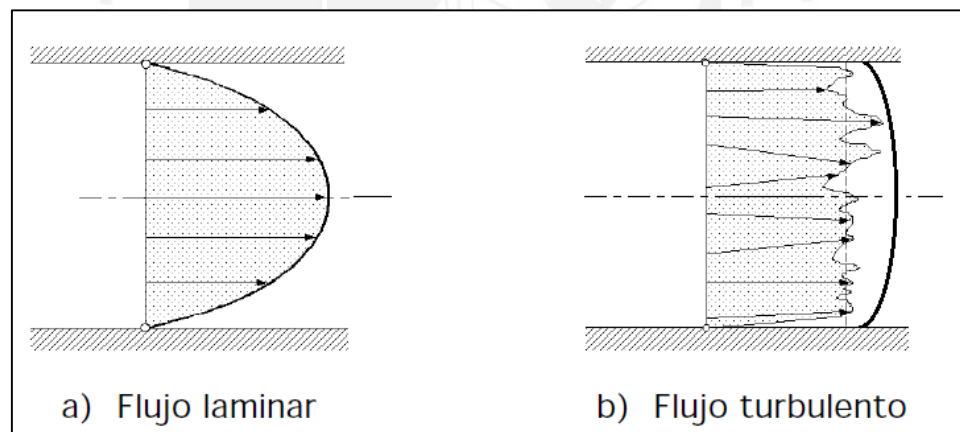


Fig. 1.8: Régimen de Flujo. (Fernández, 2002)

Tanto para el caso de flujo laminar o turbulento se definen valores medios de velocidad y presión que generan un régimen ficticio que se conoce como movimiento o régimen medio. Este modelo no es aplicable a zonas próximas a las paredes, donde prevalece la teoría de la capa límite.

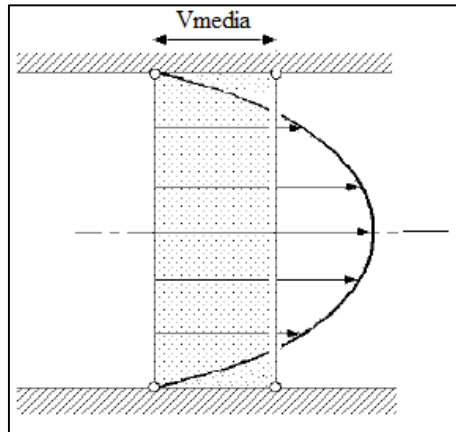


Fig. 1.9: Régimen Medio de Flujo. (Fernández, 2002)

1.3.2. Tipo de Flujo:

Este fenómeno se muestra claramente en la figura 1.10, donde para un rango de velocidades (1.2 a 2.1 m/s), se puede observar que a grandes tamaños de partículas y alta densidad de los sólidos el flujo es heterogéneo, mientras que a pequeños diámetros de partícula y baja densidad de los sólidos el flujo se hace homogéneo.

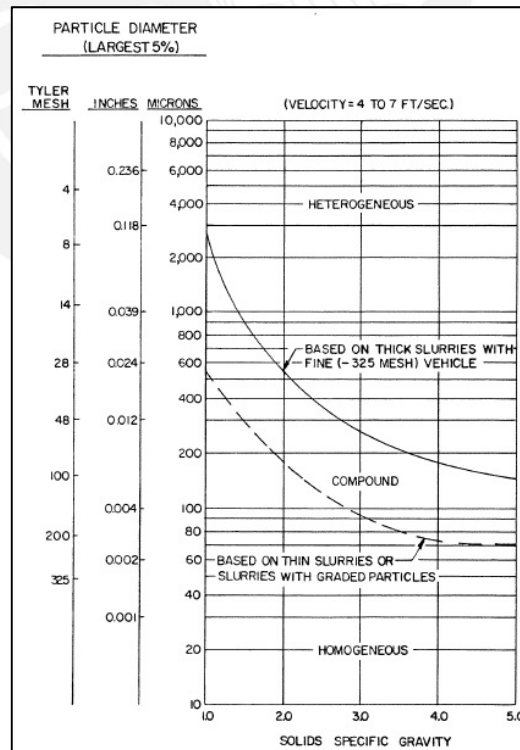


Fig.1.10: Clases de Pulpas. (Adaptado de GIW Industries INC, 1982)

A. Flujo Homogéneo:

Para este tipo de flujo, las partículas sólidas se encuentran uniformemente distribuidas en el medio líquido de transporte, de tal manera que la relación de la concentración en el fondo de la tubería y en un plano superior sea lo más próximo a uno. Estos flujos se caracterizan por su alta concentración en peso, entre 50 y 60 %, la cual produce que la viscosidad se incremente, desarrollando en muchos casos comportamientos no newtonianos. Con respecto al tamaño de partícula de sólido, Abulnaga, 2002; Wasp, 1979 y otros autores definen como tamaño típico, los menores a 70 μm .

B. Flujo Heterogéneo:

En un flujo heterogéneo, las partículas sólidas no están distribuidas uniformemente, en tanto, existe un gradiente de concentraciones. En el caso de pulpas en tuberías, la mayor concentración se encuentra en el fondo y las más ligeras se mantienen en suspensión. Según Baha Abulnaga, 2002 la concentración en peso de partículas para estos flujos es baja, menor a 25 %. Una característica básica de este flujo es que cada fase mantiene sus propiedades independientes de la otra.

C. Flujo con Lecho Móvil:

Cuando la velocidad de flujo es baja y existe un gran número de partículas gruesas, el lecho o cama se mueve como dunas de arena. En la parte superior, las partículas se arrastran con el movimiento del flujo, produciendo que las capas superiores se muevan más rápido que las capas del fondo en una tubería horizontal.

D. Flujo con Lecho fijo:

Este régimen surge cuando la velocidad del flujo disminuye, de tal manera, que la cama o lecho se espesa. Sin embargo, el flujo que se encuentra sobre el lecho se mueve y tratará de arrastrar las partículas de la superficie del lecho, provocando que estas rueden y salten. Al mismo tiempo, las partículas con la menor velocidad de sedimentación se moverán inmersas en una suspensión asimétrica, donde las partículas más gruesas incrementarán el lecho. Como la velocidad cae, la presión se incrementará para mantener el flujo y eventualmente la tubería terminará por bloquearse.

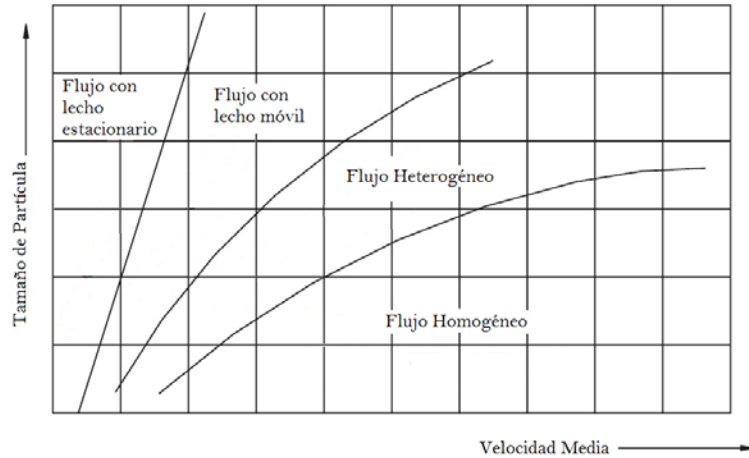


Fig.1.11: Régimen de flujo. (Adaptado de Abulnaga, 2002).

1.4. Transporte de Pulpas:

En muchos de los procesos de minería, es necesario transportar flujos de pulpa a niveles superiores o descargarlos a presiones considerables. Para esto se hace uso de bombas que dotan del caudal necesario para presurizar el flujo dentro de las tuberías. Sin embargo, la presión al inicio del sistema va variando a medida que el flujo recorre la trayectoria de la tubería. Esta variación surge debido a que existen pérdidas de presión por fricción entre las paredes internas de la tubería y el flujo, generando así un gradiente de presiones hasta la salida. Estas pérdidas en flujo de pulpa tienen una tendencia diferente a las del agua, considerando la existencia de partículas sólidas. Además de las pérdidas friccionales, un factor determinante cuando se transporta partículas sólidas en tuberías será la velocidad, pues si esta es muy baja las partículas sedimentarán y si es muy alta el desgaste por abrasión será mucho más acelerado.

1.4.1. Ecuación de Continuidad:

Este concepto se basa en la conservación de la masa del fluido a lo largo de la tubería en un mismo espacio de tiempo:

$$\dot{M} = \rho_1 \cdot \dot{V}_1 = \rho_2 \cdot \dot{V}_2 \tag{Ec. 1.17}$$

Donde:

- \dot{M} = Flujo de masa (kg).
- ρ = Densidad (kg/m³).
- \dot{V} = Caudal (m³/s).

Considerando que una pulpa es un flujo incompresible, se concluye que el caudal debe ser constante a lo largo de la tubería:

$$\dot{V} = v_1 \cdot A_1 = v_2 \cdot A_2 \quad (\text{Ec. 1.18})$$

Donde:

v = Velocidad media (m/s).
 A = Área transversal al flujo (m²).

Entonces, si se requiere analizar la velocidad media para un caudal determinado \dot{V} que atraviesa un área transversal A , se tiene la ecuación 1.19:

$$v = \frac{\dot{V}}{A} \quad (\text{Ec. 1.19})$$

1.4.2. Ecuación de Bernoulli:

Este principio nace de la aplicación de la segunda ley de Newton a una partícula inmersa en una línea de corriente, dentro de un fluido newtoniano en régimen permanente. De este equilibrio de fuerzas se generaliza en un equilibrio de energía que al ser aplicado en un flujo de pulpa en una tubería generan la ecuación 1.20 (Abulnaga, 2002).

$$(E_p + E_v + E_z)_1 + E_A = (E_p + E_v + E_z)_2 + E_E + E_f + E_m \quad (\text{Ec. 1.20})$$

Los subíndices 1 y 2 se refieren al inicio y final de la línea de corriente que se está analizando.

Donde:

E_p = Energía debida a la presión estática.
 E_v = Energía debida a la presión dinámica.
 E_z = Energía debida a altura del fluido.
 E_A = Energía agregada al sistema. (Ej. Bomba)
 E_E = Energía extraída del sistema. (Ej. Turbina)
 E_m = Energía debida a la pérdida de presión en una pulpa
 E_f = Energía debida a la pérdida de presión por accesorios.

El equivalente a la ecuación anterior es la ecuación 1.20, pero en función de los parámetros que están involucrados con cada clase de energía.

$$\frac{p_1}{\rho} + \frac{v_1^2}{2} + Z_1 g + E_A = \frac{p_2}{\rho} + \frac{v_2^2}{2} + Z_2 g + E_E + E_m + E_f \quad (\text{Ec. 1.20})$$

Donde:

p = Presión. (Pa)
 ρ = Densidad. (kg/m³)
 v = Velocidad media. (m/s)
 Z = Altura. (m)

Según lo visto en el punto 1.2, sobre la reología de la pulpa, las pulpas pueden ser no newtonianas y en ese caso este principio no sería válido, sin embargo si la pulpa es no newtoniana tipo Bingham si es posible usar el principio de Bernoulli como un

equilibrio de energía, siempre y cuando la pulpa se encuentre fluyendo con un esfuerzo de corte mayor al de fluencia y se calcule de manera apropiada las pérdidas de presión en la pulpa, considerando la energía disipada por fricción y la energía utilizada para sustentar las partículas en el medio líquido.

Este principio se puede observar de manera gráfica en la figura 1.12 de manera que dado un plano de referencia, en cualquier punto de la trayectoria, la energía debe equilibrarse. Este equilibrio que se ha graficado todavía se aleja de la realidad, pues no se ha considerado las pérdidas en la pulpa, cuando se consideren, tanto la cota piezométrica como el plano de carga se van a ver alterados.

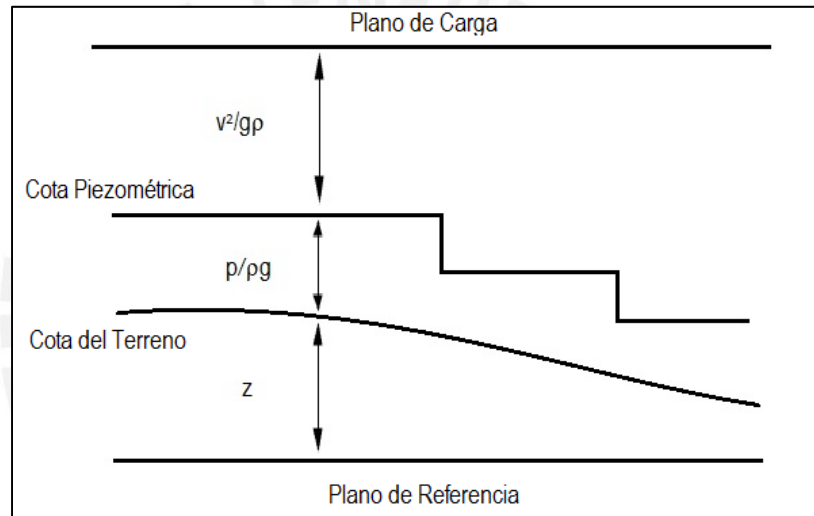


Fig. 1.12: Gradiente de Presiones según el principio de Bernoulli.
(Adaptado de Fernandez, 2002)

1.4.3. Transporte de Flujo Bingham:

Es muy común en el transporte de pulpas, toparse con fluidos que tienen comportamiento no newtoniano, de tipo Bingham, especialmente cuando los fluidos son homogéneos.

Para analizar el fenómeno de transporte de estos fluidos es importante conocer dos números adimensionales que caracterizan a este tipo de fluido: el coeficiente de plasticidad y el número de Hedstrom que se muestran en las ecuaciones 1.21 y 1.22 respectivamente. (Abulnaga, 2002)

$$P_L = \frac{\tau_o D}{\eta v} \quad (\text{Ec. 1.21})$$

$$He = \frac{D^2 \rho_m \tau_o}{\eta^2} \quad (\text{Ec. 1.22})$$

Donde:

- τ_o = Esfuerzo cortante de fluencia (Pa).
- D = Diámetro interior de la tubería (m).
- η = Constante de Rigidez (Pa.s).
- v = Velocidad media de flujo (m/s).
- ρ_m = Densidad de la pulpa (kg/m^3).

Por otro lado, este fluido tiene un esfuerzo de corte inicial que se debe de superar para iniciar el movimiento, este viene dado en términos de presión, por la ecuación 1.23 (Abulnaga, 2002) y se interpreta como la presión necesaria para vencer el esfuerzo inicial (τ_o) del fluido y mantener el fluido en movimiento en una longitud (L). Esta presión de arranque es manométrica y no incluye el efecto de pérdidas por fricción.

$$P_{arr} = \frac{4 \tau_o L}{D} \quad (\text{Ec. 1.23})$$

Donde:

- τ_o = Esfuerzo cortante de fluencia (Pa).
- D = Diámetro interior de la tubería (m).
- L = Longitud de la tubería (m).

1.5. Pérdida de Presión:

Como se puede ver en la figura 1.13, la tendencia de la pérdida de presión en las pulpas es siempre mayor a la del agua y no necesariamente proporcional al cuadrado de la velocidad, como sí es el caso del agua. También se observa que a bajas velocidades, cuando el flujo se encuentra en el régimen de lecho fijo y móvil, la caída de presión aumenta a pesar que la velocidad disminuye, debido a que el impacto de las partículas en el fondo de la tubería generan una disipación muy fuerte de energía, además de disminuir el área de flujo. Por otro lado, a altas velocidades la pulpa simula el comportamiento de un líquido puro.

Desde la construcción del primer sistema de tuberías con pulpas, se ha investigado alrededor de este tema y se han elaborado varios modelos para predecir la caída de presión en una pulpa, algunos de los cuales serán explicados en las siguientes líneas.

El fenómeno de pérdida de presión en una pulpa, no solo se presenta por la fricción entre el líquido transportante con la tubería sino también por la energía necesaria

para sustentar las partículas en el medio líquido, así como la energía disipada por el choque entre las partículas con otras partículas y con la pared de la tubería.

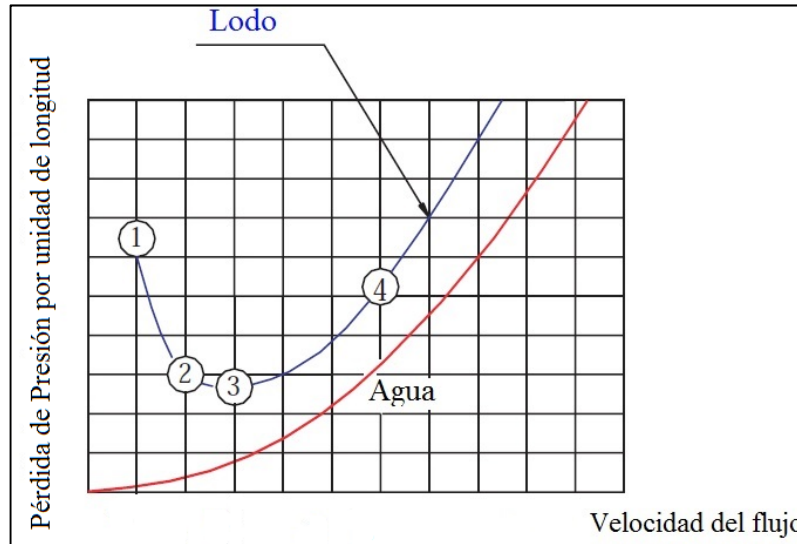


Fig.1.13: Pérdida de presión y velocidad de flujo. (Adaptado Abulnaga, 2002).

1.5.1. Pérdidas en Flujo Homogéneo:

En caso de tratarse de una pulpa homogénea, el fenómeno de pérdida de presión será análogo al del agua, entonces la expresión para determinar esta pérdida de presión en una tubería será la ecuación de Darcy Weisbach, ecuación 1.24 (Assureira, 1989), considerando la densidad de la pulpa.

$$h_f = f_D \times \frac{L}{D} \times \frac{V^2}{2} \times \rho_m \quad (\text{Pa}) \quad (\text{Ec. 1.24})$$

$$h_f = f_D \times \frac{L}{D} \times \frac{V^2}{2 \times g} \times S_m \quad (\text{m.c.a})$$

Donde:

- f_D = Factor de fricción de Darcy.
- L = Longitud de la tubería (m).
- D = Diámetro de la tubería (m).
- V = Velocidad (m/s).
- g = Gravedad (m/s^2).
- S_m = Densidad específica.

Este valor también se puede expresar independiente de la longitud de la tubería, como gradiente hidráulico de fricción (Ec. 1.25).

$$i_m = f_D \times \frac{V^2}{2 \times g \times D} \times S_m \quad (\text{m.c.a} / \text{m}) \quad (\text{Ec. 1.25})$$

1.5.2. Pérdidas en Flujo Heterogéneo:

Para una pulpa de flujo heterogéneo, el análisis de pérdidas de presión se puede considerar parcialmente teórico, pues existen factores importantes que dependerán de la experimentación. Así, se tienen varios modelos teórico – experimentales desde el año 1952 hasta la fecha que permiten estimar las pérdidas de presión. Es este trabajo se presentarán los modelos más reconocidos y de mayor uso en la industria.

A. Modelo de Duran y Condolios - 1952:

Este modelo refleja el incremento de la pérdida de presión por fricción, con respecto a la concentración en volumen de la pulpa. Es decir, el aumento de la energía gastada en mantener las partículas suspendidas, a una velocidad dada, si es que se aumenta la concentración de partícula. Así, propone un ratio adimensional (ϕ), ecuación 1.26 (Abulnaga, 2002):

$$\phi = \frac{i_m - i_L}{C_v \times i_L} = 81\psi^{-1.5} \quad (\text{Ec. 1.26})$$

Donde:

i_m = Gradiente hidráulica de fricción para pulpa.

i_L = Gradiente hidráulica de fricción para el líquido transportante.

C_v = Concentración de sólidos en volumen.

ψ = Ecuación 1.27.

$$\psi = \frac{V^2 \sqrt{C_D}}{gD(S_s - 1)} \quad (\text{Ec. 1.27})$$

Donde:

V = Velocidad media del flujo (m/s).

C_D = Coeficiente de arrastre.

g = Gravedad (m/s^2).

D = Diámetro interior de la tubería (m).

S_s = Densidad específica de los sólidos.

B. Modelo de Zandi y Govatos - 1967:

Basado en el análisis del coeficiente de arrastre y soportado sobre experiencias con partículas de arena de hasta 1 in de tamaño, en tuberías con diámetros de 1.5 in hasta 22 in y concentraciones volumétricas de hasta 22 %. Este modelo es una modificación a la propuesta por Durand y se expresa mediante la ecuación 1.29 (Abulnaga, 2002).

$$\phi = \frac{i_m - i_L}{C_v \times i_L} = K \psi^m \quad (\text{Ec. 1.29})$$

Donde: Los valores de K y m dependen del valor de ψ (ecuación 1.27)

$$\begin{aligned} \psi > 10, & \quad K = 6.30 \text{ y } m = -0.354 \\ \psi < 10, & \quad K = 280 \text{ y } m = -1.930 \end{aligned}$$

C. Modelo de Wasp - 1972:

Wasp utiliza el modelo de Duran y lo valida pero para pulpas con tamaños de partícula uniformes. Sin embargo, en la práctica las pulpas contienen diferentes tamaños de partículas, entonces el planteamiento de este modelo sugiere fraccionar la pulpa por tamaño de partículas y tratar cada tamaño como una unidad discreta. La caída de presión en cada fracción según este modelo determina con la ecuación 1.26, donde la concentración en volumen de cada fracción es proporcional al porcentaje de fracción de pulpa y la suma de todas las concentraciones fraccionales debe resultar la concentración de la pulpa. (Abulnaga, 2002).

D. Modelo de Turian y Yuan - 1977:

Al igual que el modelo propuesto por Zandi y Govatos, 1967; este modelo se basa en el análisis del coeficiente de arrastre de partículas. Este modelo define el factor de fricción para cada régimen de flujo (lecho móvil, *saltation*, flujo heterogéneo y homogéneo), este trabajo mostrará el modelo para flujo heterogéneo mediante la ecuación 1.30.

$$\frac{f_m - f_L}{f_L^{1.2}} = 30.11 C_V^{0.868} C_D^{-0.1677} Fr^{-0.6938} \quad (\text{Ec. 1.30})$$

Donde:

f_m = Factor de fricción para pulpa.
 f_L = Factor de fricción para el líquido transportante.
 C_V = Concentración de sólidos en volumen.
 C_D = Coeficiente de arrastre.
 Fr = Número de Froude. Ec.1.31

$$Fr = \frac{V^2}{gD(S_S - 1)} \quad (\text{Ec. 1.31})$$

Donde:

V = Velocidad media. (m/s)
 g = Gravedad. (m/s²)
 D = Diámetro interior de la tubería. (m)
 S_S = Densidad específica de los sólidos.

Al determinar el factor de fricción de Darcy, Turian y Yuan proponen determinar el gradiente de pérdidas usando la ecuación de Darcy Weisbach¹.

E. Modelo para tuberías inclinadas:

Como se ha observado, los modelos anteriores han sido evaluados en tuberías horizontales. En el caso de tuberías inclinadas se debe considerar el efecto del transporte vertical de la pulpa, para esto se conoce el modelo de Worster que define mediante la ecuación 1.31 las pérdidas para un flujo de pulpa en una tubería vertical. (Assureira, 1981)

$$i_v = i_L [1 \pm C_V (S_S - 1)] \quad (\text{m.c.a}) \quad (\text{Ec. 1.31})$$

(+) Flujo Ascendente

(-) Flujo Descendente

Luego, para aplicar este modelo sobre una tubería con un ángulo de inclinación θ respecto a la horizontal, se debe superponer las pérdidas horizontales y verticales, mediante la ecuación 1.32 (Assureira, 1981) y de acuerdo al modelo que corresponda.

$$i_{m\theta} = i_m \times \cos \theta \pm i_v \times \text{sen} \theta \quad (\text{m.c.a}) \quad (\text{Ec. 1.32})$$

(+) Flujo Ascendente

(-) Flujo Descendente

1.5.3. Factor de Fricción:

Este factor, conocido como factor de Fanning (f_N), es un número adimensional que se define como la relación del esfuerzo de corte en las paredes de una tubería y la presión dinámica del flujo. (Abulnaga, 2002)

$$f_N = \frac{\tau_w}{\rho \times U^2 / 2} \quad (\text{Ec. 1.33})$$

Donde:

τ_w = Esfuerzo cortante en las paredes (Pa).

