

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA

FACULTAD DE INGENIERIA GEOLOGICA, MINERA Y METALURGICA



**“ESTUDIO DE PRE-FACTIBILIDAD PARA LA
RECUPERACIÓN DE AGUA A PARTIR DE
RELAVES DE GRAN MINERIA DE COBRE MEDIANTE LA
TECNOLOGÍA DE RELAVES ESPESADOS”**

TESIS

**PARA OPTAR EL TITULO PROFESIONAL DE
INGENIERO METALURGISTA**

PRESENTADO POR

JUAN ALBERTO CABREJOS SALINAS

LIMA – PERU

2011

**“A Dios, mi familia, profesores, compañeros de trabajo y estudios, y
demás colaboradores quienes me apoyaron, orientaron, alentaron
y aconsejaron a la feliz culminación del presente estudio”**

RESUMEN

En cumplimiento con el reglamento de Grados Académicos de Bachiller y Título Profesional de la Universidad Nacional de Ingeniería, Facultad de Ingeniería Geológica, Minera y Metalúrgica, Escuela Profesional de Ingeniería Metalúrgica, presento a consideración de los señores Ingenieros miembros del Jurado la Tesis de Grado titulada: **“ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD PARA LA RECUPERACIÓN DE AGUA A PARTIR DE RELAVES DE GRAN MINERÍA DE COBRE MEDIANTE LA TECNOLOGÍA DE RELAVES ESPESADOS”**

Tesis de grado, con la cual una vez aprobada, pretendo obtener el Título Profesional de Ingeniero Metalurgista.

El tema de producción, manejo, transporte, disposición y caracterización reológica de relaves espesados, es un tema poco tratado en la currícula de nuestra especialidad, pero que resulta de vital importancia al optar por el espesamiento de relaves por encima de los niveles convencionales como solución tecnológica ante problemas tales como: escasa disponibilidad de agua para los procesos metalúrgicos en zonas áridas, de inestabilidad de presas por efectos de licuefacción de relaves, de reducidos volúmenes de almacenamiento disponibles en presas de relaves, y ante problemas ambientales por la generación de agua ácida, entre otros. Esta investigación se centra en plantear una solución al primer problema mencionado, y pretende aportar una solución a este vacío académico, otorgando así al ingeniero de procesos, pautas en las metodologías disponibles para la caracterización reológica, así como en el dimensionamiento y diseño de sistemas de espesamiento y transporte de pulpas espesadas.

Lima, Agosto del 2011

TABLA DE CONTENIDO

<u>SECCIÓN</u>	<u>PÁGINA</u>
ÍNDICE DE FIGURAS.....	VII
ÍNDICE DE TABLAS.....	X
INTRODUCCION.....	1
1.0 CONTEXTO DE LA PROBLEMÁTICA	3
1.1 Área en el que se inscribe la investigación	4
1.2 Nivel de investigación	4
1.3 Definición del problema.....	5
1.4 Objetivos de la investigación	6
1.4.1 Objetivo general	6
1.4.2 Objetivos específicos	7
1.5 Justificación del proyecto	8
1.5.1 Justificación técnica	8
1.5.2 Justificación económica	10
1.5.3 Justificación ambiental y social.....	12
1.6 Hipótesis	13
1.7 Alcances y limitaciones del estudio	13
1.7.1 Alcances	13
1.7.2 Exclusiones.....	14
2.0 HISTORIA DE LA TECNOLOGÍA DE PASTA Y RELAVES ESPESADOS.....	16
2.1 Disposición subterránea (Relleno en pasta)	18
2.2 Disposición superficial	19
2.3 Plantas en operación	19
2.3.1 Kid Creek	20