U = Velocidad media del flujo (m/s).

ρ = Densidad del fluido (kg/m^3).

En el ambiente de la ingeniería mecánica se prefiere el factor de Darcy (f_D) que no es más que cuatro veces el factor de Fanning.

$$f_D = 4 \times f_N \quad (\text{Ec. 1.34})$$

¹ La ecuación de Darcy Weisbach se muestra en la ecuación 1.23.

El factor de fricción está altamente ligado a la viscosidad, entonces su valor se diferenciará para los regímenes del flujo laminar y turbulento. Además, no será lo mismo determinar el factor para un fluido newtoniano que para un fluido no newtoniano como un flujo tipo Bingham.

A. Factor de Fricción para Fluidos Newtonianos:

- **Régimen Laminar:**

Para el caso de fluidos newtonianos en régimen laminar, el factor de fricción dependerá solo de número de Reynolds:

$$f_D = \frac{64}{Re} \quad (\text{Ec. 1.35})$$

- **Régimen Turbulento:**

Para el caso de fluidos newtonianos en régimen turbulento, el factor de fricción se estimará con correlaciones experimentales que dependerá del número de Reynolds y la rugosidad de la tubería. Una de las correlaciones más usadas para el caso de fluidos newtonianos es la ecuación de Colebrook:

$$\frac{1}{\sqrt{f_D}} = -2 \log \left(\frac{2.51}{Re \sqrt{f_D}} + \frac{\varepsilon}{3.7 \times D} \right) \quad (\text{Ec. 1.36})$$

Donde:

- Re = Número de Reynolds.
- ε = Rugosidad de la tubería (m).
- D = Diámetro interior de la tubería (m).

B. Factor de Fricción para Fluidos de Bingham:

- **Régimen Laminar:**

Para el caso de fluidos tipo Bingham en régimen laminar, el factor de fricción dependerá del número de Hedstrom y Reynolds, según los estudios de Buckingham (1921) y Hedstrom (1952) se tiene la ecuación 1.37. (Abulnaga, 2002)

$$f_{NL} = \frac{16}{Re} \left(1 + \frac{He}{6 \times Re} - \frac{He^4}{3 \times f_{NL}^3 \times Re^7} \right) \quad (\text{Ec. 1.37})$$

Donde:

- Re = Número de Reynolds.
- He = Número de Hendstrom.
- ε = Rugosidad de la tubería (m).
- D = Diámetro interior de la tubería (m).

- **Régimen Turbulento:**

Para el caso de fluidos tipo Bingham en régimen turbulento. Hanks y Dadia desarrollaron ecuaciones semiempíricas para determinar el factor de fricción. Sus trabajos fueron modificados posteriormente por Darby en 1981, dando como resultado la ecuación 1.38 (Abulnaga, 2002).

$$f_{NT} = 10^a \times Re^b \quad (\text{Ec. 1.38})$$

Donde:

$$a = -1.47 \times (1 + 0.146 \times e^{-2.9 \times 10^{-5} \times He})$$

$$b = -0.193$$

Ahora, según los estudios de Darby, para las pulpas tipo Bingham que se encuentren en un régimen de transición entre laminar y turbulento se propone la ecuación 1.39 (Abulnaga, 2002) que combina los dos regímenes.

$$f_N = 4 \times (f_{NL}^m + f_{NT}^m)^{1/m} \quad (\text{Ec. 1.39})$$

Donde:

f_{NL} = Factor de fricción en régimen laminar.

f_{NT} = Factor de fricción en régimen turbulento.

$$m = 1.7 + 40000/Re$$

- **Efecto de la rugosidad sobre el Factor de Fricción:**

Como se ve, las ecuaciones anteriores no consideran el efecto de la rugosidad de la tubería, entonces Churchill propone en 1977 la ecuación 1.40 (Abulnaga, 2002).

$$f_n = 2 \left(\left(\frac{8}{Re} \right)^{12} + (A + B)^{-1.5} \right)^{1/12} \quad (\text{Ec. 1.40})$$

Donde:

$$A = \left[-2.457 \ln \left(\left(\frac{7}{Re} \right)^{0.9} + 0.27 \times \frac{\varepsilon}{D} \right) \right]^{16}$$

$$B = \left(\frac{37530}{Re} \right)^{16}$$

Re = Número de Reynolds.

ε = Rugosidad de la tubería (m).

D = Diámetro interior de la tubería (m).

1.5.4. Pérdida de Presión por Accesorios:

A parte de la caída de presión principal vista en los puntos anteriores, también existe la caída de presión secundaria, que se genera por el paso de la pulpa a través de un accesorio en la línea. Esta pérdida se puede cuantificar mediante dos métodos: el método del coeficiente de pérdidas K , según la ecuación 1.42, y el método de la longitud equivalente, según la ecuación 1.43. Estos dos métodos están relacionado mediante la ecuación 1.41, es decir, se puede trabajar con el coeficiente de pérdidas o generar la longitud equivalente. En cualquier caso, el factor de fricción a usar debe corresponder al modelo empleado, dando como resultado la pérdida secundaria por accesorios.

$$Leq = \frac{K \times D}{f} \quad (\text{Ec.1.41})$$

$$\Delta H_s = \frac{K \times v_m^2 \times \rho_m}{2} \quad (\text{Ec.1.42})$$

$$\Delta H_s = i_m \times Leq \quad (\text{Ec.1.43})$$

Donde:

K = Coeficiente de pérdidas.

D = Diámetro interior de la tubería (m).

f = Factor de fricción según el modelo.

v_m = Velocidad media (m/s).

ρ_m = Densidad de la pulpa (kg/m^3).

i_m = Gradiente de pérdidas según modelo (Pa/m).

Leq = Longitud equivalente (m).

ΔH_s = Caída de presión por accesorios (Pa).

Los coeficientes de pérdidas para los accesorios más comunes, están plasmados en el anexo 4.

1.6. Velocidades Críticas:

Como se ha podido observar líneas arriba, la velocidad con la que se transporta una pulpa define en gran medida su comportamiento, entonces es necesario comprender que existen velocidades que marcan un comportamiento de otro. Este es el caso de la velocidad crítica de deposición para fluidos heterogéneos, que contienen partículas sólidas que son altamente volubles a sedimentar por el efecto de la gravedad y por otro lado, la velocidad crítica de transición viscosa para fluidos homogéneos, cuando la viscosidad del fluido es importante. Estas dos velocidades críticas se pueden observar en la figura 14, donde la curva A pertenece a un flujo homogéneo y la B a un heterogéneo.

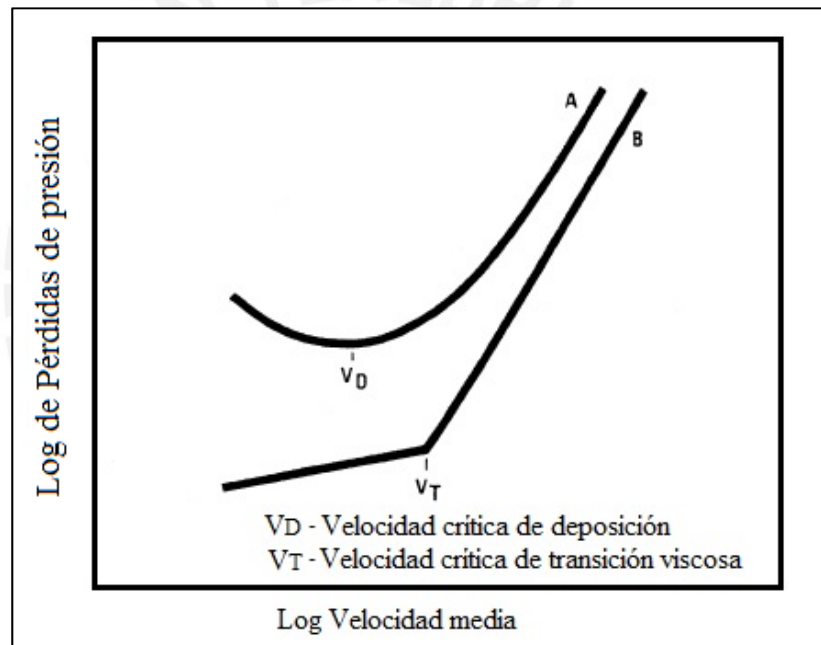


Fig.1.14: Velocidades Críticas. (Adaptado de Wasp, 1979).

Un concepto básico complementario, del cual depende directamente la velocidad crítica de deposición es la velocidad terminal.

1.6.1. Velocidad Terminal o de Caída de partículas (V_s):

Cuando una partícula, inmersa en un fluido estático, cae bajo la sola influencia de la gravedad, se acelera hasta que su peso quede balanceado por la fuerza de empuje y de arrastre viscoso que actúan hacia arriba. La velocidad que adquiere la partícula a partir de ese momento se denomina velocidad terminal, de caída o de sedimentación y se puede considerar como la mínima necesaria para que una partícula se mantenga en suspensión.

Considerando a la partícula como una esfera y dentro de un tubo vertical, se pueden notar tres fuerzas: La fuerza gravitatoria (F_G), la fuerza de empuje (F_E) y la de arrastre (F_D):

$$F_G = F_D + F_E \quad (\text{Ec. 1.44})$$

$$F_G = \left(\frac{\pi}{6}\right) \times d^3 \times \rho_S \times g \quad (\text{Ec. 1.45})$$

$$F_E = \left(\frac{\pi}{6}\right) \times d^3 \times \rho_L \times g \quad (\text{Ec. 1.46})$$

$$F_D = 0.5 \times C_D \times \rho_L \times V_S^2 \times \left(\frac{\pi \times d^2}{4}\right) \quad (\text{Ec. 1.47})$$

Donde C_D es el coeficiente de arrastre que se determina analíticamente ejecutando el equilibrio de fuerzas de la ecuación 1.44, se tiene la ecuación 1.48 (Abulnaga, 2002).

$$C_D = \frac{4 \times (\rho_S - \rho_L) \times g \times d}{3 \times \rho_L \times V_S^2} \quad (\text{Ec. 1.48})$$

Donde:

V_S = Velocidad terminal de una partícula.

g = Gravedad.

d = Diámetro de partícula.

ρ_S = Densidad de los sólidos.

ρ_L = Densidad del líquido.

Este coeficiente depende de la velocidad terminal, sin embargo que se puede estimar en función del número de Reynolds de la partícula. Para una esfera, dicho coeficiente se puede determinar según la ecuación 1.49 (Julik, 2002).

$$C_D = \left[\left(\frac{24}{Re_p}\right)^{\frac{1}{2}} + 0.34035 \left(Re_p^{0.06071} + \frac{1}{1.72013 + 0.018 Re_p} \right) \right]^2 \quad (\text{Ec. 1.49})$$

Donde:

Re_p = Reynold de la partícula. (Ec.1.50)

$$Re_p = \frac{d \times V_S \times \rho_L}{\mu_L} \quad (\text{Ec. 1.50})$$

Entonces despejando la velocidad terminal V_S de la ecuación 1.48, se tiene la ecuación 1.51 (Abulnaga, 2002)

$$V_S = \sqrt{\frac{4 \times (\rho_S - \rho_L) \times g \times d}{3 \times \rho_L \times C_D}} \quad (\text{Ec. 1.51})$$

Donde:

C_D = Coeficiente de arrastre.

g = Gravedad.

d = Diámetro de partícula.

ρ_S = Densidad de los sólidos.

ρ_L = Densidad del líquido.

Ahora, se puede ver que el coeficiente de arrastre, el número de Reynolds y la velocidad terminal están ligados entre sí y para determinarlos sería necesaria la iteración. Sin embargo, se puede introducir un nuevo número de Karamanev φ , según la ecuación 1.52 (Kumar, 2010).

$$\varphi = C_D Re_p^2 = \frac{4(\rho_S - \rho_L)\rho_L g d^3}{3\mu_L^2} \quad (\text{Ec. 1.52})$$

Donde:

- C_D = Coeficiente de arrastre.
- Re_p = Reynolds de la partícula.
- g = Gravedad.
- d = Diámetro de partícula.
- ρ_S = Densidad de los sólidos.
- ρ_L = Densidad del líquido.
- μ_L = Viscosidad dinámica del líquido

Este número adimensional φ fue usado por Karamanev (1996) para proponer un modelo que permita calcular el coeficiente de arrastre sin conocer la velocidad terminal de la partícula. Así obtuvo la ecuación 1.53 (Kumar, 2010).

$$C_D = \frac{432}{\varphi} (1 + 0.047\varphi^{0.66}) + \frac{0.517}{1 + 154\varphi^{-0.33}} \quad (\text{Ec. 1.53})$$

Donde:

- φ = Número de Karamanev (Ec.1.52)

Así, conociendo el valor de C_D se podría usar la ecuación 1.51 y determinar directamente la velocidad terminal de una partícula.

Hasta el momento la definición contempla una partícula sola cayendo libre en un fluido, sin embargo, cuando la partícula se encuentra inmersa en una fluido con concentración volumétrica, la distancia entre partículas decrece, por tanto, existe interacción, colisión y transferencia de momento entre partículas de diferentes tamaños. Este efecto sobre la velocidad terminal se determina según la ecuación 1.54 (Julik, 2002).

$$V_S^* = V_S(1 - C_V)^n \quad (\text{Ec. 1.54})$$

Donde:

- C_V = Concentración de sólidos en volumen.
- V_S = Velocidad terminal de una partícula en un medio libre.
- n = Factor de interrupción en la velocidad terminal de la partícula.

Este factor de interrupción está ligado directamente a todos fenómenos descritos en el párrafo anterior y su valor se puede obtener conociendo el número Reynolds de la partícula, según la figura 1.15.

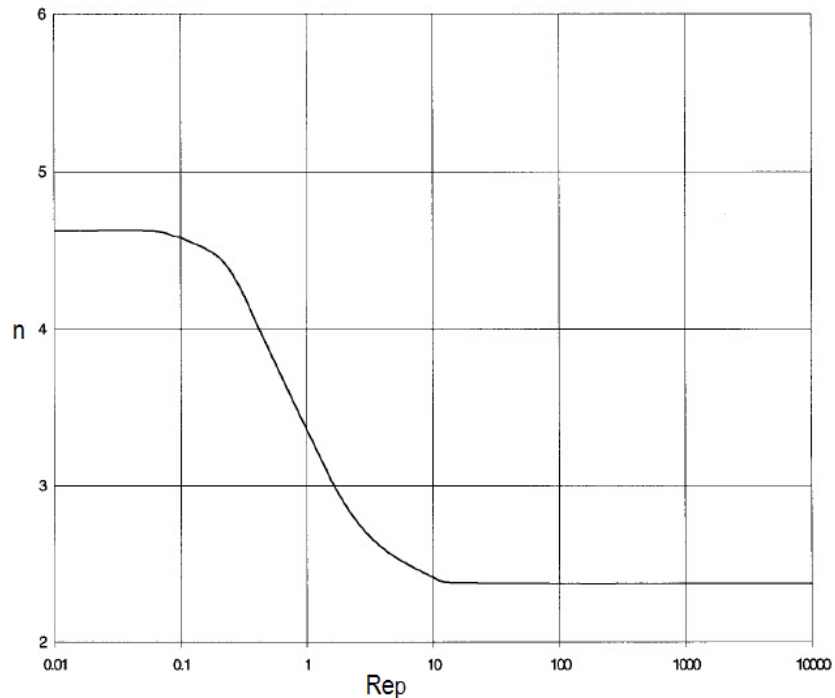


Fig. 1.15: Factor de interrupción en la velocidad terminal de una partícula en función del número de Reynols de la partícula. (Extraído de Julik, 2002)

Para efectos de agilizar los cálculos se puede usar la ecuación 1.55 (Elaboración propia), la cual tiene origen en la figura 1.15.

$$Rep < 0.05, \quad n = 4.6289$$

$$0.05 \leq Rep \leq 22.66, \\ n = 0.1754 \text{Log}(Rep)^6 - 0.1916\text{Log}(Rep)^5 - 0.574\text{Log}(Rep)^4 + 0.828 \text{Log}(Rep)^3 \\ + 0.569 \text{Log}(Rep)^2 - 1.7142 \text{Log}(Rep) + 3.3388$$

$$Rep > 22.66, \quad n = 2.3962 \quad (\text{Ec.1.55})$$

1.6.2. Velocidad Crítica de Deposición (V_D):

Es la velocidad de flujo para la cual las partículas empiezan a depositarse en el fondo de tubería, es decir, se inicia la formación del lecho móvil. Esta velocidad depende directamente de la velocidad terminal de la partícula y del grado de turbulencia existente en el sistema, además del tipo de flujo, la concentración de sólidos, la granulometría de las partículas, la densidad de las fases y el diámetro de la tubería.

Esta velocidad es muy importante para el diseño, especialmente para fluidos heterogéneos, pues se toma como un referente de seguridad para asegurar que las

partículas sólidas no sedimenten. En este sentido, la velocidad de flujo en el diseño siempre debe superar a la velocidad de deposición, considerando un factor de seguridad.

La determinación mejor estimada de la velocidad crítica de sedimentación se obtiene de manera experimental, con la pulpa que se va a transportar. Sin embargo, cuando no se tienen los recursos o las condiciones para realizar una experimentación, el diseñador puede remitirse a correlaciones o modelos teórico-experimentales.

A. Modelo de Wilson -1942:

El modelo supone una tubería con las partículas sólidas depositadas en el fondo y la fase líquida en la zona superior, de tal manera que cuando se le proporciona velocidad al fluido superior, este comienza a levantar las partículas sólidas. La velocidad se va incrementando hasta un cierto punto, en donde la última partícula sólida en el fondo de la tubería se encuentra a punto de levantarse, la velocidad en ese punto se denomina velocidad crítica de deposición.

Para estimar dicha velocidad, K.C. Wilson realizó un nomograma (Anexo 1) en función del diámetro de la tubería, el tamaño de partícula y la densidad de los sólidos. Los resultados de este modelo se aplican para pulpas con concentraciones altas.

B. Modelo de Duran y Condolios – 1952:

Este modelo se basa en experiencias con grava y arena de tamaño uniforme. Los autores definen la “velocidad límite de deposición” como un estado en la tubería para el cual, se logra apreciar un régimen de deposición o lecho móvil. Se determina mediante la ecuación 1.56 (Abulnga, 2002)

$$V_D = F_L \times \sqrt{2 \times g \times D \times (S_s - 1)} \quad (\text{Ec. 1.56})$$

Donde:

- F_L = Factor de Durand.
- D = Diámetro de la tubería (m).
- S_s = Densidad específica de los sólidos.
- g = Gravedad (m/s^2).

El factor de Durand F_L , no es más que el número de Froude pero modificado según la ecuación 1.57 para condiciones de sedimentación. El número de Froude

se define como el ratio entre las fuerzas inerciales en el flujo y las fuerzas gravitacionales que mantienen a las partículas suspendidas en el flujo.

$$F_L = \frac{Fr}{\sqrt{2}} \quad (\text{Ec. 1.57})$$

El valor del factor de Durand depende de la concentración en volumen y el diámetro de partícula en d_{50} . Esta dependencia se obtiene del gráfico 1.16, para espectros ajustados de tamaño de partícula ($d_{80}/d_{20} < 2$).

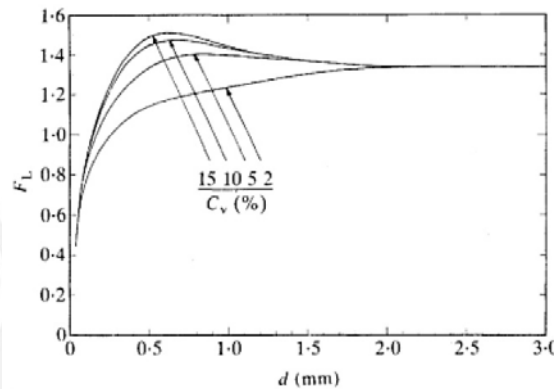


Fig.1.16: Gráfico de Durand para F_L .
(Adaptado de Design of Slurry Transports Systems – Jacobs).

Para espectros más anchos de tamaño de partícula ($d_{80}/d_{20} > 5$) se recurre al gráfico de Mc Elvain y Cave – 1972, gráfico 1.17, el cual tiene un rango mayor de concentraciones en volumen, hasta 30%.

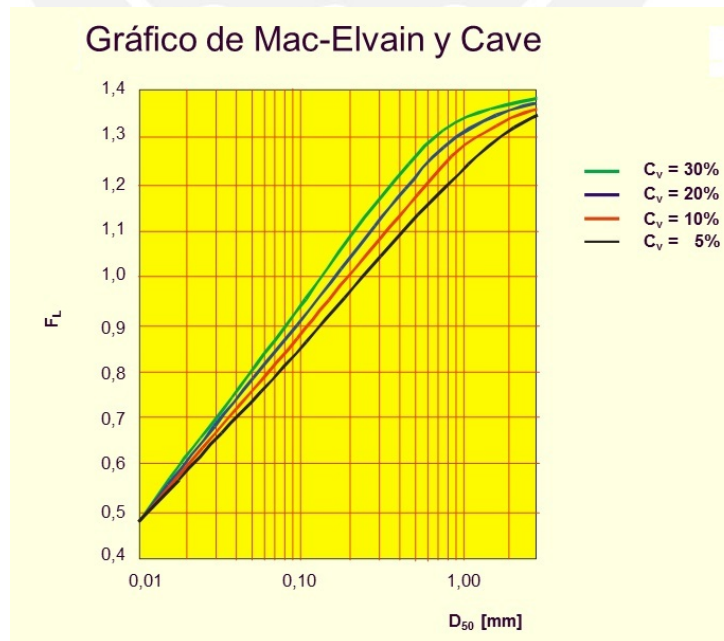


Fig.1.17: Gráfico de Mac-Elvain y Cave para F_L .
(Adaptado de Slurry Systems Handbook – Abulnaga).

C. Modelo de Wasp - 1970:

El autor de este modelo, Edward J. Wasp, estudió pulpas a diferentes concentraciones y modificó el modelo de Durand agregándole el ratio entre el diámetro de partícula y el diámetro de la tubería, como se puede ver en la ecuación 1.58 (Wasp, 1978); además, modificó el factor de Duran por F_L' .

$$V_D = F_L' \times \sqrt{2 \times g \times D \times (S_s - 1)} \times \left(\frac{d_p}{D}\right)^{1/6} \quad (\text{Ec. 1.58})$$

Para este modelo el Factor de Durand modificado, se evalúa de la siguiente manera (FLUOR, 2005):

$$F_L' = 3.1635 \times C_V^{0.1977}, \quad C_V < 18.7\%$$

$$F_L' = 3.1635 \times C_V^{0.1536} \times (1 - C_V)^{0.3564}, \quad 18.7\% \leq C_V$$

Donde:

- F_L' = Factor de Durand modificado.
- d_p = Diámetro de la partícula (m).
- D = Diámetro de la tubería (m).
- S_s = Densidad específica de los sólidos.
- C_V = Concentración en volumen.
- g = Gravedad (m/s^2).

D. Modelo de Oroskar y Turian – 1980:

Basado en el análisis del balance de energía requerido para suspender las partículas, considerando la disipación derivada de una fracción de turbulencia, Oroskar y Turian desarrollan la ecuación 1.59 (Kumar, 2010).

$$\frac{V_D}{\sqrt{2gD(S_s-1)}} = \left[\frac{5}{\sqrt{2}} C_V (1 - C_V)^{2n-1} \right]^{8/15} \left(\frac{\rho_L D \sqrt{gD(S_s-1)}}{\mu_L} \right)^{1/15} \quad (\text{Ec. 1.59})$$

Donde:

- μ_L = Viscosidad dinámica del líquido (Pa.s).
- C_V = Concentración de sólidos en volumen.
- d_p = Diámetro de la partícula (m).
- D = Diámetro de la tubería (m).
- ρ_L = Densidad del líquido (kg/m^3).
- S_s = Densidad específica de los sólidos.
- g = Gravedad (m/s^2).
- n = Factor de interrupción en la velocidad terminal de la partícula.