2.3.2	Lucky Friday	20
2.3.3	Bulyanhulu Gold.....	20
2.3.4	Agh Darreh.....	22
2.3.5	Coal Creek	22
2.3.6	Peak Mine	23
2.3.7	Goro Níckel	23
2.3.8	Caraiba Mineracao.....	24
2.3.9	San Bartolomé	24
2.4	Proyectos en Sudamérica	24
2.4.1	Proyecto de ampliación de la concentradora Toquepala / Southern Perú Copper (Perú)	25
2.4.2	Proyecto Toromocho / Chinalco (Perú)	25
2.4.3	El Brocal / Sociedad Minera El Brocal S.A.A. (Perú).....	26
2.4.4	Proyecto Conga / Minera Yanacocha S.R.L (Perú)	26
2.4.5	Proyecto Esperanza / Grupo Antofagasta Minerals (Chile)	27
3.0	MARCO TÉCNICO-TEÓRICO	28
3.1	Definiciones previas	28
3.2	Reología	29
3.3	Viscosidad	30
3.3.1	Tipos de viscosidad	31
3.4	Clasificación de fluidos.....	33
3.4.1	Fluidos Newtonianos	36
3.4.2	Fluidos No Newtonianos.....	38
3.4.3	Fluidos viscoelásticos	47
3.5	Resistencia a la fluencia	48
3.6	Metodología para pruebas reológicas	49

3.6.1	Determinación de viscosidad.....	49
3.6.2	Determinación de la resistencia a la fluencia.....	52
3.6.3	Asentamiento de cono ó Slump.....	55
3.6.4	Consideraciones para el diseño.....	58
3.7	Coloides. Coagulación y floculación.....	64
3.7.1	Estabilidad coloidal – Teoría DLVO.....	64
3.7.2	Desestabilización de suspensiones.....	73
3.8	Separación sólido-líquido.....	77
3.8.1	Sedimentación o espesamiento.....	77
3.8.2	Leyes de la sedimentación.....	77
3.9	Producción de relaves altamente densificados.....	78
3.9.1	Rangos de espesamiento.....	80
3.9.2	Tecnologías de espesamiento.....	82
3.9.3	Espesadores industriales.....	84
3.9.4	Evolución histórica de los espesadores.....	88
3.9.5	Consideraciones para el dimensionamiento de espesadores.....	90
3.9.6	Metodologías para el diseño de espesadores (Proceso Batch).....	92
3.9.7	Requerimiento de torque.....	103
3.9.8	Velocidad de la caja de engranajes.....	104
3.9.9	Motor eléctrico.....	104
3.9.10	Diseño de espesadores por simulación matemática e investigaciones actuales.....	104
3.9.11	Parámetros involucrados en una operación de espesamiento.....	106
3.10	Transporte hidráulico de sólidos.....	106
3.10.1	Velocidad crítica.....	107
3.10.2	Velocidad de flujo.....	110

3.10.3	Velocidad de transición	110
3.10.4	Altura dinámica total	112
3.10.5	Factor de corrección de altura dinámica total.....	112
3.10.6	Pérdidas por fricción en pulpas espesadas.....	113
3.10.7	Selección de tuberías. Espesor mínimo requerido	114
3.10.8	Bombeo.....	118
4.0	PRUEBAS DE LABORATORIO.....	120
4.1	Desarrollo de pruebas.....	121
4.1.1	Caracterización de relaves.....	121
4.1.2	Selección de floculante	122
4.1.3	Porcentaje de dilución y dosificación de floculante	125
4.1.4	Compactación	126
4.1.5	Área unitaria	127
4.1.6	Resistencia a la fluencia vs. porcentaje de sólidos	129
5.0	DIRECTRICES DEL DISEÑO.....	132
5.1	Espesamiento.....	133
5.2	Espesadores de Última Generación.....	133
5.2.1	Outotec.....	136
5.2.2	FLSmith	137
5.2.3	Delkor.....	138
5.2.4	Alternativas para el montaje de espesadores	139
5.3	Reología	143
5.4	Disponibilidad de agua fresca.....	143
6.0	ANÁLISIS HIDRÁULICO.....	144
6.1	Rango operativo.....	144
6.2	Velocidad crítica.....	145

6.3	Velocidad de transición.....	146
6.4	Tasas de abrasión y revestimiento en HDPE.....	147
6.5	Pérdida por fricción.....	148
7.0	CRITERIOS DE DISEÑO	149
7.1	Distribución de relaves	149
7.2	Espesadores de relaves.....	150
7.3	Sistema de emergencia.....	151
7.4	Floculación	151
7.5	Tanque de almacenamiento de relaves espesados	151
7.6	Bombeo de relaves espesados.....	152
7.7	Tanque de almacenamiento de agua de rebose	152
7.8	Bombeo de agua de rebose	152
	7.8.1 Bombas para dilución y recirculación	153
	7.8.2 Bombas de agua recuperada	153
8.0	INGENIERÍA DEL PROYECTO	154
8.1	Descripción del proceso.....	154
8.2	Filosofía de control	154
8.3	Diagrama de flujo de proceso y Balance de masa	156
8.4	Servicios	157
8.5	Arreglo general	157
8.6	Listado de equipos mecánicos	158
8.7	Estimado de costo de capital	158
8.8	Estimado de costo de operación	159
8.9	Distribución por períodos trimestrales del costo de capital.....	159
	CONCLUSIONES.....	160
	BIBLIOGRAFIA.....	162