Esta correlación sufre una modificación para involucrar el tamaño de partícula, en el caso de granulometría no uniforme, dado como resultado la ecuación 1.60 (Shekarriz et al, 1997).

$$\frac{v_D}{\sqrt{gd_p(S_S-1)}} = \left[5C_V(1 - C_V)^{2n-1} \left(\frac{D}{d_p} \right) \frac{1}{x} \right]^{8/15} \left[\frac{\rho_L D \sqrt{gd_p(S_S-1)}}{\mu_L} \right]^{1/15} \quad (\text{Ec. 1.60})$$

Donde:

- μ_L = Viscosidad dinámica del líquido (Pa.s).
- C_V = Concentración de sólidos en volumen.
- d_p = Diámetro de la partícula (m).
- D = Diámetro de la tubería (m).
- ρ_L = Densidad del líquido (kg/m³).
- S_S = Densidad específica de los sólidos.
- g = Gravedad (m/s²).
- n = Factor de interrupción en la velocidad terminal de la partícula. (Ec. 1.55)
- x = Factor de corrección por disipación de energía turbulenta. (Ec. 1.61)

El factor de corrección por energía turbulenta (x) depende de la relación existente entre la velocidad terminal de la partícula y la velocidad crítica de deposición y se puede estimar gráficamente según la figura 1.18.

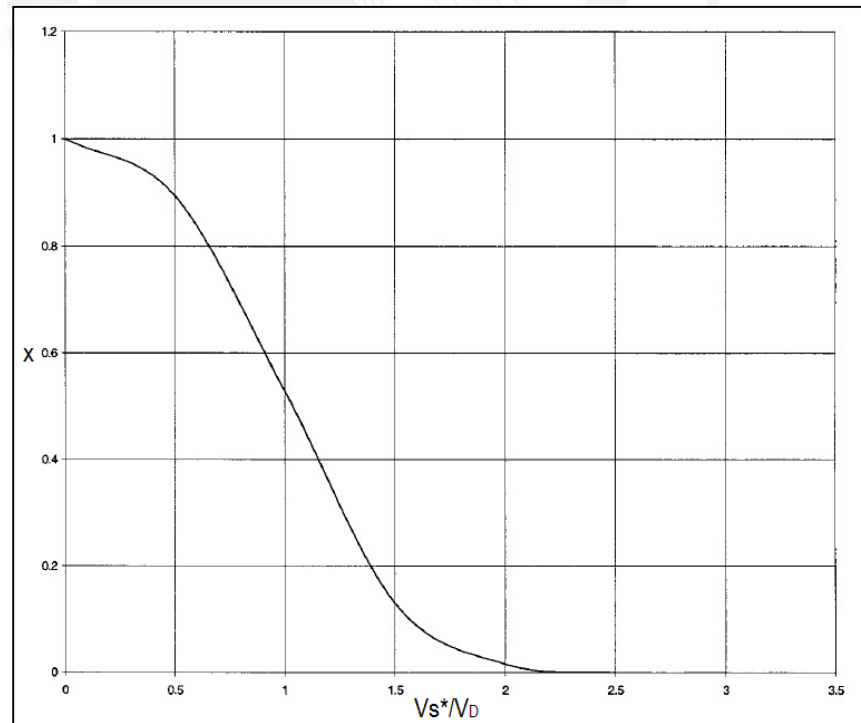


Fig. 1.18: Factor de corrección por disipación de energía turbulenta en función de la relación de la velocidad terminal con interrupción y la velocidad crítica de deposición. (Extraído de Julik, 2002)

Para efectos de agilizar los cálculos se puede usar la ecuación 1.61 (Elaboración propia), la cual tiene origen en la figura 1.17.

$$x = -0.2006 \left(\frac{V_s^*}{V_D}\right)^5 + 1.0496 \left(\frac{V_s^*}{V_D}\right)^4 - 1.598 \left(\frac{V_s^*}{V_D}\right)^3 + 0.4403 \left(\frac{V_s^*}{V_D}\right)^2 - 0.1675 \left(\frac{V_s^*}{V_D}\right) + 1.0004 \quad (\text{Ec.1.61})$$

Paralelamente, los autores desarrollaron una correlación, según la ecuación 1.62 (Shekarriz et al, 1997), basada totalmente en una regresión sobre los datos experimentales de otros investigadores.

$$\frac{V_D}{\sqrt{g d_p (S_s - 1)}} = 1.85 C_V^{0.1536} (1 - C_V)^{0.3564} \left(\frac{\rho_L D \sqrt{g D (S_s - 1)}}{\mu_L}\right)^{0.09} \left(\frac{D}{d_p}\right)^{0.378} x^{0.3} \quad (\text{Ec. 1.62})$$

Donde:

- μ_L = Viscosidad dinámica del líquido (Pa.s).
- C_V = Concentración de sólidos en volumen.
- d_p = Diámetro de la partícula (m).
- D = Diámetro de la tubería (m).
- ρ_L = Densidad del líquido (kg/m³).
- S_s = Densidad específica de los sólidos.
- g = Gravedad (m/s²).
- x = Factor de corrección por energía turbulenta. (Ec.1.61)

E. Modelo de Turian y Hsu – 1987:

Usando la data de 864 experimentos de diferentes características, Oroskar y Turian desarrollaron una correlación para la velocidad crítica de deposición según la ecuación 1.63 (Turian y Hsu, 1987), incluyendo el efecto de la viscosidad del flujo de transporte.

$$\frac{V_D}{\sqrt{2gD(S_s - 1)}} = x_1 C_V^{x_2} (1 - C_V)^{x_3} \left(\frac{\rho_L D \sqrt{gD(S_s - 1)}}{\mu_L}\right)^{x_4} \left(\frac{d_p}{D}\right)^{x_5} \quad (\text{Ec. 1.63})$$

$$x_1 = 1.7951, x_2 = 0.1087, x_3 = 0.2501, x_4 = 0.00179, x_5 = 0.06623$$

Donde:

- μ_L = Viscosidad dinámica del líquido (Pa.s).
- C_V = Concentración de sólidos en volumen.
- d_p = Diámetro de la partícula (m).
- D = Diámetro de la tubería (m).
- ρ_L = Densidad del líquido (kg/m³).
- S_s = Densidad específica de los sólidos.
- g = Gravedad (m/s²).

1.6.3. Velocidad Crítica de Transición Viscosa (V_T):

Esta velocidad es muy importante para flujos homogéneos y define el límite para determinar si un flujo se encuentra en régimen laminar o turbulento. De esta manera si la velocidad de flujo supera con un factor de seguridad determinado la velocidad crítica de transición entre laminar y turbulento, se logra asegurar que una pulpa viaja en régimen turbulento.

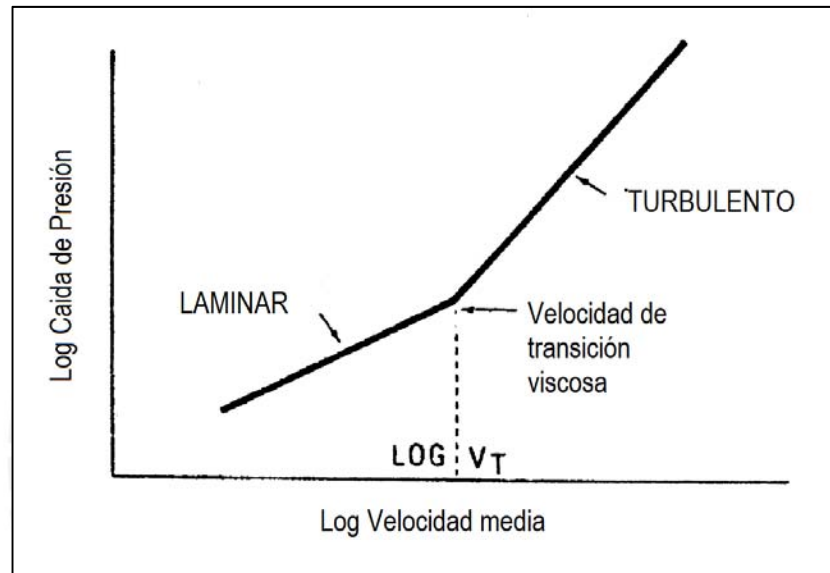


Fig.1.19: Velocidad crítica de transición viscosa. (Adaptado de Wasp, 1978).

Para estimar esta velocidad se conoce de la ecuación 1.64 (Waps, 1978) propuesta por Durand para fluidos tipo Bingham, asumiendo un número de Reynolds crítico de 2000.

$$V_T = \frac{1000}{D\rho_m} \left(1 + \sqrt{1 + \frac{D^2 \tau_o \rho}{3000\eta}} \right) \quad (\text{Ec. 1.64})$$

Donde:

- D = Diámetro interior de la tubería (m).
- ρ_m = Densidad de la pulpa (kg/m^3).
- τ_o = Esfuerzo de corte inicial (kg/m^3).
- η = Coeficiente de rigidez (Pa.s)

1.7. Fuerzas debido a fluidos en movimiento:

El origen de las fuerzas debido a fluidos en movimiento se encuentra básicamente en los cambios de velocidad del fluido, sea en magnitud o en dirección. Esto debido a que cualquier variación en la velocidad se traduce en aceleración del fluido y según la segunda ley de Newton, toda aceleración es consecuencia de una fuerza, tal como lo expresa la ecuación 1.65.

$$\vec{F} = m \times \vec{a} = m \times \frac{\Delta \vec{v}}{\Delta t} \quad (\text{Ec. 1.65})$$

Donde:

m = Masa.

\vec{a} = Aceleración

\vec{v} = Velocidad media

t = Tiempo

Ahora, para el caso de análisis de fluidos, la expresión 1.65 se representa en función del caudal y la velocidad.

$$\vec{F} = \rho \times \dot{V} \times \Delta \vec{v} = \dot{M} \times \Delta t \quad (\text{Ec. 1.66})$$

Donde:

\dot{M} = Flujo másico.

$\Delta \vec{v}$ = Variación de la velocidad media.

ρ = Densidad.

\dot{V} = Flujo volumétrico (Caudal).

La ecuación 1.66, está relacionada con el fenómeno de impulso – variación en la cantidad de movimiento. El impulso se define como la fuerza que actúa sobre un cuerpo durante un periodo de tiempo, según la ecuación 1.67.

$$\text{Impulso} = F \times \Delta t \quad (\text{Ec. 1.67})$$

Por otro lado, la cantidad de movimiento se entiende como la masa de un cuerpo multiplicada por su velocidad, según la ecuación 1.68.

$$\Delta \text{Cantidad de movimiento} = m \times \Delta v \quad (\text{Ec. 1.68})$$

Entonces, despejando la ecuación 1.65, se tiene la expresión 1.69.

$$F \times \Delta t = m \times \Delta v \quad (\text{Ec. 1.69})$$

Lo cual sugiere que el impulso es equivalente a la variación en la cantidad de movimiento.

Para fines de aplicación práctica, se procede a realizar un análisis en el cambio de dirección que sufre un fluido cuando atraviesa un codo, figura 1.20.

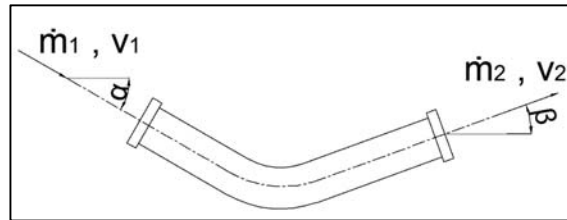


Fig. 1.20: Esquema de un flujo que atraviesa un codo.

Al tratarse de un análisis de fuerzas, es imprescindible realizar un diagrama de cuerpo libre (DCL), el cual se muestra en la figura 1.21. En dicho DCL se observa que la presión del fluido a la entrada y salida del codo generan fuerzas, además de la variación de cantidad de movimiento y las fuerzas de reacción, necesarias para equilibrar el sistema.

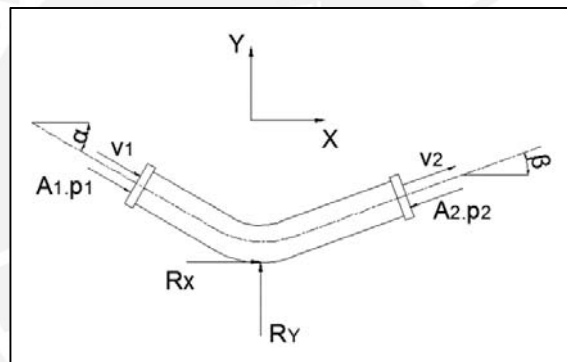


Fig. 1.21: DCL de un flujo que atraviesa un codo.

Dado el DCL y la ecuación 1.66, se determina la fuerza externa neta en cada una de las direcciones X e Y.

$$F_X = \rho \times \dot{V} \times (v_{2X} - v_{1X}) \quad (\text{Ec. 1.70})$$

$$F_Y = \rho \times \dot{V} \times (v_{2Y} - v_{1Y}) \quad (\text{Ec. 1.71})$$

Pero se sabe que en el eje X:

$$F_X = A_1 \times P_1 \times \cos(\alpha) - A_2 \times P_2 \times \cos(\beta) + R_X \quad (\text{Ec. 1.72})$$

$$v_{1X} = v_1 \times \cos(\alpha) \quad (\text{Ec. 1.73})$$

$$v_{2X} = v_2 \times \cos(\beta) \quad (\text{Ec. 1.74})$$

Análogamente, en el eje Y:

$$F_Y = -A_1 \times P_1 \times \text{sen}(\alpha) - A_2 \times P_2 \times \text{sen}(\beta) + R_Y \quad (\text{Ec. 1.75})$$

$$v_{1Y} = -v_1 \times \text{sen}(\alpha) \quad (\text{Ec. 1.76})$$

$$v_{2Y} = v_2 \times \text{sen}(\beta) \quad (\text{Ec. 1.77})$$

Por lo tanto, reemplazando y despendo en cada eje se tiene:

$$R_X = -A_1 \times P_1 \times \cos(\alpha) + A_2 \times P_2 \times \cos(\beta) + \dot{M} \times (v_2 \times \cos(\beta) - v_1 \times \cos(\alpha))$$

$$R_Y = A_1 \times P_1 \times \sin(\alpha) + A_2 \times P_2 \times \sin(\beta) + \dot{M} \times (v_2 \times \sin(\beta) + v_1 \times \sin(\alpha))$$

De esta manera, se tienen determinadas las reacciones necesarias en los codos para mantener en equilibrio el sistema. La reacción resultante se determina mediante la ecuación 1.78.

$$R = \sqrt{R_X^2 + R_Y^2} \quad (\text{Ec. 1.78})$$

1.8. Efecto térmico en las tuberías:

El efecto térmico que sufren las tuberías, es básicamente por la variación de temperatura que sufre el material. Esto puede producir dos efectos que dependen directamente de la condición en los extremos de la tubería.

Si la tubería tiene extremos flexibles, el efecto será un cambio dimensional (dilatación o contracción) y se determinará según la ecuación 1.79.

$$\Delta L = L_o \times \alpha_t \times \Delta T \quad (\text{Ec. 1.79})$$

Donde:

ΔL = Deformación térmica.

L_o = Longitud inicial.

α_t = Coeficiente de expansión térmico.

ΔT = Variación de temperatura.

Por otro lado, si la tubería cuenta con extremos rígidos, el efecto será un esfuerzo térmico de tracción o contracción y se determina según la ecuación 1.80.

$$\sigma = E \times \alpha_t \times \Delta T \quad (\text{Ec. 1.80})$$

Donde:

σ = Esfuerzo térmico longitudinal.

E = Módulo de elasticidad.

α_t = Coeficiente de expansión térmico.

ΔT = Variación de temperatura.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS:

- (1) AUSENCO – MINERA SUYAMARCA S.A.C.
2012 *Criterio de Diseño del Proceso N° 5800-DC-201*. Lima.
- (2) WEIR GROUP PLC. Slurry Division
2002 *Slurry Pumping Manual*. Primera Edición, New York: Warman International LTD, pp. S2-1- S2-2.
- (3) FERNANDEZ, Pedro
2002 *Mecánica de Fluidos*. Santander: Universidad de Cantabria, pp. I-2
- (4) FUENTES, Ramón
2008 *Reología de suspensiones Solido Líquido*. JRI Ingeniería, pp. 34.
- (5) WEIR GROUP PLC. Slurry Division, op. cit., pp. S5-2.
- (6) ABULNAGA, Baha
2002 *Slurry Systems Handbook*, New York: McGraw-Hil, pp. 3.17-3.32.
- (7) FUENTES, Ramón, op. cit., pp. V.94.
- (8) GIW INDUSTRIES INC.
1982 *Slurry Pipeline Design Manual*. Georgia, pp. 5.
- (9) ABULNAGA, Baha, op. cit., pp. 4.2 – 4.5
- (10) ASSUREIRA, Estela
1989 *Curso de Actualización – Transporte de sólidos en tuberías*. PUCP, pp. 5 – 6.
- (11) JULIK, L.J.
2002 *Waste Feed Delivery Transfer System Analysis*. Washington: CH2MHILL Handford Group, Inc, pp. 2.6 - 2.7.
- (12) KURMAR, Sandip
2009 *Study on slurry flow modeling in pipeline*. Tesis de PhD. Durgapur: National Institute of Technology, pp. 91 - 92
- (13) ABULNAGA, Baha, op. cit., pp. 4.7- 4.14.
- (14) JACOBS, B.E.A
1991 *Design of Slurry Transport Systems*. New York: Elsevier Science Publishing CO.,INC, pp. 25 – 27.
- (15) WASP, Edward J
1978 *Solid-Liquid Flow Slurry Pipeline Transportation*. Primera Edición, San Francisco: Gulf Publishing Company, pp. 83 – 92.
- (16) KURMAR, Sandip, op. cit., pp. 114 – 117.
- (17) SHEKARRIZ, A et al
1997 *Cross-Site Transfer System at Hanford: Long-Tem Strategy for Waste Acceptance*. Springfield: Pacific Northwest National Laboratory, pp. 3.8- 3.10
- (18) TURIAN, R. M. y F. L, HSU
1986 *Estimation of the Critical Velocity in Pipeline Flow of Slurries*. Chicago: Universidad de Illinos.
- (19) MOTT, Robert
1996 *Mecánica de Fluidos Aplicada*. México: Pearson, Cuarta edición, pp. 449 – 458.

CAPÍTULO 2

Sistema de Transporte

En este capítulo se expondrá el equipamiento necesario para la concepción del sistema de transporte de relave, desde la recepción de la pulpa hasta su entrega en el sistema de descarga. Para esto será necesario el uso de tuberías, las cuales a lo largo de toda la trayectoria son unidas mediante conexiones e interrumpidas por válvulas dependiendo de su aplicación. Por último, a fin de reducir la presión ocasionada por la cota geográfica, se utilizarán disipadores de presión colocados estratégicamente.

2.1. Sistema de Recepción:

Como primer punto en el sistema de transporte, es necesario contar con un sistema de recepción y acondicionamiento de la pulpa que alivie velocidades y presiones previas y permita comenzar un nuevo sistema de tubería. Este sistema debe garantizar que las propiedades de la pulpa no se modifiquen y que el caudal permanezca constante.

Este dispositivo se encarga de recepcionar, acondicionar y descargar el relave hacia el sistema de tuberías. Para estas tres funciones, la caja cuenta con tres zonas que se muestran en la figura 2.1 La primera es la cámara de recepción, que recibe a la pulpa y la revuelve para uniformizarla en concentración y distribución granulométrica; la siguiente cámara es la de descarga donde la pulpa uniformizada es entregada al sistema de tubería y por último la cámara de contingencia, que recibe a la pulpa solo en caso de que las otras dos cámaras colapsen por algún evento en el sistema de tuberías.

Este sistema puede trabajar en tres situaciones, la primera, cuando la operación es normal, es decir, el nivel de la pulpa en las dos cámaras está por debajo de la altura

del tabique; la segunda, cuando existe una retención de pulpa en el sistema por un aumento del caudal de ingreso u obstrucción del sistema de tuberías, provocando que el nivel de la pulpa en las cámaras sobrepase el nivel del tabique; por último, en caso se intensifique la situación anterior, la pulpa rebosaría a la cámara de contingencia.

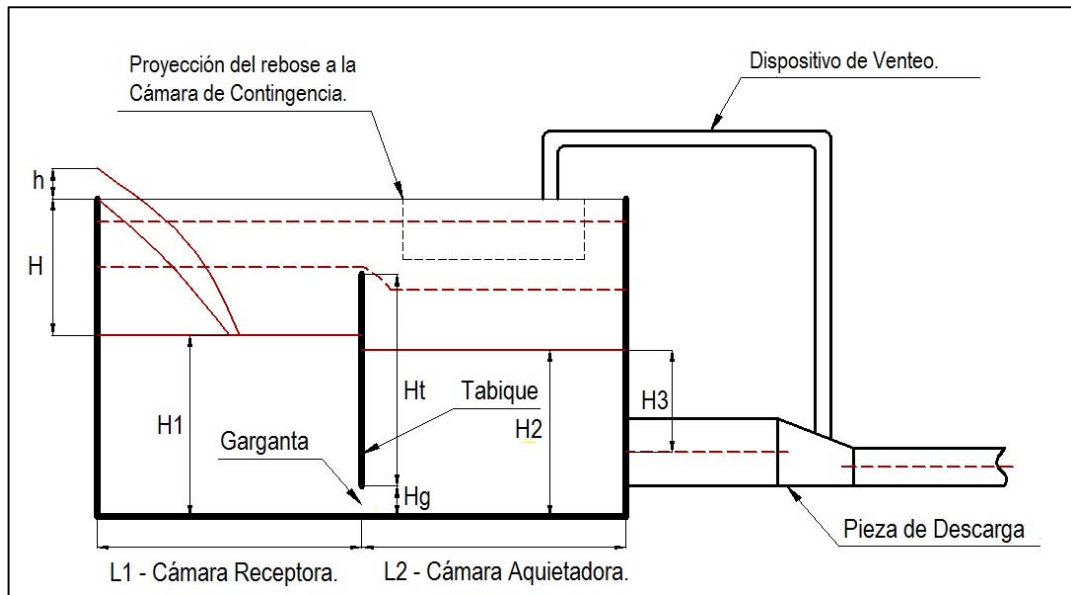


Fig. 2.1: Sistema de recepción. (Adaptado de Ausenco, 2012)

2.1.1. Cámara Receptora:

Esta es la cámara que recepciona la pulpa y la uniformiza en concentración y distribución granulométrica. La uniformidad que obtiene la pulpa se logra por la turbulencia que genera al caer. Este fenómeno fue estudiado por Nakasone en 1987, el cual sugiere que cuando un chorro de fluido cae sobre una superficie del mismo, se genera un efecto de turbulencia que corresponde a las dos terceras partes de la altura del chorro, según se puede ver en la figura 2.2.

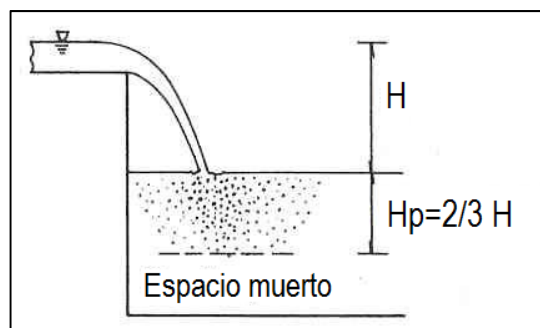


Fig. 2.2: Efecto de turbulencia vertical según Nakasone. (Adaptado de Smit, 2007)

También es importante el efecto de turbulencia horizontal que genera la caída del chorro. Para este caso se puede la ecuación 2.1, propuesta de manera experimental por Arnout Smit en 2007, luego de correlacionar la data obtenida en sus ensayos.

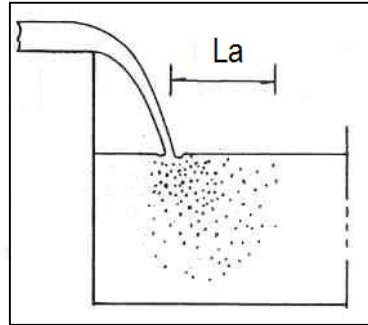


Fig. 2.3: Efecto de turbulencia horizontal según Smit. (Adaptado de Smit, 2007).

$$La = 0.3 \times \dot{V}^{0.5} \quad (\text{Ec. 2.1.})$$

Donde:

$$\dot{V} = \text{Caudal de ingreso (L/s)}$$

Entonces al dimensionar la caja, la pulpa dentro de la cámara debe estar incluida en la zona de turbulencia, es decir, la profundidad debe ser menor que H_p y el ancho menor que La . Así, se puede asegurar que el efecto de la turbulencia logra uniformizar la pulpa.

La última consideración sería que el alcance del chorro, dado por la ecuación 2.2, no llegue a chocar con la pared del tabique.

$$Lp = \sqrt{4 \times H \times (H + h) - 4 \times H^2} \quad (\text{Ec. 2.2.})$$

Donde:

$$H = \text{Altura del chorro (m)}$$

$$h = \text{Carga hidráulica del chorro (m)}$$

2.1.2. Cámara Aquietadora:

La pulpa que llega a la cámara pasa a través de una garganta ubicada debajo del tabique. De esta manera, el flujo llega por la parte inferior de la cámara, evitando que la pulpa se sedimente, siempre y cuando la velocidad de ascenso de la pulpa en dicha cámara sea por lo menos 25% mayor a la velocidad de sedimentación de la partícula correspondiente al d_{95} (AkerSolutions,2009). La velocidad terminal o de sedimentación de una partícula se puede calcular mediante la ecuación 1.51.

La velocidad a través de la garganta deberá ser la necesaria para que atraviese el mismo caudal que ingresa. Con esto el nivel de la pulpa en esta cámara es ligeramente menor al de la cámara de acondicionamiento.

Para mantener el sistema en equilibrio, el caudal de salida deberá ser igual al caudal que ingresa. Este caudal de salida está ligado con la velocidad y el área transversal de descargar, la velocidad dependerá de la columna de pulpa sobre la salida y el área transversal variará dependiendo del diámetro de tubería de la pieza de descarga. Esta pieza de descarga consiste en una tubería y una conexión excéntrica que luego se acoplará al sistema de tuberías.

Por último, como la pulpa puede estar transportando aire, se coloca un dispositivo de venteo que inicia en la pieza de descarga y termina en la parte superior de la caja de paso.

2.1.3. Cámara de Contingencia:

Esta cámara recibe a la pulpa solo en situaciones críticas, es decir, cuando las otras dos cámaras han colapsado. La pulpa llega por rebose, mediante un vertedero rectangular, cuyo caudal debe ser el mismo que ingresa al tanque para no colapsarlo.

2.2. Tuberías:

Con respecto al conducto por el cual se transporta el relave, se han usado canales de concreto, tuberías metálicas y últimamente tuberías poliméricas. Sin embargo, por un tema ambiental, la elección más común es encerrar al relave en una tubería que asegure que el fluido no tenga contacto con el suelo. Así, para seleccionar el material de la tubería será necesario conocer la solitud de resistencia mecánica, corrosiva y abrasiva del material fluyendo dentro. La resistencia mecánica se reflejará en el espesor de pared, mientras que la naturaleza corrosiva y abrasiva dependerá tanto del PH del fluido como de la velocidad de flujo y el tamaño de partícula.

2.2.1. Determinación del espesor de pared:

Según la norma ASME B31.11 para sistemas de transporte de pulpas, el espesor nominal de pared para una tubería recta debe ser por lo menos e_n según la ecuación 2.3.

$$e_n = e + A' \quad (\text{Ec. 2.3})$$

Donde:

e = Espesor de pared calculado bajo la presión de diseño según la Ec.2.4.(mm)

A' = Suma de tolerancias por roscado, ranurado, corrosión y erosión.

El espesor de pared “e” es calculado en función de la presión interna de diseño y de las propiedades mecánicas del material de la tubería.

$$e = \frac{p_i \times D_o}{2 \times S} \quad (\text{Ec. 2.4})$$

Donde:

- p_i = Presión interna de la tubería. (MPa)
- D_o = Diámetro exterior de la tubería. (mm)
- S = Esfuerzo aplicado admisible, de la ecuación 2.5. (MPa)

$$S = 0.8 \times E' \times SMYS \quad (\text{Ec. 2.5})$$

Donde:

- E' = Factor de junta soldada. (Ver Anexo 2).
- $SMYS$ = Esfuerzo específico mínimo de fluencia. (MPa) (Ver Anexo 2).

2.2.2. Selección del material:

Las tuberías que transportan fluidos corrosivos, como los relaves mineros, usualmente son revestidas interiormente por un material cerámico o polimérico. Es ese caso, la selección del material debe ser tanto de la tubería, propiamente dicha, como de su revestimiento. Dentro de los materiales de tubería más comunes para pulpas mineras se tiene al acero al carbono y al HDPE, cada uno con propiedades y aplicaciones diferentes según se muestra en la tabla 2.1

Tabla 2.1: Propiedades de materiales para tuberías. (Elaboración propia, datos extraídos de Sherwood, 1991)

| Material | Propiedades | Aplicaciones |
|-----------------------------------|---|--|
| Acero al carbono | <ul style="list-style-type: none"> • Diámetros: ½ in – 12 ft • Tolerancia por corrosión: 0.065 – 2.343 in • Resistencia corrosiva: 1.5 mm • Presión Admisible: Según ASME B31.3 y B31.4 • Bajo costo de adquisición. | Sistemas de transporte de agua, combustibles líquidos y gaseosos, rutas pequeñas para pulpas |
| Acero revestido con caucho | <ul style="list-style-type: none"> • Diámetros: 3 – 48 in • Espesor de revestimiento: 6 – 13 mm • Tolerancia por corrosión: 0 mm • Presión Admisible: Según ASME B.31.3 • Alto costo de adquisición. | Sistemas de transporte de pulpas corrosivas, químicos, alimentos, combustibles, etc. |
| HDPE | <ul style="list-style-type: none"> • Diámetros: 4 – 63 in • Espesor de pared: 0.15 – 3.5 in • Tolerancia por corrosión: 0 mm • Presión Admisible: Según AWWA M55. • Bajo costo de montaje. | Sistema de transporte de agua, gas, petróleo, pulpas a bajas presiones. Facilidad en el manejo de curvas pronunciadas. |

2.3. Accesorios:

Como parte del sistema de transporte será necesario utilizar algunos dispositivos que faciliten el curso del fluido por toda la línea. En la tabla 2.2 se puede ver los accesorios de mayor uso, con su respectiva utilidad.

Tabla 2.2: Accesorios comunes es sistemas de tuberías.

| Accesorio | Uso | Variedad |
|------------------------|---|--|
| Codos | Cambio de dirección del fluido. | <ul style="list-style-type: none"> • Radio corto y largo. • Ángulos: 90°, 45°, 30°, 22°y 11°. Según la figura 2.4. • Codo de Inglete. |
| Tes² | Difuminar la red perpendicularmente. | <ul style="list-style-type: none"> • Te de reducción y recta. |
| Reducciones | Reducir el diámetro de tubería. | <ul style="list-style-type: none"> • Reductores concéntricos y excéntricos. |
| Uniones | Acoplar dos tuberías del mismo o de diferente material. | <ul style="list-style-type: none"> • Uniones universales, tipo cople y tipo niple. |

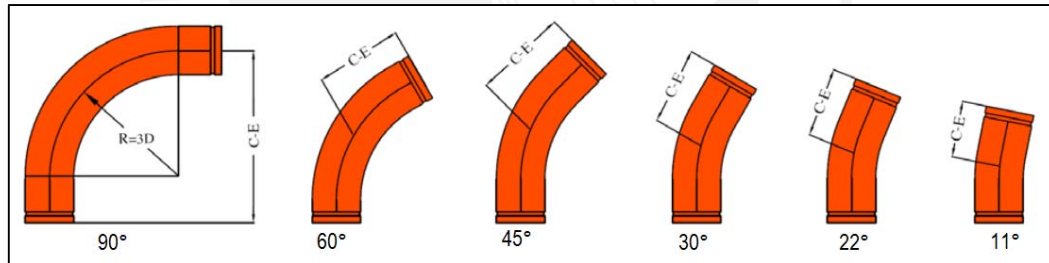


Fig. 2.4: Variedad de ángulos para codos largos. (Extraído de Shurjoint, 2012)

2.4. Tipos de unión:

Para conectar las tuberías con otras tuberías o con un accesorio se tienen tres tipos de uniones que se utilizan de acuerdo a la solicitud mecánica y de operación de la línea. Estas uniones pueden ser roscadas, soldadas, bridadas y en el caso de las tuberías de HDPE se tiene la unión por termofusión. La unión roscada aplica para tuberías de hasta 2” de diámetro nominal, entonces no es útil para un diseño de esta categoría.

² No es recomendable usar este accesorio con pulpas de grano grueso.

2.4.1. Soldadura a tope:

La soldadura en general es el tipo de unión permanente más popular, pero en especial la soldadura a tope es el método por excelencia para tuberías de acero al carbono. Este método es el que se muestra en la figura 2.5 y se le reconoce por su confiabilidad y bajo costo, aunque su instalación requiera preparación previa, pues se necesita realizar chaflanes en los extremos de la tubería.

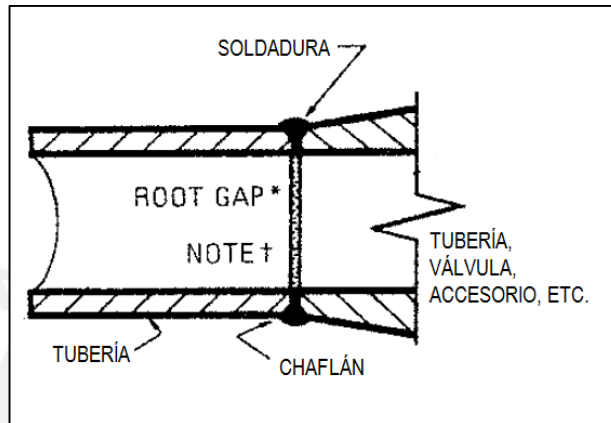


Fig. 2.5: Soldadura a tope. (Adaptado de Sherwood, 1991)

2.4.2. Bridas:

Este tipo de unión es relativamente más costoso que el método anterior pero tiene la ventaja de ser desmontable, lo cual también facilita el mantenimiento de válvulas y accesorios. Las bridas pueden ser de cuello soldado, deslizables, de solapa y con reducción o ampliación, todas estas descritas en la tabla 2.3.

Por otro lado las caras de las bridas no siempre son iguales, también hay una clasificación que dependerá de la forma en que las caras se juntan, se muestra en la tabla 2.4, según esta clasificación existen bridas de caras realzadas, caras planas y cara para sello con anillo.

Tabla 2.3: Tipos de Bridas. (Elaboración propia, datos extraídos de Sherwood, 1991)

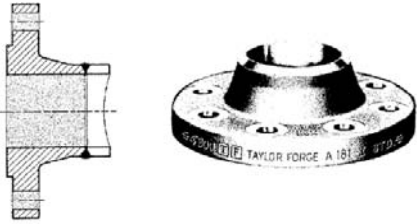

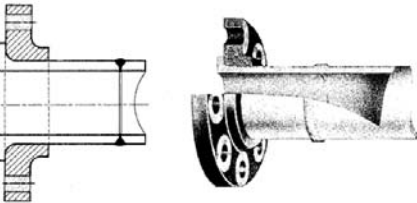
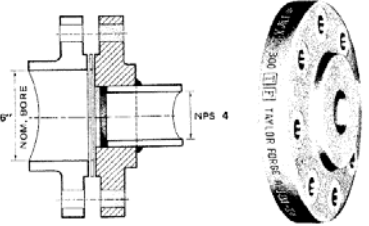
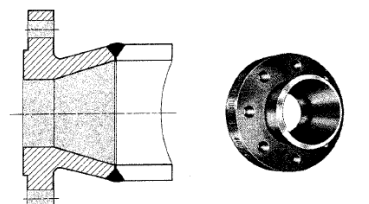
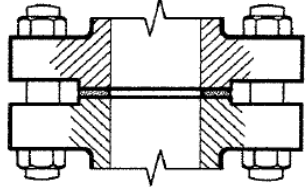
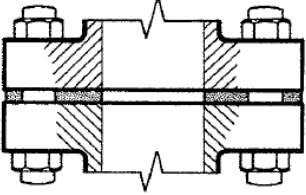
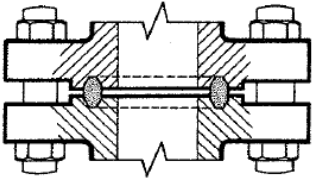
| Tipo de Brida | Descripción |
|--|--|
| <p style="text-align: center;">Bridas de Cuello soldado</p>  | <p>Tienen aplicaciones en condiciones severas de operación, como altas temperaturas, grandes esfuerzos, impactos y vibraciones. Su desventaja radica en la complicada alineación con la tubería.</p> |
| <p style="text-align: center;">Bridas Deslizables</p>  | <p>Su alineación con la tubería es más fácil que la de cuello soldado, además de ser más económica. Sin embargo, necesita dos cordones de soldadura y el cordón interior es voluble a la corrosión, obstaculiza el flujo y produce mayores pérdidas.</p> |
| <p style="text-align: center;">Bridas de Solapa</p>  | <p>De entre todas es la que mejor se alinea con la tubería y necesita solo un cordón de soldadura. Como se ve en la figura, tiene un agujero por donde se inserta la tubería hasta solapar sobre la brida.</p> |
| <p style="text-align: center;">Bridas de Reducción</p>  <p style="text-align: center;">Bridas de Ampliación</p>  | <p>Estas bridas sirven para conectar tuberías de diámetros diferentes. En el caso de la reducción lo común es que sean bridas deslizables y en las de ampliación de cuellos soldado.</p> |

Tabla 2.4: Tipos de Caras para bridas. (Elaboración propia, datos de Sherwood, 1991)

| Tipo de Cara | Descripción |
|---|--|
| <p data-bbox="483 380 678 411">Cara Realzada</p>  | <p data-bbox="846 411 1367 583">Probablemente la mayoría de bridas tengan este tipo de cara. El realce define el tamaño de la empaquetadura y esta no necesita agujeros.</p> |
| <p data-bbox="508 632 654 663">Cara Plana</p>  | <p data-bbox="846 632 1367 852">Esta cara es útil para realizar cambios de material, por ejemplo, de acero al carbono a hierro fundido. La empaquetadura esta vez si necesita agujeros y su tamaño debe ser como el de la brida.</p> |
| <p data-bbox="410 905 751 936">Cara para Sello con Anillo</p>  | <p data-bbox="846 905 1367 1167">Las bridas con este tipo de cara son las más eficientes pero también son las más costosas. Su hermeticidad es propicia para fluidos peligrosos que no pueden gotear al exterior. La empaquetadura incluso puede ser de acero.</p> |

2.4.3. Acoplamientos ranurados:

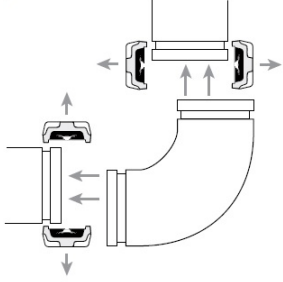
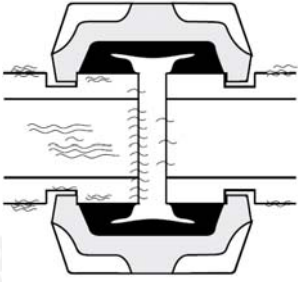
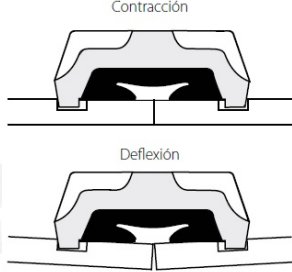
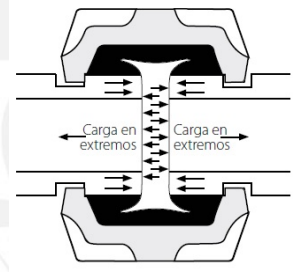
Este tipo de unión mecánica es una patente de la marca Victaulic®. Consiste en ranurar los extremos de las tuberías que se desean ensamblar para luego unir las entre sí, mediante un acople que se aloja en las ranuras. Esta técnica se muestra a detalle en la figura 2.6, donde se puede ver los elementos que la componen: dos ranuras, una carcasa, dos uniones atornilladas y una junta.



Fig. 2.6: Acoplamiento ranurado Victaulic®. (Tomado de Victaulic, 2008)

Las ventajas comparativas, con respecto a las técnicas anteriores, se muestran en la tabla 2.5. (Victaulic, 2008).

Tabla 2.5: Ventajas del acoplamiento ranurado. (Victaulic, 2008)

| | |
|--|---|
|  |  |
| <p>Fácil instalación y mantenimiento.</p> | <p>Atenuación de ruidos y vibraciones.</p> |
|  |  |
| <p>Flexibilidad</p> | <p>Absorción de tensiones sísmicas</p> |

2.4.4. Termofusión:

La termofusión es análoga a la soldadura pero para tuberías poliméricas, consiste en calentar la superficie de las partes que se van a unir hasta la temperatura de fusión y unir las por presión, de acción mecánica o hidráulica, sin la necesidad de utilizar ningún elemento de unión. Esta técnica ofrece una unión permanente y económica en comparación con los otros métodos.

2.5. Válvulas:

Un accesorio importante para el control del sistema son las válvulas, pues permitirán regular el flujo. A continuación se expondrán las válvulas más comunes en sistemas de transporte de pulpa.

2.5.1. Válvula de Cuchilla:

Esta válvula es de tipo abierto – cerrado, es decir, permite el paso del flujo en posición completamente abierta y lo restringe en la posición completamente cerrada. Su funcionamiento se basa en la apertura o cierre de una compuerta o cuchilla que puede ser accionada tanto manual como neumáticamente, como lo muestra la figura 2.7.

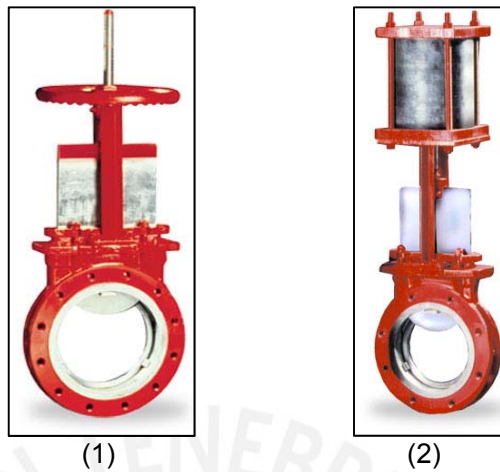


Fig. 2.7: (1) Válvula de cuchilla manual. (2) Válvula de cuchilla con actuador neumático. (Red Valve Company, Inc, 2013)

2.5.2. Válvula de Pellizco:

Estas válvulas son diseñadas para controlar el flujo mediante un mecanismo de apriete a un tubo de hule, por donde circula el fluido. Las aplicaciones de este tipo de válvulas se extienden para pulpas corrosivas, abrasivas, medicinales y alimenticias. El accionamiento de estas válvulas puede ser manual, neumático o electro-neumático según la figura 2.8.

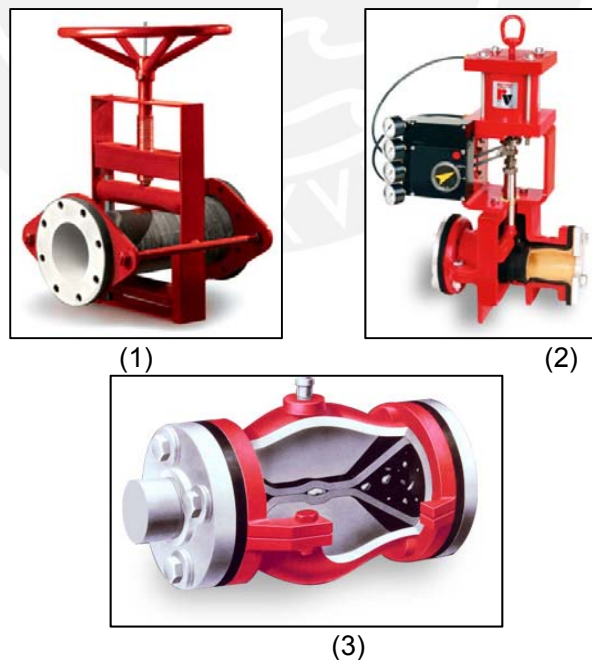


Fig. 2.8: (1) Válvula de pellizco manual. (2) Válvula de pellizco con actuador electro-neumático. (2) Válvula de pellizco con actuador neumático. (Red Valve Company, Inc, 2013)

2.6. Estación de Choque:

Es muy común en líneas gravimétricas, utilizar disipadores de presión o estaciones de choque para bajar la presión que se ha ganado con la gravedad. Existen diversos tipos de arreglos para disipar presión, entre los cuales se encuentran, por ejemplo, los platos cerámicos. Estos mediante una reducción brusca, tal como lo muestra la figura 2.9, logran reducir la presión.

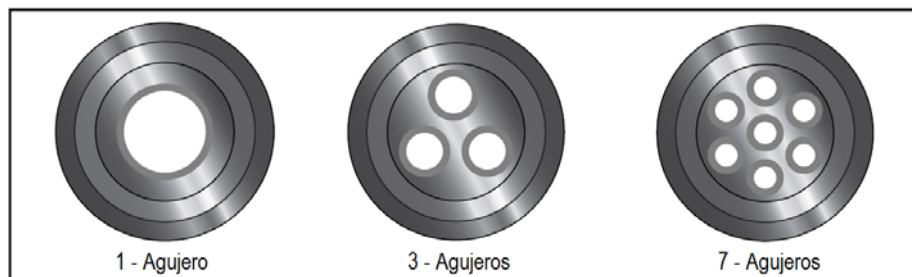


Fig. 2.9: Disipadores de Presión cerámicos revestidos. (Tomado de Flowserve, 2013)

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS:

- (1) AUSENCO – MINERA SUYAMARCA S.A.C.
2012 *Memorando Técnico del Sistema de transporte de relaves.* Lima.
- (2) SMIT, Arnout
2007 *Air Entrainment with Plunging Jets.* Delft University of Technology, Faculty of Civil engineering and Geosciences, pp. 27 – 30.
- (3) THE AMERICAN SOCIETY OF MECHANICAL ENGINEERS - ASME
2002 *ASME B31.11 - 2002. Slurry Transportation Piping Systems.* New York, pp. 11 - 12.
- (4) SHERWOOD, David
1991 *The Piping Guide.* San Francisco: Syentek Books Company, Inc., pp. 3 – 5.
- (5) Ídem, pp. 7 – 9.
- (6) Ídem, pp. 20.
- (7) VICTAULIC®
2008 *Catálogo General,* pp. 1-17.

CAPÍTULO 3

Caracterización de la Pulpa

En este capítulo se atenderá la necesidad de conocer las características físicas y reológicas del fluido a transportar. Se realizará un análisis granulométrico y reológico para determinar si el fluido tiene comportamiento homogéneo o heterogéneo y si es un fluido newtoniano o no newtoniano respectivamente.

3.1. Caracterización Física:

3.1.1. Presentación de datos:

Para poder definir las características físicas de la pulpa, se tomarán los resultados del Memorando técnico del Sistema de transporte de relaves, realizado por la consultora independiente para el proyecto Inmaculada. Los datos que se muestran en la tabla 3.1 son extraídos de los resultados de pruebas en los laboratorios de dicha consultora.