NOMENCLATURA – LISTA DE SÍMBOLOS Y ABREVIATURAS.....	170
UNIDADES.....	175

LISTA DE ANEXOS

Anexo A	Criterios de diseño de proceso
Anexo B	Balance de masa.
Anexo C	Listado de equipos mecánicos.
Anexo D	Hoja técnica floculante Praestol 2530.
Anexo E	Determinación de área unitaria
Anexo F	Caracterización reológica de los relaves.
Anexo G	Análisis hidráulico.
Anexo H	Estimado del costo de capital y de operación.
Anexo I	Distribución por períodos trimestrales del costo de capital.

LISTA DE PLANOS

Plano 1	Diagrama de flujo de proceso y balance de masa (FS-01).
Plano 2	Arreglo general de la planta (AG-01).
Plano 3	Arreglo general de la planta (AG-02).

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. 1: Planta de pasta en Bulyanhulu. Tomado de Golder PasteTec (2005e: 4).....	21
Figura 1. 2: Avance laminar de pasta en Bulyanhulu. Tomado de Golder PasteTec (2005e: 4)	22
Figura 3. 1: Esquema de las fuerzas asociadas al fenómeno de viscosidad. Tomado de Haake (s/a: 4)	30
Figura 3. 2: Clasificación de fluidos según comportamiento reológico. Elaboración propia.	34
Figura 3. 3: Clasificación de fluidos con propiedades independientes del tiempo. Elaboración propia.	36
Figura 3. 4: Curva de fluidez y viscosidad de fluidos Newtonianos. Tomado de Haake (s/a: 12)	37
Figura 3. 5: Curva de fluidez y viscosidad para fluidos pseudoplásticos. Tomado de Itescam (2010: 16)	38
Figura 3. 6: Representación de la teoría del flujo de varillas rígidas suspendidas en el fluido. Tomado de Itescam (2010: 19)	39
Figura 3. 7: Representación de la teoría del flujo de moléculas filamentosas en un fluido. Tomado de Itescam (2010: 20)	40
Figura 3. 8: Curva de fluidez y viscosidad para un fluido dilatante. Tomado de Itescam (2010: 22)	41
Figura 3. 9: Curva de fluidez y viscosidad para un fluido plástico. Tomado de Itescam (2010: 24)	42
Figura 3. 10: Curvas de fluidez y de viscosidad de un fluido tixotrópico. Tomado de Itescam (2010: 27)	44
Figura 3. 11: Estructura tipo castillo de naipes en fluidos tixotrópicos. Tomado de Itescam (2010: 28)	45
Figura 3. 12: Estructura tipo armadura en fluidos tixotrópicos. Tomado de Itescam (2010: 28)	45
Figura 3. 13: Estructura de perlas encadenadas en fluidos tixotrópicos. Tomado de Itescam (2010: 28)	46