Tabla 3.1: Características Físicas de Relave. (Adaptado de Ausenco, 2012)

| Características Físicas del Relave | |
|---|--------|
| Concentración en Peso | 52.5 % |
| Concentración en Volumen | 29 % |
| Densidad específica de los Sólidos | 2.71 |
| Densidad específica de la Pulpa | 1.50 |
| Densidad específica de la Líquido | 1.00 |

Adicional a esta información, se realizó un informe de la granulometría de la pulpa que alimenta a los hidrociclones, así como del under flow y el over flow que salen de los hidrociclones, obteniéndose las curvas que se pueden observar en la figura 3.1. Dentro de los proceso de la planta, uno de los que clasifica a la pulpa por su tamaño de grano es el de los hidrociclones. Así, el under flow que tiene partículas más grandes regresa al proceso de molienda, mientras que el over flow que tiene partículas pequeñas continúa con el proceso (ver fig. 1.1). Luego de esta etapa no existe ningún otro proceso que clasifique a la pulpa por su tamaño de grano, de tal

manera que la granulometría de la pulpa que interviene en todos los procesos siguientes, inclusive la del relave será la misma.

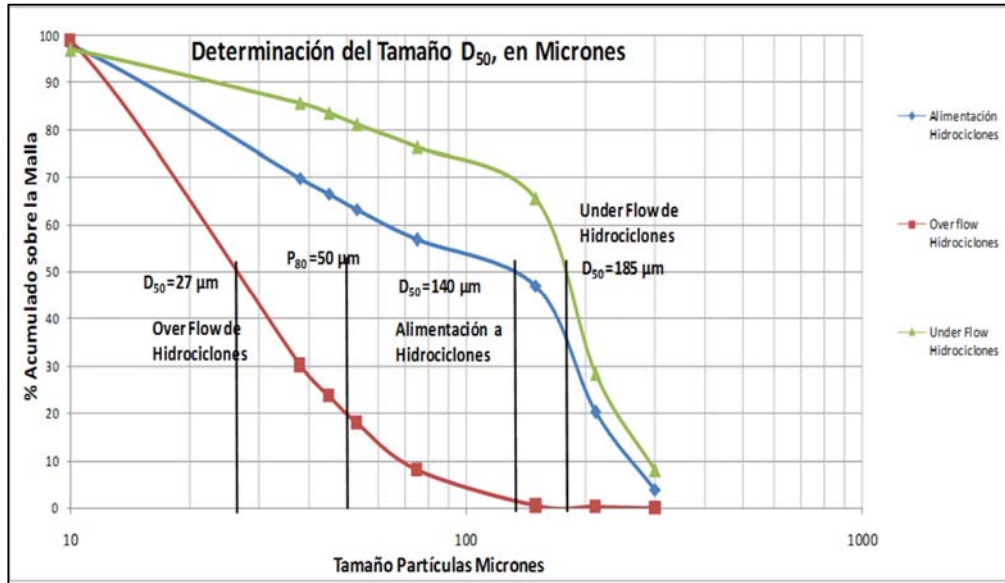


Fig. 3.1: Curvas de acumulado de granulometría para el proceso de Hidrociclones. (Adaptado de Informe de determinación de D50 de los flujo de proceso – GMI, 2013).

Tabla 3.2: Tamaño de Partículas sólidas del over flow de hidrociclones.

| Granulometría del Relave | |
|--|----|
| Diámetro de Partícula d_{50} (μm) | 27 |
| Diámetro de Partícula d_{80} (μm) | 50 |

Para efectos de este diseño se usará el D_{50} , pues es un valor promedio que asegura que por lo menos el 50% de las partículas de una muestra de esta pulpa tienen un tamaño menor o igual a $27 \mu\text{m}$.

3.1.2. Análisis Granulométrico:

Con los datos presentados es posible determinar qué tipo de flujo es el relave que se está estudiando. Para esto se usará la gráfica de Clases de Lodos de la figura 3.2, de donde claramente se puede observar que para la pulpa de $27 \mu\text{m}$ y 2.71 de densidad específica de las partículas sólidas, el flujo es homogéneo. Esta gráfica es válida para un rango de velocidades de 4 ft/s (1.22 m/s) a 7 ft/s (2.13 m/s); sin embargo, para los resultados obtenidos si la velocidad llega a ser mayor a 7 ft/s , entonces la condición de flujo homogéneo sería más severa. Con esto, solo

quedaría limitar la velocidad de la pulpa a más de 4 ft/s para asegurar la dicha condición.

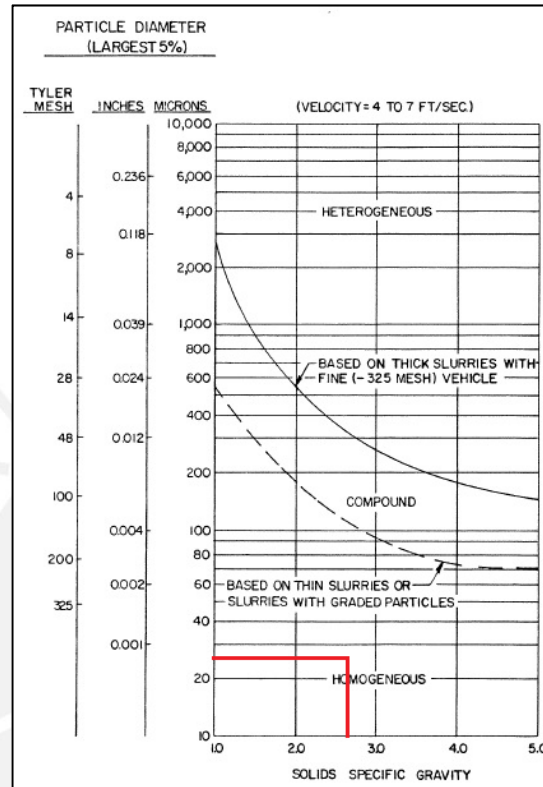


Fig. 3.2: Clases de Lodos.
(Adaptado de Guía de Mecánica de Fluidos PUCP)

Además, según lo visto en el capítulo 1, Abulnaga define al fluido homogéneo con un porcentaje de partículas sólidas entre 50 y 60 % y con diámetro de partícula menor de 40 μm . Entonces, se comprueba que el relave analizado tiene comportamiento homogéneo, pues sus parámetros se encuentran dentro de ese rango.

3.2. Caracterización Reológica:

Como se ha podido observar en el Capítulo 1 las pulpas pueden tener un comportamiento newtoniano o no newtoniano dependiendo de la dependencia del esfuerzo de corte con respecto a la gradiente de velocidad desde que el fluido inicia su movimiento. Para poder estimar este comportamiento, se realizarán las curvas reológicas en base a los resultados del informe reológico de la consultora metalúrgica (Ver anexo 5).

3.2.1. Presentación de Datos:

El trabajo de pruebas metalúrgicas realizado por el laboratorio de la consultora metalúrgica considera tres muestras procedentes del estudio de betas extraídas de la zona de explotación de mineral y comprende un informe reológico de las pulpas caracterizadas con las mismas muestras. Promediando los resultados del informe sobre tres muestras de pulpa, se obtienen los siguientes valores:

Tabla 3.3: Resultados Promedio de Análisis Reológico.
(Adaptado de ALSAmmtec, 2012)

| Concentración en Peso | 40% solids | 50% solids | 60% solids | 65% solids |
|-----------------------|-------------------|-------------------|-------------------|-------------------|
| Shear Rate (1/s) | Shear stress (Pa) | Shear stress (Pa) | Shear stress (Pa) | Shear stress (Pa) |
| 4.2 | Muy Bajo | 1.4 | 12.2 | 29.9 |
| 7.4 | Muy Bajo | 1.7 | 13.0 | 36.1 |
| 13 | Muy Bajo | 2.7 | 13.8 | 40.2 |
| 21.8 | 0.4 | 3.1 | 14.9 | 43.9 |
| 38.7 | 1.5 | 3.7 | 16.2 | 48.3 |
| 67.1 | 2.4 | 4.8 | 17.8 | 53.2 |
| 118.7 | 5.2 | 8.3 | 20.6 | 58.6 |
| 209.9 | 12.3 | 16.9 | 31.4 | 65.4 |

Es importante notar que estos datos han sido ensayados con un viscosímetro Bohlin Visco 88 usando limo hidratado de pH 11.6 y con un tamaño de partícula de $D_{80}=50 \mu\text{m}$. Para el caso del relave se tienen 52.5% en sólidos, así que se extrapolarán los datos de la tabla 3.3 para obtener la siguiente tabla:

Tabla 3.4: Resultados promedio para 52.5% en sólidos.

| Muestra Promedio para 52.5% en sólidos | | |
|--|------------------------|----------------------------|
| Ratio de Corte (1/s) | Esfuerzo de corte (Pa) | Viscosidad Aparente (Pa.s) |
| 4.2 | 4.067 | 0.720 |
| 7.4 | 4.550 | 0.433 |
| 13 | 5.442 | 0.261 |
| 21.8 | 6.067 | 0.198 |
| 38.7 | 6.800 | 0.145 |
| 67.1 | 8.033 | 0.113 |
| 118.7 | 11.350 | 0.095 |
| 209.9 | 20.525 | 0.099 |

3.2.2. Análisis Reológico:

Con los datos de la tabla 3.4 es posible generar la curvas reológica de esfuerzo de corte contra el ratio de corte que se muestras a continuación:

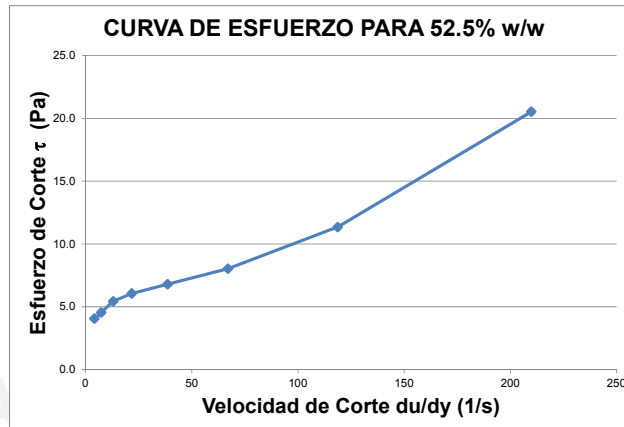


Fig. 3.3: Curva de Esfuerzo de corte vs Velocidad de Corte.

Comparando esta curva con la teórica vista en la figura 1.4, se estima gráficamente que la pulpa a tratar es un fluido plástico Bingham. Este tipo de fluido no newtoniano obedece el siguiente modelo matemático:

$$\tau = \tau_o + \eta \cdot \left(\frac{du}{dy}\right) \tag{Ec.3.1}$$

De manera que haciendo uso de la regresión lineal para los datos de la reología, mostrados en la tabla 3.4 en la figura 3.3 se obtendrían los valores del esfuerzo de fluencia τ_o y la constante de rigidez o viscosidad no newtoniana η .

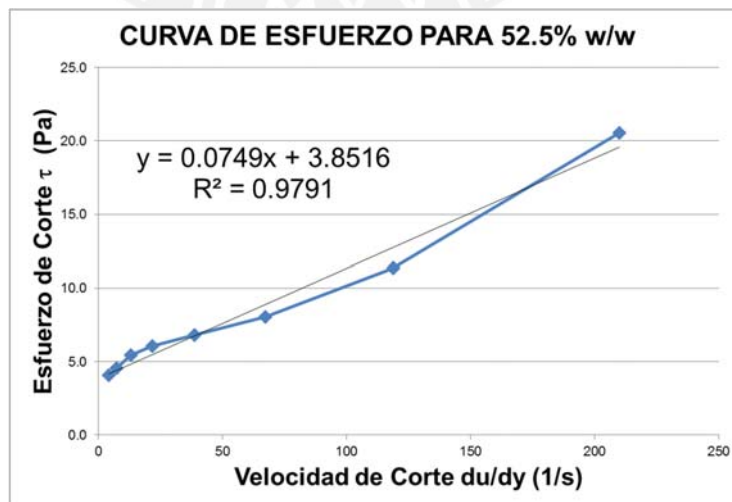


Fig. 3.5: Regresión lineal de la reología.

Los resultados obtenidos de la regresión se muestran en la tabla 3.5, con estos valores el modelo matemático del fluido plástico Bingham estaría descrito por la ecuación 3.2.

Tabla 3.5: Parámetros Reológicos del flujo Bingham.

| Parámetro | Símbolo | Unidades | Valor |
|----------------------|----------|----------|--------|
| Esfuerzo de fluencia | τ_0 | Pa | 3.8516 |
| Constante de rigidez | η | Pa.s | 0.0749 |

$$\tau = 3.8516 + 0.0749 \times \left(\frac{du}{dy}\right) \text{ (Pa)}. \quad (\text{Ec.3.2})$$

Como resultado de este capítulo se puede aseverar que la pulpa a tratar es un fluido plástico Bingham en flujo tipo homogéneo.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS:

- (1) AUSENCO – MINERA SUYAMARCA S.A.C.
2012 *Memorando Técnico del Sistema de transporte de relaves.* Lima.
- (2) GMI S.A. Ingenieros Consultores
2013 *Determinación de tamaños de partículas para transporte en fluidos. Informe técnico para el Proyecto Inmaculada,* Lima.
- (3) ALS AMMTEC – Hochschild Mining.
2012 *Metallurgical Testwork N° A13587. Apendice XIX: Slurry Rheology Testwork. Resultados de Laboratorio.* Lima.

CAPITULO 4

Diseño Hidráulico del Sistema

4.1. Generalidades:

Tal como se ha explicado anteriormente, la línea a diseñar forma parte del sistema de tuberías de una planta concentradora de oro y plata. Específicamente, su función es evacuar $202 \text{ m}^3/\text{h}$ de relaves mineros desde la planta hacia la presa de relaves. Estos relaves pasan en primera instancia por los espesadores³, de donde son bombeados por un determinado tiempo hacia la plata de rellenos en pasta y durante otro espacio de tiempo hacia un cajón de paso. A partir de este cajón de paso, el relave será transportado, mediante un sistema gravimétrico, hasta la presa de relaves. Este recorrido del relave se puede ver en la figura 4.1.

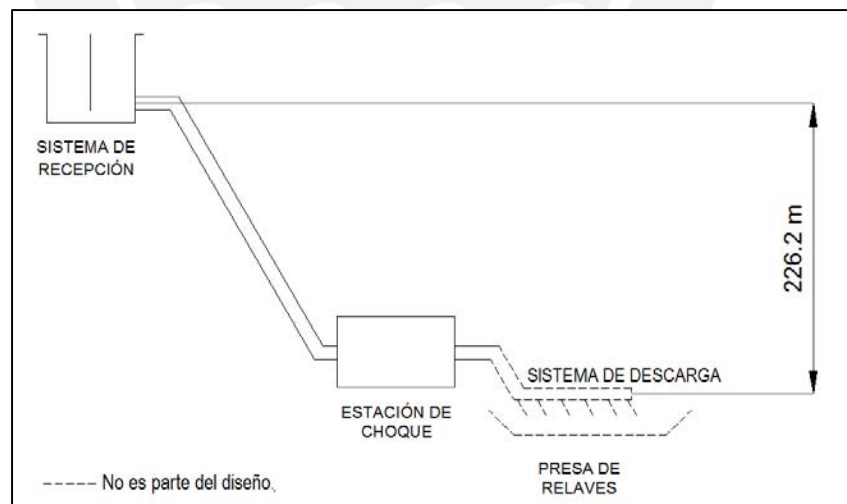


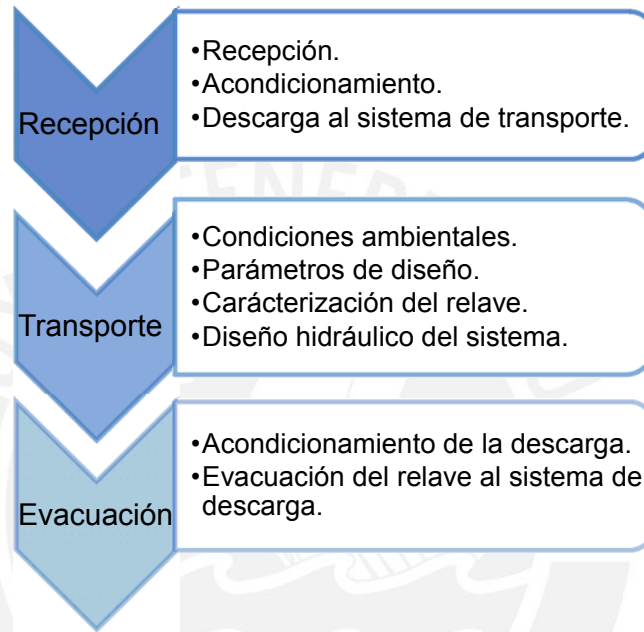
Fig. 4.1: Layout del Sistema de Transporte de Relaves.

³ Proceso para recuperar agua de los relaves.

4.2. Estructura Conceptual:

Tal como lo muestra la tabla 4.1, la estructura conceptual para el diseño del sistema de tuberías para relaves inicia en la recepción y acondicionamiento del relave, siguiendo con el transporte del mismo hasta evacuarlo en el sistema de descarga⁴.

Tabla 4.1: Estructura Conceptual del Diseño.



4.3. Sistema de Recepción:

Durante el desarrollo del proyecto, el diseño del sistema de recepción fue realizado y propuesto por la consultora independiente, basándose en su experiencia con diseños anteriores. Sin embargo, el diseño fue propuesto para una descarga de tipo canal, a tubería parcialmente llena. Por tanto, en este trabajo se tomará dicho diseño, se validarán las dimensiones y se modificará para que trabaje a tubería llena, según los criterios establecidos en el capítulo 2. Las dimensiones propuestas se muestran en la figura 4.2 y en el plano del anexo 8.

En resumen, para el dimensionamiento propuesto, las dimensiones generales serían las de la tabla 4.2.

⁴ Este trabajo no comprende el diseño del sistema de descarga en la presa de relaves.

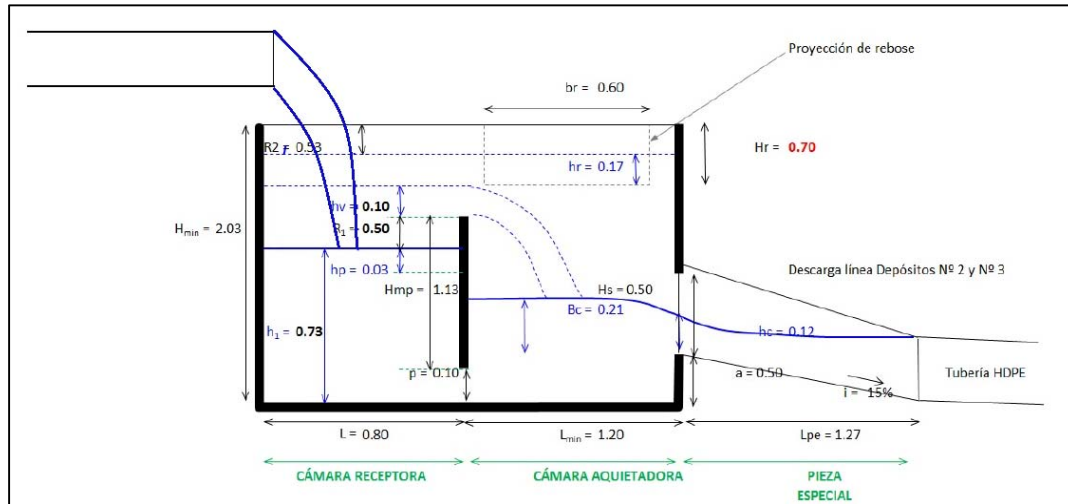


Fig. 4.2: Dimensionamiento propuesto para el caso de tubería parcialmente llena. (Ausenco, 2013)

Tabla 4.2: Dimensiones propuestas. (Adaptado de Ausenco, 2013)

| Dimensión | Símbolo | Valor (m) |
|-----------------------------|----------------|-----------|
| Largo | L | 2.00 |
| Ancho | B | 1.50 |
| Alto | H _T | 2.03 |
| Pulpa de ingreso | | |
| Altura de chorro | H | 1.30 |
| Carga hidráulica del chorro | h | 0.10 |
| Cámara Receptora | | |
| Largo | L ₁ | 0.80 |
| Ancho | B | 1.50 |
| Nivel de la pulpa | H ₁ | 0.73 |
| Garganta | | |
| Alto | H _g | 0.10 |
| Ancho | B | 1.50 |
| Cámara Aquietadora | | |
| Largo | L ₂ | 1.20 |
| Ancho | B | 1.50 |

Con dichas dimensiones, se procede a comprobar en cada zona:

- Cámara Receptora:

Con respecto la altura del chorro que cae en esta cámara H, se puede determinar el nivel de turbulencia que es capaz de generar. Así, según lo propuesto por Nakasone, 1987, visto en el capítulo 2, se determinaría lo siguiente:

$$H_p = \frac{2}{3} \times H = \frac{2}{3} \times 1.300 \text{ m} = 0.86 \text{ m} > H_1$$

Se puede observar que H_p es mayor que H_1 (0.73 m), lo cual asegura un buen nivel de turbulencia en esta cámara.

A nivel horizontal, el nivel de turbulencia se calcula según la ecuación de Smit, ecuación 2.1, sabiendo que el caudal es de 202 m³/h (56.29 l/s).

$$L_a = 0.3 \times \dot{V}^{0.5} = 0.3 \times 56.29^{0.5} = 2.25 \text{ m}$$

Por otro lado, la distancia horizontal que alcanza el chorro, sobre la superficie, se determina mediante la ecuación 2.2:

$$L_p = \sqrt{4 \times H \times (H + h) - 4 \times H^2}$$

$$L_p = \sqrt{4 \times 0.73 \times (0.73 + 0.1) - 4 \times 0.73^2} = 0.72 \text{ m} < L_1$$

El alcance del chorro no debe alcanzar la pared y esto se cumple, pues L_p es menor que L_1 (0.8 m), el largo de la cámara receptora.

Por último, el nivel de turbulencia horizontal (L_a) es considerablemente más grande que el espacio disponible ($L_1 - L_p = 0.8 - 0.72 = 0.08 \text{ m}$). Lo cual indica, que todo el volumen ubicado en este espacio disponible, va a recibir el efecto de la turbulencia.

- Garganta:

Según lo explicado en el capítulo 2, la pulpa va a pasar a la siguiente cámara a través de esta garganta. Por tanto, para lograr continuidad en la cámara, el caudal que atraviesa la garganta debe ser 202 m³/h (0.056 m³/s), es decir, necesita de una velocidad determinada que corresponda con ese caudal y la sección transversal existente.

$$v_g = \frac{\dot{V}}{A_g} = \frac{\dot{V}}{H_g \cdot B} = \frac{0.0556 \text{ m}^3/\text{s}}{0.1 \text{ m} \times 1.5 \text{ m}} = 0.375 \text{ m/s}$$

Ahora, esta velocidad (v_g) más las pérdidas de presión por la salida abrupta de la cámara ($K = 1$), ocasionan una diferencia de niveles de la pulpa entre las dos cámaras ($H_1 - H_2$). Para determinar este desnivel, se puede realizar un equilibrio de energía entre el punto (1) y un punto g, en la garganta, según la figura 4.3.

$$\frac{p_1}{\rho_m g} + \frac{v_1^2}{2g} + Z_1 = \frac{p_g}{\rho_m g} + \frac{v_g^2}{2g} + Z_g + \frac{K v_g^2}{2g}$$

Donde la presión p_g en la garganta, sería la columna de pulpa que existe en la cámara aquietadora. Además, se puede despreñar la velocidad al inicio de la línea de corriente y las pérdidas de transporte.

$$p_g = \rho_m \cdot g \cdot H_2$$

De esta manera, el nivel de la cámara aquietadora quedaría reducido a:

$$H_2 = H_1 - \left(\frac{v_g^2 + K v_g^2}{2g} \right) = 0.73 - \left(\frac{0.375^2 + 1 \times 0.375^2}{2 \times 9.81} \right) = 0.71 \text{ m}$$

Tal como se ve, el cálculo indica que los niveles en las dos cámaras son muy parecidos.

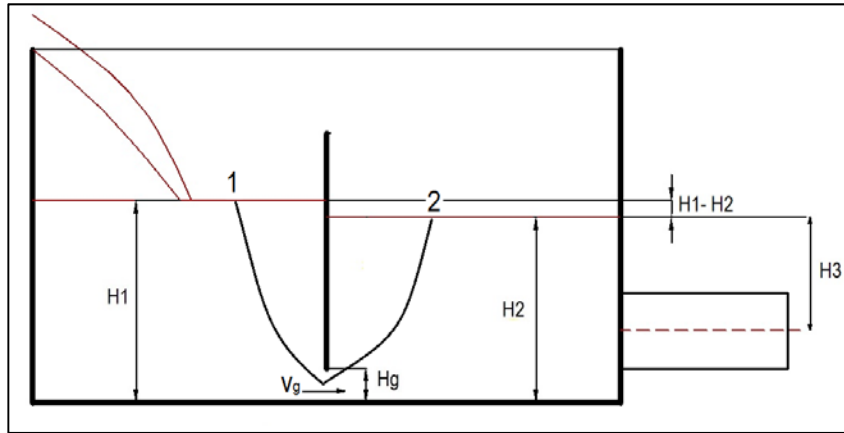


Fig. 4.3: Desnivel de pulpa entre cámaras.

- Cámara Aquietadora:

En esta cámara lo único que queda por comprobar, según lo establecido en el capítulo 2, es la velocidad de ascenso que tiene la pulpa al ingresar a la cámara. Esta debe ser por lo menos 1.25 más que la velocidad terminar de la partícula correspondiente al d_{95} .

$$v_{as} = \frac{\dot{V}}{A} = \frac{\dot{V}}{L_2 \times B} = \frac{0.056 \text{ m}^3/\text{s}}{1.2 \text{ m} \times 1.5 \text{ m}} = 0.031 \text{ m/s} >$$

La velocidad terminar o de caída, de la partícula correspondiente al d_{95} , se calcula siguiendo la metodología de la figura 4.7, sabiendo que la densidad del líquido es 1000 kg/m^3 , la de los sólidos 1500 kg/m^3 , el d_{95} es $100 \mu\text{m}$ y la viscosidad del líquido es 0.001 Pa.s . De esta manera, la velocidad terminar resulta 0.0092 m/s , validando la velocidad de ascenso, pues es mayor a 1.25 veces la terminar de d_{95} (0.011 m/s).

⁵ El d_{95} ha sido extraído de análisis reológico en el capítulo 3.

- Pieza de salida:

Para la descarga, lo importante será modificar la altura de salida en la cámara para poder tener la velocidad indicada que produzca descargar el mismo caudal que ingresa y así, mantener constantes los niveles de pulpa en las cámaras.

Para poder descargar a velocidades razonables, la descarga del cajón se realizará con una tubería de 8 in (diámetro interior 202.7 mm) a 1.74 m/s, según el siguiente cálculo:

$$v_d = \frac{\dot{V}}{A} = \frac{\dot{V}}{\frac{\pi}{4} D^2} = \frac{0.056 \text{ m}^3/\text{s}}{\frac{\pi}{4} (0.2027)^2} = 1.74 \text{ m/s}$$

Para poder lograr esta velocidad, la salida debe estar debajo de una columna de pulpa H_3 , considerando un pérdida de presión por la salida abrupta con un coeficiente de pérdidas $K=0.78$ (Crane, 2010).

$$H_3 = \left(\frac{v_d^2 + K v_d^2}{2g} \right) = \left(\frac{1.74^2 + 0.78 \times 1.74^2}{2 \times 9.81} \right) = 0.310 \text{ m}$$

Entonces, la altura a la cual será ubicada la descarga será H_d :

$$H_d = H_2 - H_3 = 0.71 \text{ m} - 0.31 \text{ m} = 0.4 \text{ m}$$

4.4. Diseño Hidráulico:

4.4.1. Metodología de Cálculo:

El diseño hidráulico del sistema seguirá la metodología propuesta mediante el diagrama de flujo de la figura 4.4. Donde se muestra claramente una etapa de cálculo preliminar que permite acercarse a la solución real y otra que muestra el cálculo final que dará los resultados de velocidad, presión y material. Cada una de estas etapas será descrita en los siguientes puntos.

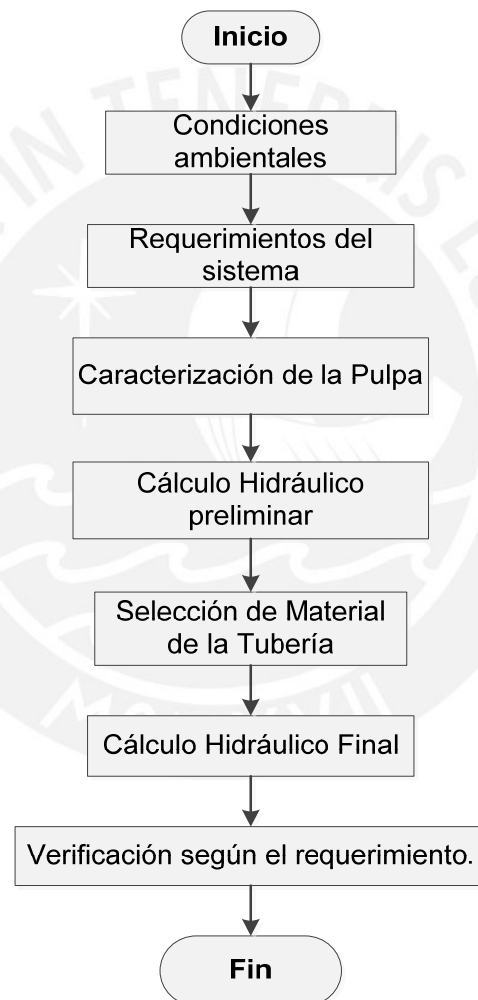


Fig. 4.4: Metodología Propuesta para el Cálculo Hidráulico. (Elaboración propia)

4.4.2. Condiciones Ambientales:

Estas condiciones se muestran en la tabla 4.3 y dependen de la zona geográfica en donde se encuentra situada la línea. En este caso, la línea se encuentra en la región de Ayacucho, precisamente en el distrito de Oyolo, en la provincia de Paucar de Sara Sara.

Tabla 4.3: Condiciones Ambientales de la Zona. (Ausenco, 2011)

| Condiciones Ambientales | |
|-------------------------|---------------|
| Altitud | 4800 m.s.n.m. |
| Temperatura mínima | - 6 °C |
| Temperatura máxima | 24.5 °C |
| Presión atmosférica | 55.4 kPa |
| Precipitaciones | 78 mm/mes |

4.4.3. Requerimientos del Sistema:

Los requerimientos son parámetros que otorgan condiciones de borde al diseño, se exigen y por tanto no pueden ser alterados. En este caso han sido tomados del Criterio de Diseño de Tuberías del Proyecto Inmaculada (Ausenco, 2011) y del Memorando técnico del Sistema de Transporte de Relaves (Ausenco, 2011). El primer requerimiento a cumplir será el caudal, pues está ligado a procesos previos, en la tabla 4.4 se muestran el caudal de diseño.

Tabla 4.4: Requerimiento de Caudal. (Ausenco, 2011)

| Caudal | |
|------------------|--------------------------|
| Caudal de Diseño | 202,66 m ³ /h |

Otro requerimiento es la ruta por la cual se transporta el relave. Esta ha sido previamente elaborada y entregada como una condición de borde a este diseño. Dicha ruta se muestra en los planos 2 y 3, pero a modo de resumen se tiene la tabla 4.5 donde se muestran los datos más relevantes. Es importante recordar que el inicio de la ruta está marcado por el cajón de paso, mientras que el final es la entrega al sistema de descarga.

Tabla 4.5: Datos de la Ruta par Tuberías. (GMI, 2013)

| Datos de la Ruta | | |
|-------------------|---------|---------|
| Parámetro | Inicio | Final |
| Altitud (m.s.n.m) | 4724.35 | 4498.16 |
| Desnivel (m) | 226.19 | |
| Longitud (m) | 970.82 | |

Existen también requerimientos relacionados con la seguridad que debe otorgar el diseño. Para esto el Criterio de Diseño del Proyecto Inmaculada expresa que se debe respetar un factor de seguridad mínimo tanto para la velocidad crítica de deposición como para la presión interna admisible de la tubería.

Tabla 4.6: Factores de Seguridad.

| Factores de Seguridad | |
|---------------------------------|-----------|
| Velocidad Crítica de Deposición | 1.1 – 1.5 |
| Presión Interna de la Tubería | 1.2 |

Sobre el material de la tubería se recomienda tuberías de acero según lo indica la norma ASME B 31.11 y por la alta capacidad abrasiva que tienen las pulpas, se recomienda también que las tuberías de acero tengan revestimiento polimérico, específicamente caucho.

Para asegurar una correcta descarga en la presa, se requiere que al final del sistema de tuberías, justo antes de ingresar al sistema de descarga a la presa, la pulpa tenga 55 psi de presión manométrica.

4.4.4. Caracterización de la Pulpa:

Como primera característica se sabe que se trata de relave minero de concentrados de oro y plata.

Luego, para determinar las demás características se recurre al capítulo 3, donde se muestra las características físicas y reológicas del relave más detallados. A modo de resumen se muestran los resultados de dicho capítulo en la tabla 4.7.

Tabla 4.7: Caracterización del Relave

| Características Físicas del Relave | |
|--|--------|
| Concentración en Peso | 52.5 % |
| Concentración en Volumen | 29 % |
| Densidad específica de los Sólidos | 2.71 |
| Densidad específica de la Pulpa | 1.50 |
| Densidad específica de la Líquido | 1.00 |
| Granulometría del Relave | |
| Diámetro de Partícula D_{50} (μm) | 27 |
| Diámetro de Partícula D_{80} (μm) | 50 |
| Tipo de Flujo | |
| Homogéneo | |
| Reología | |
| Plástico Bingham | |
| Esfuerzo de fluencia τ_o (Pa) | 3.8516 |
| Constante de rigidez η (Pa.s) | 0.0749 |

4.4.5. Metodología de Cálculo de Presión de Operación:

Para determinar la presión de operación a la que se transporta el fluido, será necesario evaluar varios puntos de la línea, pues cada uno de ellos tendrá diferente presión de operación, lo que genera un gradiente de presiones o gradiente hidráulica. Realizando el equilibrio de energía entre el punto de inicio del sistema (1) y un punto de análisis arbitrario (x), se demuestra que mientras más abajo se encuentre el punto de análisis, tendrá mayor presión de operación,

a pesar de las pérdidas de presión que ocasiona el transporte de pulpa. En la figura 4.5 se muestra el esquema técnico para para realizar el equilibrio de energía.

Entonces, utilizando el principio de Bernoulli de la ecuación 1.21 e incluyendo las pérdidas ocasionadas por la pulpa, se tendría el siguiente análisis:

Considerando que el punto 1, se tiene una presión remanente por la columna de pulpa que hay en sistema de recepción.

$$p_1 = \rho \times g \times H_r + P_{atm}$$

Luego, para la línea de corriente 1 – x, sabiendo que se tiene un mismo diámetro y un caudal, los dos puntos tienen la misma velocidad media.

$$\frac{p_1}{\rho g} + \frac{v_1^2}{2g} + Z_1 = \frac{p_x}{\rho g} + \frac{v_x^2}{2g} + Z_x + H_m$$

$$\frac{p_1}{\rho g} + Z_1 = \frac{p_x}{\rho g} + Z_2 + H_m$$

$$\frac{p_x}{\rho g} = \left(\frac{p_1}{\rho g} + Z_1 \right) - (Z_2 + H_m)$$

$$\frac{p_x}{\rho g} = (Z_1 - Z_2 - H_m) + \frac{p_1}{\rho g}$$

Reemplazando el valor de la presión en 1 (p_1):

$$\frac{p_x}{\rho g} = (Z_1 - Z_2 - H_m) + \left(H_r + \frac{p_{atm}}{\rho g} \right)$$

$$p_x = (Z_1 - Z_2 - H_m + H_r). \rho g + p_{atm}$$

Por tanto la presión de operación manométrica en un punto x se calcula según la ecuación 4.1:

$$p_x = (Z_1 - Z_2 - H_m + H_r). \rho g \quad (\text{Ec.4.1})$$

Analizando la presión de operación en cada tramo de la ruta, se genera el gradiente hidráulico de presiones.

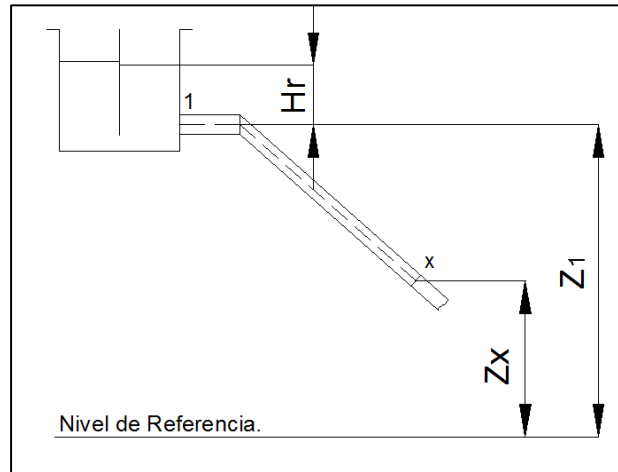


Fig. 4.5: Esquema para cálculo de Presión de Operación.

4.4.6. Determinación de la Presión de Arranque de un fluido Bingham:

Se determinará la presión de arranque necesaria para superar el esfuerzo inicial en cada tramo, es decir, la presión mínima con la cual el fluido está en capacidad de moverse la longitud de un tramo.

Lo que se pretende al determinar la presión de arranque en cada tramo, es compararla con la presión disponible al inicio del tramo. Si la presión disponible supera a la de arranque, significa que el fluido es capaz de trasladarse por ese tramo, en caso no la supere, se deberá incrementar el diámetro, a fin de reducir la presión de arranque. A manera de ilustrar lo mencionado, se tiene la figura 4.6.

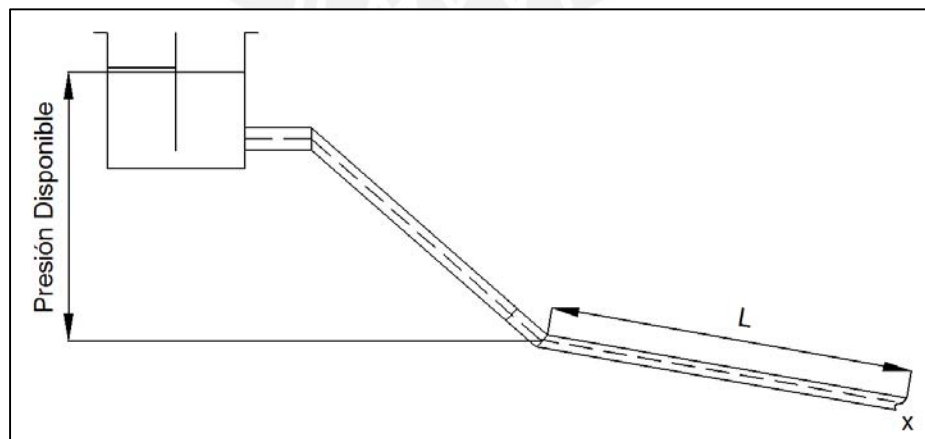


Fig. 4.6: Esquema para Cálculo de Presión de arranque.

$$P_{Disponible} \geq \left(P_{arr} = \frac{4 \tau_o L}{D} \right)$$

4.4.7. Selección de Modelos para Velocidad Crítica y Caída de Presión:

El fluido ha sido caracterizado como homogéneo, según el tamaño de las partículas ($d_{50} = 27 \mu\text{m}$). Es decir, podría comportarse como un fluido no sedimentario; sin embargo, el análisis granulométrico muestra que el diámetro de las partículas puede llegar hasta los $200 \mu\text{m}$. Lo cual, sugiere que es importante analizar la velocidad crítica deposición.

Como se ha visto en el primer capítulo, existe una gran variedad de modelos que estudian el fenómeno de la deposición de partículas en medio líquido. Esto debido a que no existe una teoría firme e independiente de parámetros experimentales que genere un único modelo, válido para cualquier caso. Sin embargo, para efectos de diseño hidráulico se debe elegir un modelo que otorgue mayor confianza, es decir, se aproxime más a datos experimentales o considere en su análisis parámetros importantes que otros modelos no han considerado.

En este trabajo no se ha realizado ningún tipo de experimentación, sin embargo, se considera que el modelo que ofrece mayor seguridad es el de Oroskar y Turian de 1980. Este modelo incluye un análisis importante respecto al coeficiente de arrastre y el efecto de la interacción entre partículas. Esto lo hace superior a los demás modelos planteados en el capítulo 1.

En el anexo 6 se muestra un análisis de todos los modelos, en función a sus parámetros más importantes, y se ve claramente que el modelo de Oroskar y Turian responde de manera diferente a la concentración volumétrica, esto porque considera el efecto de la interacción de las partículas, mediante el factor de interrupción (n), cosa que para los otros modelos es inexistente. En la figura A3.1, se ve que el punto donde la velocidad crítica de deposición se hace máxima para los demás modelos, sucede casi a la misma concentración en volumen, aproximadamente 30%, para el modelo de Oroskar y Turian el punto máximo para dicha velocidad es dependiente del factor de interrupción, es decir, de la interacción de la partículas según la ecuación 4.2.

$$C_{V(V_D \text{máx})} = \frac{1}{2n} \quad (\text{Ec.4.2})$$

Donde:

n = Factor de interrupción. (Ecuación 1.55)

Respecto a las pérdidas de presión, estas deben ser calculadas considerando el comportamiento viscoso de la pulpa, es decir, como un fluido no newtoniano tipo Bingham, según se ha demostrado en el análisis reológico del capítulo 3.

Entonces, para el cálculo de pérdida de presión, se utilizará el modelo de Darby, visto también en el capítulo 1.

4.4.8. Metodología de Cálculo para la Velocidad Crítica de Deposición:

Según lo mencionado en el punto anterior, el modelo seleccionado es el de Turian y Oroskar de 1980. A continuación, en la figura 4.7 el flujo de cálculo para su determinación.

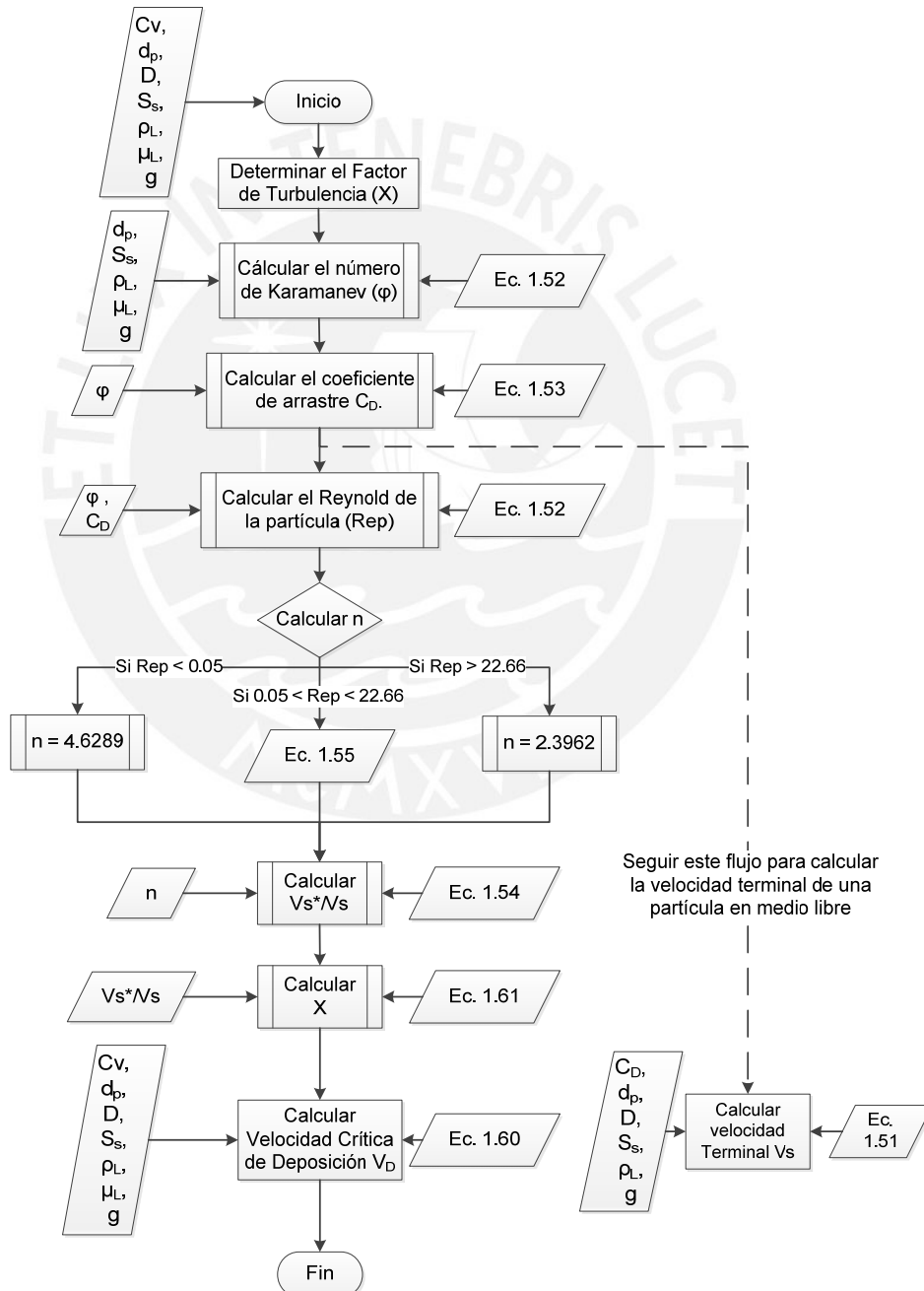


Fig. 4.7: Flujo de cálculo de la Velocidad Crítica de Deposición. (Elaboración Propia)

4.4.9. Metodología de Cálculo para la Pérdida de Presión:

Según se ha visto anteriormente, se va a utilizar el modelo de Darby para determinar la pérdida de presión, según el siguiente flujo en la figura 4.8.

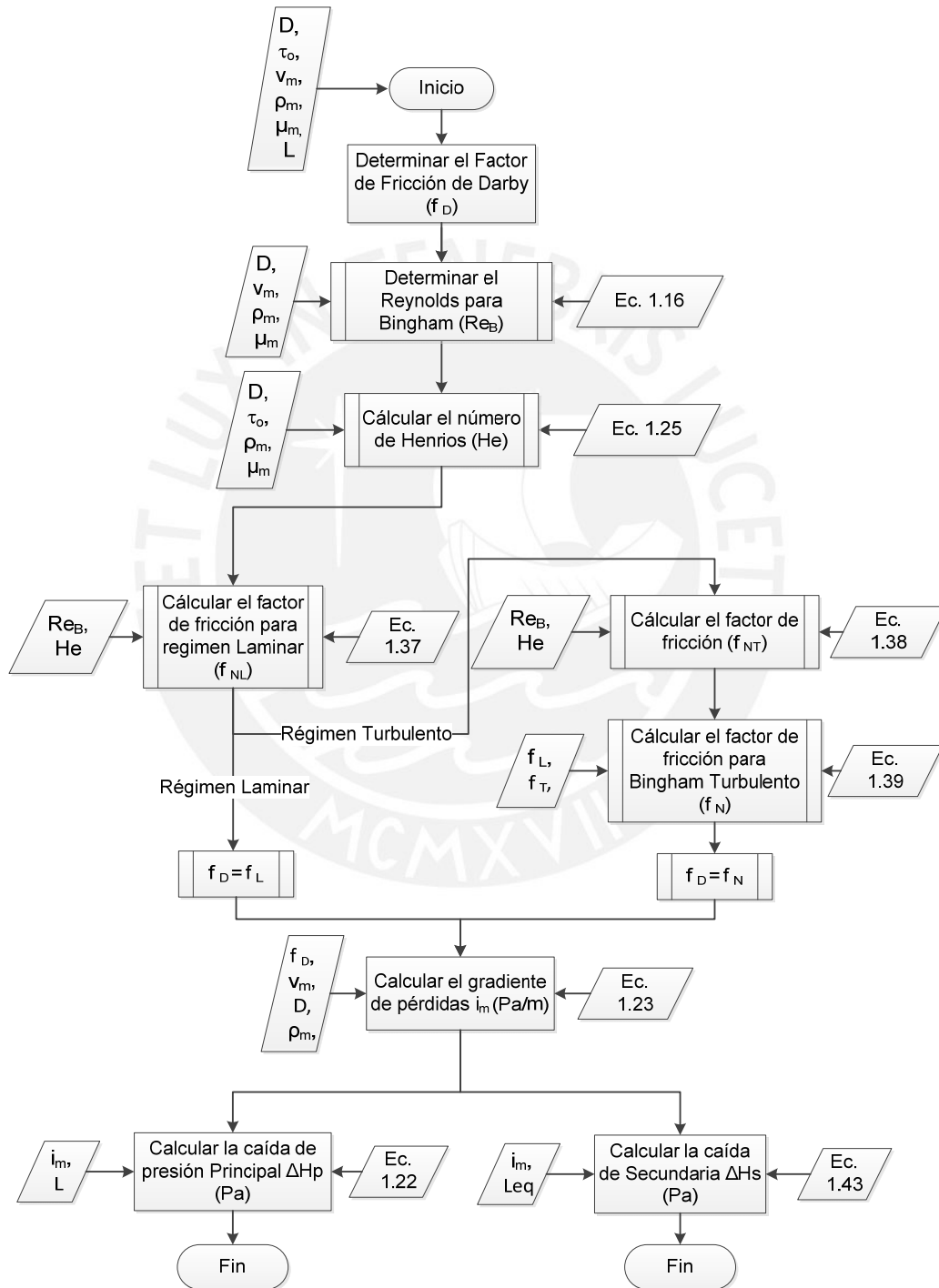


Fig. 4.8: Flujo de cálculo para la Caída de Presión en un fluido Bingham. (Elaboración Propia)

4.4.10. Cálculo Hidráulico Preliminar:

Tal como lo muestra la figura 4.9, el cálculo preliminar sirve para aproximar el diámetro de la tubería y el gradiente de presión interna en toda la línea.

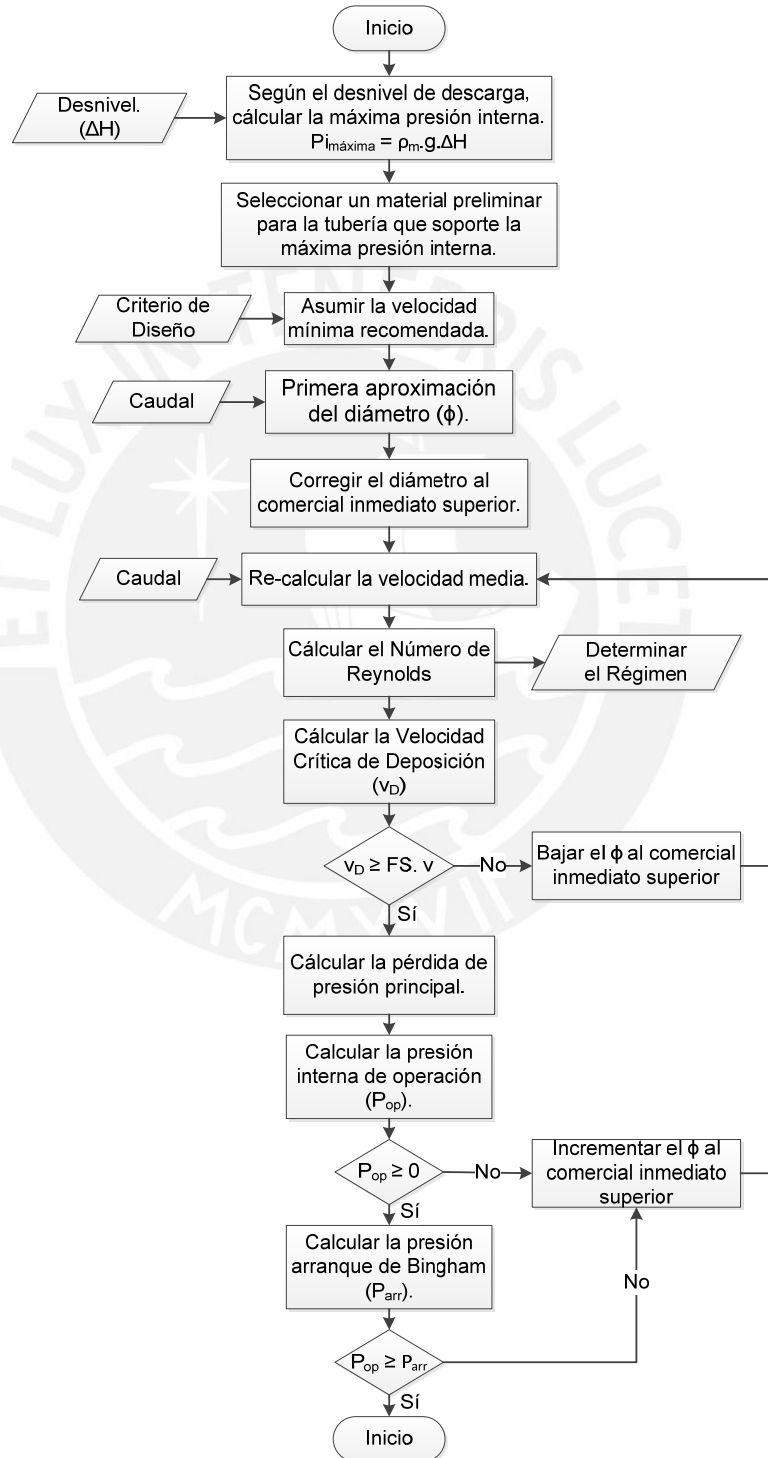


Fig. 4.9: Cálculo Hidráulico preliminar. (Elaboración propia)

Siguiendo la metodología propuesta, el primer paso es determinar un material preliminar a grandes rasgos, que soporte la máxima presión de operación de la línea. Con este material de referencia, será posible determinar los diámetros comerciales disponibles y la rugosidad de la tubería, que son indispensables para los siguientes pasos.

La máxima presión interna, se producirá en el punto más bajo de la línea, pues es donde se tiene mayor columna de pulpa.

$$P_{i_{max}} = \rho_m \times g \times \Delta H = 1500 \text{ kg/m}^3 \times 9.81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 226.19 \text{ m} = 3.32 \text{ MPa}g$$

Con esta presión es posible utilizar una tubería de acero al carbono, de Schedule estándar (Sch. 40).

Continuando con la metodología, según el criterio de diseño del proyecto, se recomienda que la velocidad para el transporte de relaves deba estar en un rango de 2 a 4 m/s. El límite inferior de 2 m/s otorga cierta seguridad de que las partículas no se depositen y el límite superior de 4 m/s es para no incurrir en desgastes prematuros por abrasión en la tubería.

Entonces, asumiendo que la velocidad media es 2 m/s, con un caudal de 202 m³/h, la primera aproximación de la sección de paso de la pulpa sería la siguiente, según la ecuación 1.19.

$$A = \frac{\dot{V}}{v} = \frac{202 \text{ m}^3/\text{h}}{2 \text{ m/s}} = \frac{0.0561 \text{ m}^3/\text{s}}{2 \text{ m/s}} = 0.0280 \text{ m}^2$$

Para esta sección, el diámetro interior aproximado quedaría:

$$D = \sqrt{\frac{4 \times A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 0.0280 \text{ m}^2}{\pi}} = 0.189 \text{ m} = 7.44 \text{ in}$$

Para permanecer dentro del rango de velocidades recomendado, se aproxima este valor al diámetro comercial inmediato inferior. Así se tendría un diámetro preliminar de 6 in (152.4 mm).

De la tabla de propiedades de tuberías comerciales, en el anexo 3, se extraen los siguientes valores:

- Diámetro nominal: 6 in (152.4 mm).
- Schedule: 40 (Std)
- Diámetro interior: 6.065 in (154.05).

Tal como lo especifica el criterio de diseño, se considerará el revestimiento de caucho como parte del espesor efectivo de la tubería.

- Revestimiento de caucho: 6 mm.
- Diámetro interior efectivo: $(D_i - 2 \times \text{Revestimiento}) = 142.05 \text{ mm}$

Con este diámetro interior modificado, se procede a actualizar la velocidad media:

$$v = \frac{\dot{V}}{A} = \frac{\dot{V}}{\frac{\pi \times D^2}{4}} = \frac{0.0561 \text{ m}^3/\text{s}}{\frac{\pi \times (0.14205)^2}{4}} = 3.54 \text{ m/s}$$

Para identificar el régimen del flujo se calcula el número de Reynolds, según la ecuación 1.16:

$$Re = \frac{\rho \times V \times D}{\mu} = \frac{1500 \times 3.54 \times (0.14205)}{0.0749} = 10070$$

Entonces, se puede decir que la pulpa viaja en régimen turbulento.

El siguiente paso corresponde a determinar la velocidad crítica de deposición, cuyo cálculo se realiza mediante el flujo de la figura 4.7 y para este caso resulta 0.95 m/s. De esta manera el factor de seguridad por deposición ($v/v_d = 3.69$) supera ampliamente lo recomendado (1.1 – 1.5).

El cálculo de pérdida de presión, según el flujo de la figura 4.8, sin considerar ningún accesorio, da como resultado una caída de 1121.75 kPa o 76.47 m.c.p. (metros de columna de pulpa).

También como resultado del cálculo preliminar se ha generado el perfil de gradiente hidráulica en la figura 4.10. Ahí se puede observar que al tratarse de un sistema gravimétrico, la presión de operación va incrementándose, por efecto de la gravedad, a lo largo de la línea.

En la tabla 4.8, se muestran los resultados de aplicar el cálculo anterior en el presente diseño.

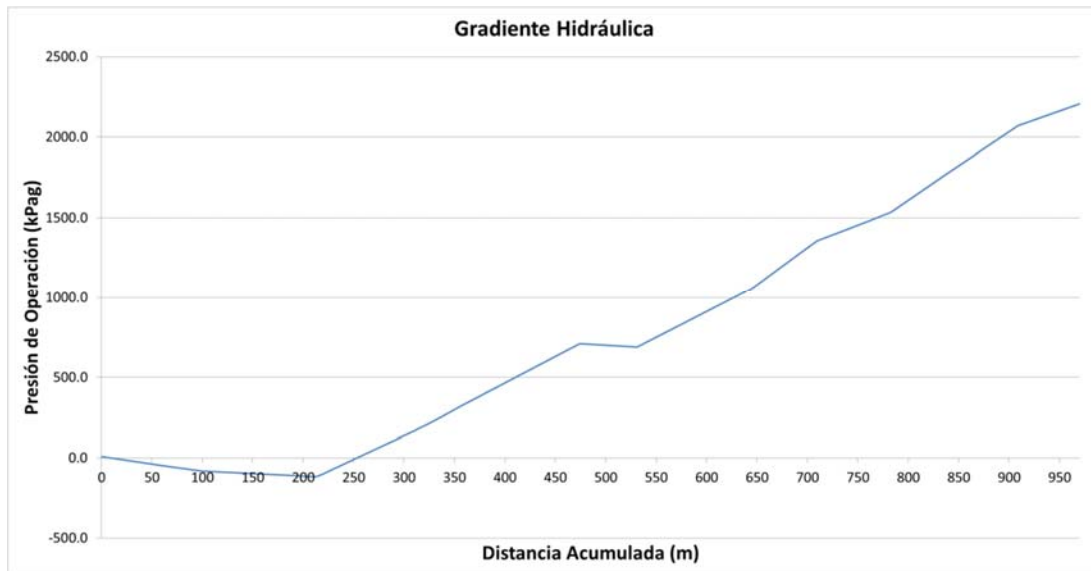


Fig. 4.10: Presión de Operación preliminar a lo largo de la línea.

Tabla 4.8: Resultados del Cálculo Preliminar.

| Resultados del Cálculo Preliminar | | | |
|-------------------------------------|-------------------|----------------|---------|
| Presión interna máxima | MPag | $P_{i_{max}}$ | 3.32 |
| | Psig | | 482.7 |
| Material Preliminar | Acero al carbono | | |
| Velocidad media asumida | m/s | v | 2 |
| Caudal | m ³ /h | \dot{V} | 202 |
| Diámetro aproximado | mm | ϕ_{aprox} | 189 |
| | in | | 7.44 |
| Diámetro Comercial | in | ϕ | 6 |
| Espesor estándar (Sch.40) | in | e | 0.280 |
| Espesor del revestimiento | mm | e_r | 6 |
| Diámetro interior efectivo | mm | D_i | 142.05 |
| Velocidad media | m/s | v | 3.54 |
| Velocidad Crítica de Deposición | m/s | v_D | 0.95 |
| Pérdida de presión principal | kPag | ΔH_p | 1121.75 |
| Presión operación máxima preliminar | kPag | $P_{O_{max}}$ | 2205.82 |

En esta la figura 4.10 se puede observar que al inicio de la ruta se tiene un tramo donde la presión de operación se encuentra por debajo de cero, lo cual significa que la caída de presión ha sido superior a la columna de pulpa disponible. Para reducir esta caída de presión es conveniente incrementar el diámetro de la tubería a 8 in en ese tramo, con un diámetro interior de 190.71 mm, incluyendo el revestimiento polimérico de 6 mm.

Con este diámetro interior y el caudal de 202 m³/h, se tendría una velocidad de 1.96 m/s, que es menor de lo recomendado (2 – 4 m/s). Sin embargo, al calcular la velocidad crítica de deposición, resulta 1.14, es decir se tendría un factor de seguridad a la deposición de 1.7, superior a lo recomendado (1.2 – 1.5). Por tanto, sí es posible incrementar el diámetro sin riesgo de deposición.

Así, la línea ha quedado dividida en dos tramos; el primero, con 190 m de longitud y 8 in de diámetro nominal, y el segundo con 780 m y 6 in de diámetro. Estos dos tramos generarán condiciones hidráulicas diferentes, que se muestran en la tabla 4.9.

Tabla 4.9: Resultados del Cálculo Preliminar en los dos tramos.

| Tramo | \dot{V} (m ³ /h) | Φ (in) | D_i (mm) | e (mm) | v (m/s) | Re | V_D (m/s) | F.S. _{Dep} |
|-----------|----------------------------------|----------------|---------------|-------------|--------------|-------|----------------|---------------------|
| 0 - 190 | 202 | 8 | 190.71 | 14.17 | 1.96 | 7479 | 1.14 | 1.71 |
| 190 - 970 | 202 | 6 | 142.05 | 13.11 | 3.54 | 10000 | 0.95 | 3.69 |

Entonces, realizando el cálculo de la presión de operación, incluyendo, solamente, la pérdida de presión principal, se genera el gradiente hidráulico de figura 4.11. La nueva caída de presión en toda la línea resulta 964 kPag y la máxima presión de operación sería 2373 kPag.

Por último, se verificará si la presión de operación es mayor a la necesaria para vencer el esfuerzo de corte inicial del fluido Bingham, es decir si es mayor a la presión de arranque. Para esto se ha calculado la presión necesaria para mover el fluido en cada tramo, según lo visto en el punto 4.4.6, y se la ha comparado con la presión disponible.

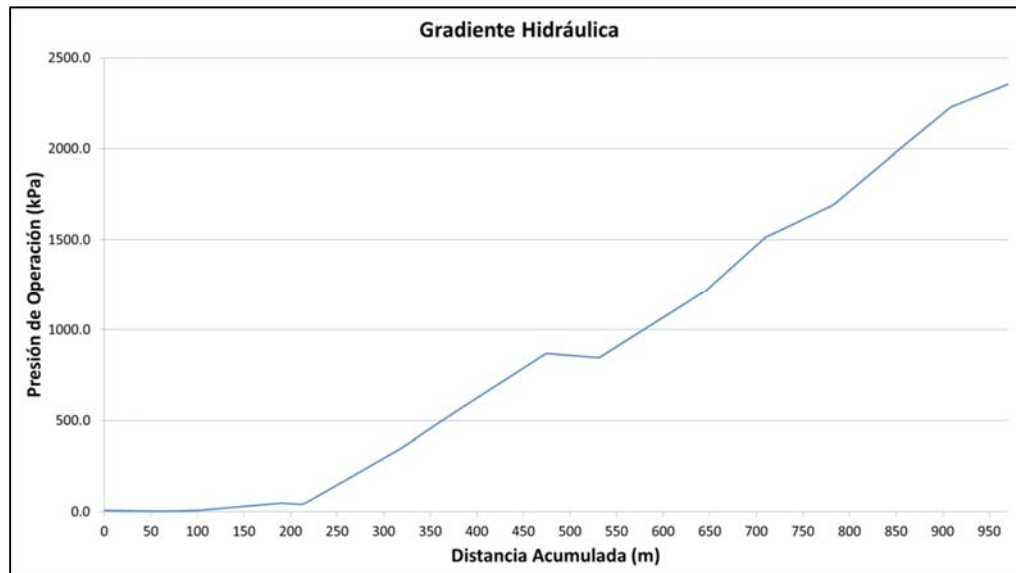


Fig. 4.11: Gradiente Hidráulica corregida.

4.4.11. Selección del Material de la tubería:

Según lo visto en el capítulo 2, la selección del material está ligada con la clase de fluido a transportar, el servicio y la presión interna que debe soportar. Entonces, conociendo que se trata de un relave minero y considerando el requerimiento de material de tubería: las tuberías serán de acero al carbono con revestimiento interno de caucho en toda la línea.

Para el caso de tuberías de acero, según la norma de diseño ASME B31.11, el material se selecciona de la tabla 1102.3.1 de dicho documento, de acuerdo al esfuerzo admisible necesario a solicitud de la presión interna que produce el fluido. Con esto se obtiene la norma y el grado del material.

Sin embargo, el criterio de diseño del proyecto Inmaculada, cuenta con especificaciones técnicas para las tuberías (*Piping Line Class Specification*), donde se limitan ciertos materiales para determinados servicios, modificando la presión admisible real de los materiales.

Con dichas especificaciones se debe seleccionar los materiales para toda la ruta, considerando el servicio (Pulpa de grano fino) y la presión de operación, según la gradiente de presión preliminar de la figura 4.10. El gradiente muestra que la presión de operación de la pulpa puede llegar hasta 2205 kPag; sin embargo, para este servicio, el *Piping Line Class* dispone de tuberías de acero con un máximo 2068 kPag de presión interna admisible, es decir, menor de lo que se solicita.

A pesar de la recomendación, se selecciona la tubería para ese servicio, lo cual no significa que la tubería pueda fallar, pues la resistencia mecánica real del material es mucho mayor a la que sugiere el criterio de diseño. En la tabla 4.10. se muestra el material seleccionado y debajo el cálculo de la presión interna real que puede soportar dicho material.

Tabla 4.10: Material seleccionado.

| Line Class | Servicio | Norma del Material | Schedule | Presión de Diseño (kPag) | Material de contacto | Rugosidad absoluta (mm) |
|------------|----------------------|--------------------|----------|--------------------------|----------------------|-------------------------|
| T1A | Pulpa de grano fino. | API 5L - GRADO B | 40 | 2068 | Caucho | 0.005 |

Este material, API 5L – Grado B, se encuentra en la norma de diseño ASME 31.11, en la tabla que se muestra en el anexo 2 y sus propiedades son las de la tabla 4.11.

Tabla 4.11: Propiedades del Material. (ASME, 2002)

| Norma del Material | Esfuerzo mínimo de fluencia (MPa) | Esfuerzo Admisible (MPa) |
|--------------------|-----------------------------------|--------------------------|
| API 5L - GRADO B | 241 | 193 |

Conociendo la resistencia mecánica del material y las dimensiones de la tubería (diámetro exterior y espesor), se calcula la presión interna máxima admisible que el material puede soportar realmente. Utilizando la ecuación 2.4, se tiene:

$$p_i = \frac{2 \times e \times S}{D_o}$$

$$p_i = \frac{2 \times 0.28 \text{ mm} \times 193 \text{ MPa}}{168.27 \text{ mm}} = 24.9 \text{ MPa}$$

De este cálculo se concluye que la tubería seleccionada, realmente, puede soportar hasta 24.9 MPag; sin embargo, por el servicio que realiza, transportar pulpas, la presión admisible recomendada disminuye hasta 2068 KPag. Con esto, se tiene libertad de seleccionar dicha tubería. Sin embargo, luego se verá, que con el efecto que produce la estación de choque, la presión interna va a disminuir considerablemente.

La longitud comercial para tuberías de rutas largas es hasta de 30 pies o 9 m.

4.4.12. Estación de Choque:

Tal como se ha mencionado en el capítulo 2, la estación de choque va a disipar la presión adquirida en la descarga para obtener un nivel de presión deseada al final del sistema. En este caso, se solicita que la presión manométrica al final del sistema de tuberías (ingreso al sistema de descarga a la presa) sea de 55 psi (379.3 kPag), suficiente para llegar hasta la presa y realizar una descarga con una presión adecuada.

De acuerdo al gradiente de presión de la figura 4.11, generado en el cálculo preliminar, la máxima presión al final de la línea es de 2373 kPag (341 PSig). Lo que este trabajo pretende es hallar un coeficiente de pérdidas (K_{E-Ch}) que represente a la estación de choque y sirva como base para el diseño de la misma. Este valor de K_{E-Ch} se determina de la siguiente manera:

$$\Delta p_{E.Ch} = \frac{K_{E-Ch} \times v^2 \times \rho_m}{2} = p_{final} - p_{descarga\ requerida}$$

$$\frac{K_{E-Ch} \times (3.54\ m/s)^2 \times 1500\ kg/m^3}{2} = 2373\ kPa - 379.3\ kPa$$

$$K_{E-Ch} = 212.14$$

Este valor de K_{E-Ch} es aún preliminar, pues luego se actualizará con los resultados del cálculo hidráulico final y con la opinión del diseñador de dicha estación, quien confirmará si es posible diseñar una estación de choque con un K_{E-Ch} de esta magnitud. Por el momento, el gradiente de presiones quedaría como en la figura 4.12 con una presión máxima de 1943.65 kPag (281.83 PSig).

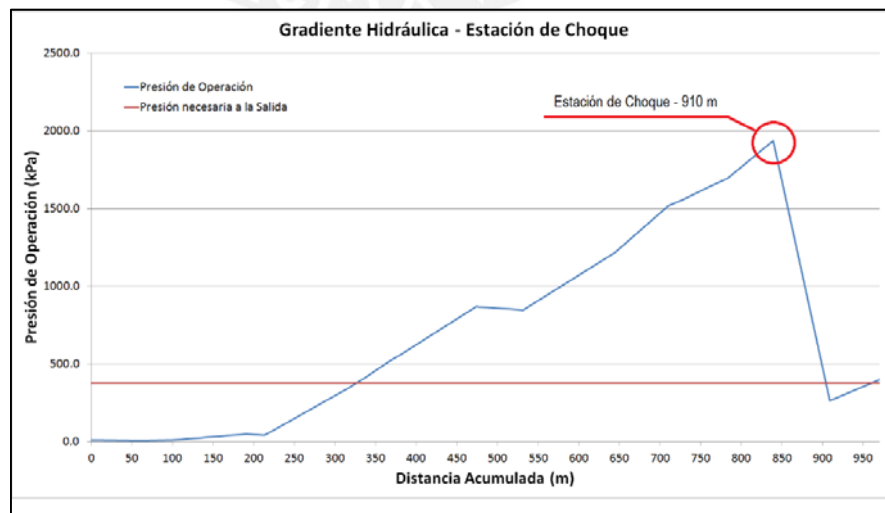


Fig. 4.12: Gradiente con la Estación de Choque.

4.4.13. Selección de Accesorios:

Los accesorios que se va a disponer en la línea, según la necesidad son básicamente, uniones, codos mitrados y válvulas. Para calcular las pérdidas de presión generadas por estos accesorios, se utilizará el método de la longitud equivalente, pero determinada con el coeficiente de pérdidas, cuyos valores se encuentran en el anexo 4.

A. Tipo de Unión:

Dada la máxima presión de trabajo (280.94 PSI) y el material de tubería, acero, quedarían dos alternativas de unión mecánica: bridas o acoplamientos ranurados Victaulic.

El uso de bridas implica colocar cordones de soldadura y al usar acoplamientos ranurados, es necesario maquinarse ranuras en los extremos de las tuberías. Sin embargo, la ventaja de utilizar acoplamientos ranurados es que otorgan flexibilidad en el acople, lo cual es importante porque la tubería se encuentra bajo efectos térmicos de dilatación y contracción.

Por tanto, se determina que la unión entre tuberías más apropiada para el caso es la de tipo Acople ranurado Victaulic.

El acoplamiento ideal, según el catálogo de la marca Victaulic, sería el Acoplamiento Flexible Estándar – Estilo 77 (ver Fig. 4.13) con las siguientes especificaciones:

- Carcasa de hierro dúctil ASTM A-53.6.
- Sellos de Nitrilo clase “T” para servicio de minería.
- Pernos y tuercas de acero al carbón.
- Pernos y tuercas N° 2 – Tamaño $\frac{3}{4} \times 4 \frac{1}{4}$ in.
- Pernos y tuercas N° 2 – Tamaño $\frac{7}{8} \times 5$ in.
- Presión máxima para 6 in: 1000 PSI
- Presión máxima para 8 in: 800 PSI
- Separación máxima permitida entre extremos de tubería: 3.2 mm



Fig. 4.13: Acoplamiento Flexible Estándar – Estilo 77.

Estos acoplamientos serán colocados cada 9 m (Longitud comercial de tubos largos).

B. Codos de Inglete:

Dadas las pendientes que tiene la línea, los codos no podrán ser comerciales, por tanto se recurrirá a la técnica de inglete (*mitered*), que se acomoda mejor a cambios de dirección no convencionales. En la línea se colocarán codos de inglete para todos los cambios de dirección; en la tabla 4.12 se muestran las ubicaciones de los mismos, con sus respectivos ángulos de quiebre (α).

Tabla 4.12: Ubicación de codos y ángulo requerido.

| Distancia del Sistema de Recepción (m) | Ángulo de quiebre del codo |
|--|----------------------------|
| 63 | 100° |
| 191 | 150° |
| 218 | 146° |
| 324 | 160° |
| 382 | 161° |
| 532 | 133° |
| 711 | 152° |
| 728 | 146° |
| 839 | 133° |

C. Válvulas:

Las válvulas se han colocado en zonas donde es necesario aperturar o clausurar el ingreso o salida de la pulpa del sistema de tuberías. Se ha colocado una válvula tipo cuchilla al inicio de la línea (salida del sistema de recepción) y otra del mismo tipo a la salida de la línea (inicio del sistema de descarga). Como ya se sabe, antes de llegar al sistema de descarga se tiene la estación de choque, la cual incluye sus propias válvulas y se están considerando dentro del paquete de la estación (K_{E-Ch}).

4.4.14. Cálculo Hidráulico Final:

Partiendo de los resultados del cálculo preliminar, incluyendo las correcciones y el efecto que produce la estación de choque, se procede con el cálculo hidráulico final, según el flujo de la figura 4.14 y mostrados al detalle en el anexo 7. Este cálculo permite obtener los parámetros de operación del sistema que se muestran en la tabla 4.13.

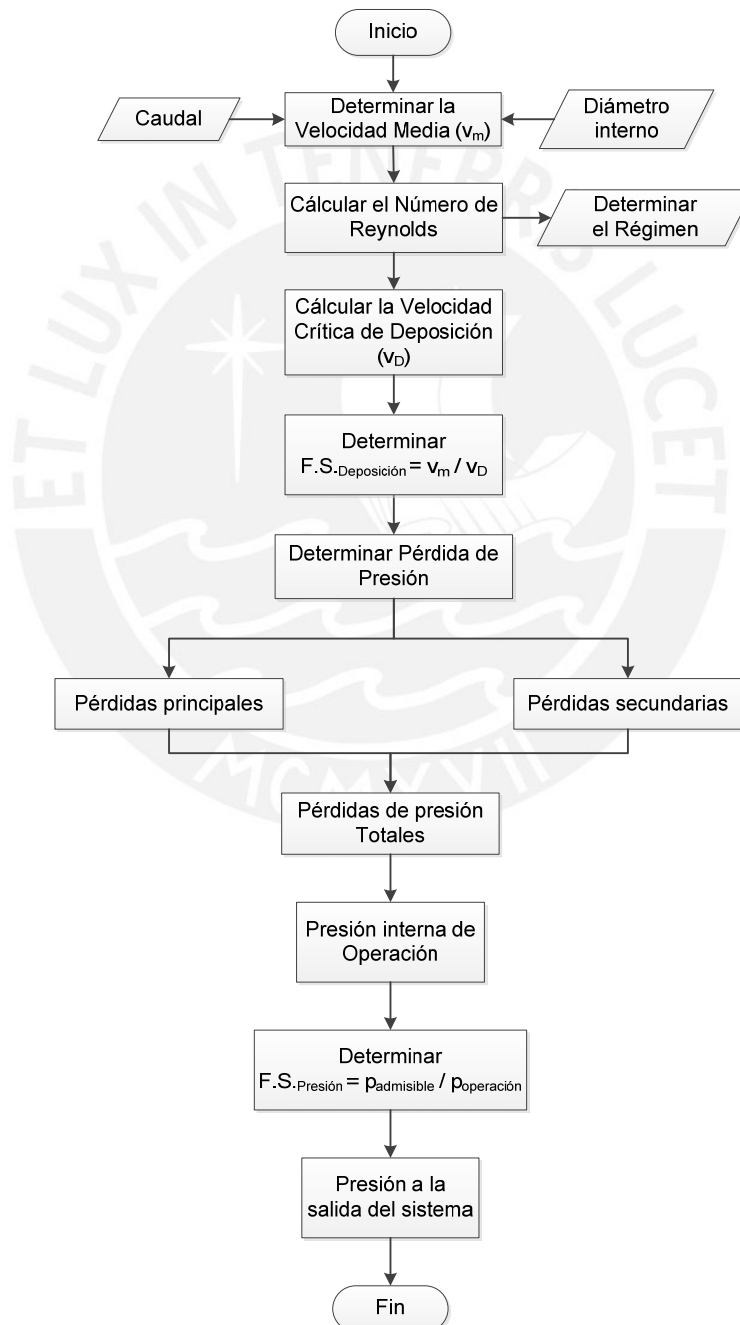


Fig. 4.14: Cálculo Hidráulico Final. (Elaboración Propia)

Como resultado del cálculo también se ha generado el gradiente hidráulico final en la figura 4.15. En este gradiente se muestra también que la presión de operación no supera en ningún momento a la presión admisible del material.

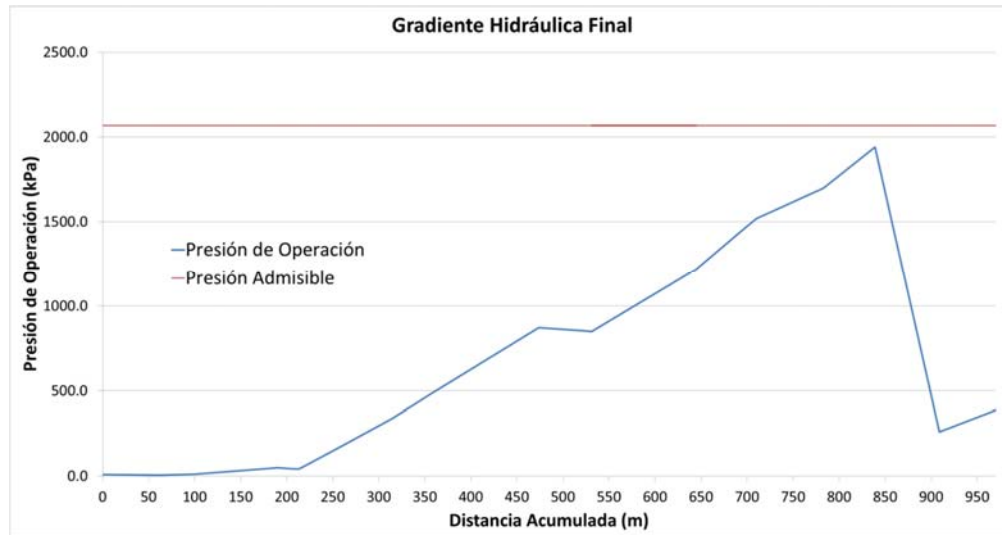


Fig. 4.15: Gradiente Hidráulico Final.

Tabla 4.13: Resultado Final.

| Resultados del Cálculo Final | | | | |
|---------------------------------------|-------------------|----------------------------|------------|-----------|
| Tramo | m | - | 0 - 190 | 190 - 970 |
| Caudal | m ³ /h | \dot{V} | 202 | |
| Diámetro nominal | in | ϕ | 8 | 6 |
| Schedule | Sch | - | 40 | 40 |
| Espesor de la tubería | mm | t | 8.17 | 7.11 |
| Revestimiento interior | mm | - | 6 | |
| Espesor Efectivo | | - | 14.17 | 13.11 |
| Diámetro interior | mm | Di | 190.71 | 142.05 |
| Velocidad media | m/s | v | 1.96 | 3.54 |
| Reynolds | - | Re | 7502 | 10072 |
| Régimen del flujo | - | - | Turbulento | |
| Velocidad Crítica de Deposición | m/s | v_D | 1.14 | 0.95 |
| Factor de seguridad por deposición | - | F.S. _{Deposición} | 1.71 | 3.69 |
| Gradiente de Pérdida de Presión | Pa/m | i_m | 317 | 1159 |
| Caída de Presión Principal | kPag | H_m | 964.65 | |
| Caída de Presión Secundaria | kPag | H_s | 12.02 | |
| Caída de Presión - Estación de Choque | kPag | H_{E-Ch} | 1993.14 | |
| Caída de Presión Total | kPag | H_{Total} | 2969.81 | |
| Presión interna máxima | kPag | $P_{I_{max}}$ | 1941.04 | |
| Factor de Seguridad de Presión mínimo | - | F.S. _{Presión} | 1.1 | |
| Presión de Descarga | kPag | $P_{Desc.}$ | 368.04 | |

Con estos resultados, se procede a verificar si cumplen con los todos requerimientos solicitados:

- El factor de seguridad por deposición es mayor a 1.15 en los dos tramos.
- El factor de seguridad para la presión interna de operación como mínimo es 1.1, justo antes de la estación de choque. Si bien es cierto, el requerimiento indica que este factor debe ser mayor que 1.2, se ha demostrado que la resistencia mecánica del material supera ampliamente el límite propuesto por el *Pipeline Class*.
- Por último, la presión de salida, hacia la descarga, es 368.04 (53 PSig), es decir, muy cercano a lo que se requería (55 PSig).

4.4.15. Cálculo de Fuerzas debidas al cambio de dirección de la pulpa:

A lo largo de la línea (Plano 2 y 3) se puede observar la presencia de codos que cambian la dirección del flujo. Según lo visto en el capítulo 1, este fenómeno produce una variación en la cantidad de movimiento, lo cual genera un desequilibrio de fuerzas. Entonces, es necesario colocar dispositivos que permitan reaccionar frente a las fuerzas del fluido y mantener al sistema en equilibrio.

Para el cálculo de las fuerzas de reacción, se seguirá la metodología para codos de inglete planteada en el primer capítulo.

En total, se tienen nueve cambios de dirección importantes, para todos estos se determinará las fuerzas de reacción. Los primeros seis, se observan en la vista de planta de la línea y van a tener reacciones en el plano (direcciones norte y este), mientras que los otros tres, se muestran en la vista de perfil y tienen reacciones horizontales y verticales.

Se desarrollará un ejemplo de cálculo para el primer codo en el Anexo 9 y luego se mostrará en la tabla 4.14 los diagramas de cuerpo libre de cada uno de los codos y sus respectivas reacciones.

Tabla 4.14: Cambios de dirección según la vista de perfil. (Elaboración propia)

| N° | Progresiva (m) | DCL | Reacciones (N) | | |
|----|----------------|-----|-------------------------|-------------------------|----------------|
| | | | Norte (R _x) | Oeste (R _y) | Resultante (R) |
| 1 | 63 | | -36.0 | 238.3 | 241.9 |
| 2 | 191 | | 248.7 | -493.2 | 552.4 |
| 3 | 218 | | -366.2 | 575.1 | 681.8 |
| 4 | 532 | | 4530.5 | -10002.9 | 10981.1 |

| | | | | | |
|---|-----|--|----------|---------|---------|
| 5 | 728 | | -4561.6 | 13959.1 | 14685.5 |
| 6 | 839 | | -20902.2 | 12842.3 | 24532.2 |

Tabla 4.15: Cambios de dirección según la vista de horizontal. (Elaboración propia)

| N° | Progresiva (m) | DCL | Reacciones (N) | | |
|----|----------------|-----|----------------|--------------|------------|
| | | | Horizontal (X) | Vertical (Y) | Resultante |
| 1 | 324 | | 353.9 | 2073.3 | 2103.3 |
| 2 | 382 | | -500.8 | -2944.2 | 2986.5 |
| 3 | 711 | | 1715.7 | 7364.1 | 7561.3 |

4.4.16. Cálculo del efecto térmico en las tuberías:

Considerando que las uniones entre tuberías son de tipo flexible, según lo visto el capítulo 2, el efecto térmico será una variación longitudinal. Esta variación se determina mediante, la ecuación 1.79.

$$\Delta L = L_o \times \alpha_t \times \Delta T \quad (\text{Ec. 1.79})$$

Donde:

ΔL = Deformación térmica.

L_o = Longitud inicial.

α_t = Coeficiente de expansión térmico.

ΔT = Variación de temperatura.

El gradiente de temperatura (ΔT) que se utilizará para realizar el cálculo, se ha obtenido de la estación meteorológica Pauza del Servicio Nacional de Meteorología e Hidrología del Perú (SENAMHI). Esta estación se encuentra aproximadamente a 20 km de la zona de instalación del sistema de tuberías.

Según el registro histórico de la estación, el mayor gradiente de temperatura registrado ocurrió en julio de 2010 (ver Anexo 10), siendo la temperatura mínima -6°C y la máxima 24.5°C . Entonces, para ubicar el cálculo en la situación más crítica, se asumirá que la instalación se ha realizado durante la máxima temperatura.

$$\Delta T = T_{max} - T_{min} = 24.5^\circ\text{C} - (-6^\circ\text{C}) = 30.5^\circ\text{C}$$

Con respecto a la longitud inicial, se tomará como referencia la máxima longitud existente entre acoplamientos. Está será, 9 m, pues la longitud comercial más grande en tuberías largas.

$$L_o = 9000 \text{ mm}$$

Por último, el coeficiente de expansión térmico, será el correspondiente al acero al carbono API 5L-B.

$$\alpha_t = 10.8 \times 10^{-6} \text{ } 1/^\circ\text{C}$$

Por tanto, la variación dimensional quedaría determinada reemplazando los datos anteriores en la ecuación 1.79:

$$\Delta L = L_o \times \alpha_t \times \Delta T = 9000 \text{ mm} \times 10.8 \times 10^{-6} \text{ } 1/^\circ\text{C} \times 30.5^\circ\text{C}$$

$$\Delta L = 2.96 \text{ mm}$$

Esta variación es menor a la máxima permisible por el acoplamiento (3.2 mm).

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS:

- (1) AUSENCO – MINERA SUYAMARCA S.A.C.
2012 *Criterio de Diseño del Proceso N° 5800-DC-201, Lima.*
- (2) AUSENCO – MINERA SUYAMARCA S.A.C.
2012 *Memorando Técnico del Sistema de transporte de relaves, Lima.*
- (3) SENAMHI
2014 Datos históricos de estaciones meteorológicas. Consulta: 15 de febrero de 2014.
URL: http://www.senamhi.gob.pe/main_mapa.php?t=dHi.
- (4) THE AMERICAN SOCIETY OF MECHANICAL ENGINEERS - ASME
2002 *ASME B31.11 - 2002. Slurry Transportation Piping Systems. New York, pp.*
- (5) VICTAULIC®
2008 Catálogo Cople Flexible estándar.



CONCLUSIONES

- El modelo conceptual del diseño corresponde a receptionar, acondicionar, transportar y evacuar el relave. En este sentido, la pulpa ha sido receptionada y acondicionada en el sistema de recepción, transportada mediante tuberías y evacuada al sistema de descarga de la presa de relaves a la presión requerida.
- El relave minero de esta planta ha sido caracterizado como una pulpa homogénea con partículas suspendidas de 27 micras en promedio.
- Respecto a la reología, se ha determinado que la pulpa tiene un comportamiento viscoso tipo Plástico Bingham con un esfuerzo de fluencia inicial de 3.8516 Pa y 0.0749 de viscosidad aparente.
- El transporte se ha realizado mediante un sistema de tuberías de acero al carbono, normalizado según la norma API, como API - 5L Grado B. Cada tubería mide comercialmente 9 m y se unen mediante Acoplamientos Ranurados Flexibles Estándar Victaulic® - estilo 77. Este acoplamiento flexible permiten absorber la dilatación longitudinal de 2.96 mm provocada en cada tubería.
- La abrasión provocada por el fluido, es soportada por el revestimiento interno de caucho que tienen tanto las tuberías, como los accesorios.
- La estimación de la velocidad crítica de deposición se ha realizado con el modelo de Oroskar y Turian, 1980. Se ha optado este modelo, pues a diferencia de los demás, este considera dentro de su análisis semiteórico, el efecto de la interacción entre las partículas. Lo cual lo aproxima mejor al fenómeno natural.
- Se ha estimado que la velocidad media de transporte en toda la línea es mayor a la velocidad crítica de deposición, en el primer tramo (0-190 m), la velocidad media representa 1.7 veces la velocidad crítica, mientras que en el segundo tramo (190 m - 970 m) la relación es de 3.7 veces.
- La caída de presión se ha determinado priorizando el comportamiento viscoso de la pulpa, es decir, con un modelo para fluidos tipo Bingham. Con esto la caída de presión, sin incluir la estación de choque, es aproximadamente 29 % de la presión otorgada por el desnivel.
- El transporte de 202 m³/h de relave minero se ha realizado mediante un sistema gravimétrico y a tubería llena, aprovechando un desnivel de 226 m entre el sistema de recepción y el sistema de descarga a la presa de relaves.
- Se ha propuesto una metodología para realizar el diseño de sistemas gravimétricos para el transporte de pulpas mineras.

RECOMENDACIONES

- Como la velocidad crítica de deposición y la caída de presión tienen una determinación semi – teórica, lo recomendable sería que se realicen pruebas de laboratorio sobre la pulpa a transportar. De esta manera, se podrían seleccionar modelos que se adecúe mejor a la data experimental o elaborar modelos propios, de velocidad crítica y caída de presión, para dicha pulpa.



BIBLIOGRAFÍA

ABULNAGA, Baha

[1] 2002 *Slurry Systems Handbook*, New York: McGraw-Hill.

ALS AMMTEC – Hochschild Mining.

[2] 2012 *Metallurgical Testwork N° A13587. Apendice XIX: Slurry Rheology Testwork. Resultados de Laboratorio*. Lima.

ASSUREIRA, Estela

[3] 1981 *Transporte hidráulico de partículas sólidas por tuberías*. Tesis de Bachiller. Lima: Pontificia Universidad Católica del Perú, Facultad de Ciencias e Ingeniería.

[4] 1985 *Diseño del Sistema de relleno hidráulico para una mina de 1500 T.M.D.* Tesis para optar el título de Ingeniero Mecánico. Lima: Pontificia Universidad Católica del Perú, Facultad de Ciencias e Ingeniería.

[5] 1989 *Curso de Actualización – Transporte de sólidos en tuberías*. PUCP.

[6] 2001 *Guía para clase de Mecánica de Fluidos*. PUCP- Sección Ingeniería Mecánica.

CERDA, Mario

[8] 2012 “*Slurry Conveying*”. Slideshare. Consulta 25 de febrero de 2013.
<<http://www.slideshare.net/mariocerda/slurry-conveying>>.

CRANE Co.

[9] 2010 *Flow of Fluids*, Technical Paper N° 410. Connecticut.

DAYLI, James y Donald, HARLEMAN

[10] 1975 *Dinámica de los fluidos*. México D.F.: Trillas

FUENTES, Ramón

[11] 2008 *Reología de suspensiones Sólido Líquido*. JRI Ingeniería.

FERNANDEZ, Pedro

[12] 2002 *Mecánica de Fluidos*. Santander: Universidad de Cantabria.

GAITÁN, Iván

[13] 2010 *Estimación de parámetros reológicos de pulpas minerales a diferentes concentraciones de sólidos*. Tesis de Maestría en Ciencias. Lima: Universidad Nacional de Ingeniería, Facultad de Ingeniería Civil.

GILLES, Randall

[14] 1993 *Pipeline Flow of Coarse Particles*. Tesis de PhD. Saskatoon: Universidad de Saskatchewan, Departamento de Ingeniería Química.

GIW INDUSTRIES INC.

[15] 1982 *Slurry Pipeline Design Manual*. Georgia.

INSTITUTO TECOLÓGICO SUPERIOR DE CALKINÍ

[17] 2010 *Mecánica de Fluidos II. Transporte de sólidos*. Estado de Campeche.

- JACOBS, B.E.A
[17]1991 *Design of Slurry Transport Systems*. New York: Elsevier Science Publishing CO.,INC.
- JULIK, L.J.
[18]2002 *Waste Feed Delivery Transfer System Analysis*. Washington: CH2MHILL Handford Group, Inc.
- KURMAR, Sandip
[19]2009 *Study on slurry flow modeling in pipeline*. Tesis de PhD. Durgapur: National Institute of Technology, Departamento de Ingeniería Química.
- MOTT, Robert
[20]1996 *Mecánica de Fluidos Aplicada*. México: Pearson, Cuarta edición.
- POLOSKI, AP et al
[21]2009 *Deposition Velocities of Non-Newtonian Slurries in Pipelines*. Washington. U. S. Department of Energy.
- SHEKARRIZ, A et al
[22]1997 *Cross-Site Transfer System at Hanford: Long-Term Strategy for Waste Acceptance*. Springfield: Pacific Northwest National Laboratory.
- SHERWOOD, David
[23]1991 *The Piping Guide*. San Francisco: Syntek Books Company, Inc.
- SMIT, Arnout
[24]2007 *Air Entrainment with Plunging Jets*. Delft University of Technology, Faculty of Civil engineering and Geosciences.
- TURIAN, R. M. y F. L, HSU
[25]1986 *Estimation of the Critical Velocity in Pipeline Flow of Slurries*. Chicago: Universidad de Illinois.
- VICTAULIC®
2008 *Catálogo General*.
2008 *Catálogo Cople Flexible estándar*.
- WASP, Edward J
[26]1978 *Solid-Liquid Flow Slurry Pipeline Transportation*. Primera Edición, San Francisco: Gulf Publishing Company.
- WEIR GROUP PLC. Slurry Division
[27]2002 *Slurry Pumping Manual*. Primera Edición, New York: Warman International LTD.

Normas:

- THE AMERICAN SOCIETY OF MECHANICAL ENGINEERS - ASME
2002 *ASME B31.11 - 2002. Slurry Transportation Piping Systems*. New York.
2009 *ASME B31.4 - 2009. Pipeline Transportation System for Liquid Hydrocarbons and other Liquids*. New York.
2009 *ASME B16.5 – 2009. Pipe Flanges and Flanges Fittings*. New York.