Figura 3. 14: Curva de fluidez y viscosidad de fluidos reopécticos. Tomado de Itescam (2010: 30)	47
Figura 3. 15: Metodologías para pruebas reológicas. Elaboración propia	49
Figura 3. 16: Ensayo de asentamiento de cono. Tomado de Construmatica (2010).....	56
Figura 3. 17: Asentamiento de cono según consistencia de material. Tomado de Australian Government (2007: 54).....	57
Figura 3. 18: Efecto sobre la resistencia a la fluencia al cambiar el contenido de arcillas minerales. Tomado de PSI CHILE (s/a: 5)	60
Figura 3. 19: Efecto de arcillas en reología de relaves de cobre. Elaboración propia. Adaptado de Golder (2007: 10-11)	61
Figura 3. 20: Interacción de fuerzas de atracción y repulsión en partículas cargadas negativamente. Elaboración propia, adaptado de Svarorvsky (2000:105)...	65
Figura 3. 21: Curva de “energía neta de interacción” según distancia del coloide. Tomado de Ravina (1993: 4).....	67
Figura 3. 22: Modelo de la doble capa eléctrica. Elaboración propia, adaptado de Ravina (1993: 2)	68
Figura 3. 23: Variación en la concentración de iones positivos y negativos respecto a la distancia del coloide. Elaboración propia, adaptado de Ravina (1993: 3)	68
Figura 3. 24: Figura 26: Variación en la densidad de carga respecto a la distancia del coloide. Elaboración propia, adaptado de Ravina (1993: 3).....	69
Figura 3. 25: Potencial respecto a la distancia del coloide. Elaboración propia, adaptado de Ravina (1993: 3).....	70
Figura 3. 26: Atracción tipo parche cargado. Elaboración propia, adaptado de Day (2002: 190)	74
Figura 3. 27: Atracción tipo puente. Elaboración propia, adaptado de Day (2002: 191)	75
Figura 3. 28: Diagrama simplificado de los rangos de espesamiento. Tomado Golder (2005a: 2)	80
Figura 3. 29: Clasificación de mezclas sólido-liquido. Tomado de Jewell (2002: 5).....	83
Figura 3. 30: Arreglo típico de brazos y rastras en un espesador. Tomado de Estruagua (2010)	87

Figura 3. 31: Evolución histórica de espesadores. Elaboración propia, adaptado de Meggyes (2008: 8)	88
Figura 3. 32: Sedimentación dentro de un espesador. Elaboración propia, tomado de Gupta (2006: 405)	92
Figura 3. 33: Resumen de metodologías para la determinación del área unitaria en espesadores. Elaboración propia.	93
Figura 3. 34: Modelo de Kynch. Tomado de Wills (2006: 387)	98
Figura 3. 35: Representación de los puntos de compresión y punto crítico en la curva de sedimentación. Tomado de Nuñez (s/a: 21)	100
Figura 3. 36: Método gráfico para el cálculo de t_u para la fórmula de Talmage & Fitch. Tomado de Nuñez (s/a: 22).....	101
Figura 4. 1: Distribución granulométrica de relaves de cobre. Elaboración propia.	122
Figura 4. 2: Velocidad de sedimentación vs. tipo de floculante. Elaboración propia.....	124
Figura 4. 3: Velocidades de sedimentación según dosificación de floculante. Elaboración propia.	126
Figura 4. 4: Curva de sedimentación experimental para los relaves sintéticos de cobre. Elaboración propia.	128
Figura 4. 5: Resistencia a la fluencia versus porcentaje de sólidos para relaves cizallados y sin cizallar. Elaboración propia.....	131
Figura 6. 1: Rango operativo del sistema de bombeo de relaves espesados. Elaboración propia	145
Figura 6. 2: Velocidad crítica calculada para relaves de cobre. Elaboración propia.....	146
Figura 6. 3: Velocidad de transición de acuerdo a metodología de Slatter y Wasp para pulpas tipo Bingham $K=23$. Elaboración propia.	147

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1: Modelo genérico de Herschel Bulkley para fluidos con propiedades independientes del tiempo. Tomado de Haake (s/a: 22).....	35
Tabla 2 Viscosidades dinámicas fluidos newtonianos.	37
Tabla 3: Resistencias a la fluencia típicas. Tomado de Boger (2002: 28).....	48
Tabla 4: Equipamiento y accesorios necesarios para la determinación de la resistencia a la fluencia. Elaboración propia.	55
Tabla 5: Resistencia a la fluencia para un asentamiento de cono fijo. Tomado de Boger (2002: 31)	57
Tabla 6: Efecto de la granulometría sobre las propiedades reológicas de la bauxita para 67%w de sólidos. Tomado de Sofra (2006: 15).....	61
Tabla 7: Tipos de floculante y aplicaciones en la industria minera. Elaboración propia, adaptado de Day 2002: 194-195).....	76
Tabla 8: Comparación entre productos de espesamiento según consistencia en la descarga. Elaboración propia.	81
Tabla 9: Porcentaje de sólidos como mala definición de pasta. Elaboración propia. Adaptado de Williams (2004: 28)	82
Tabla 10: Requerimiento de espesadores según consistencia de relaves. Elaboración propia, adaptado de Williams (2004: 28)	88
Tabla 11: Valores típicos de factor Z para cálculo de torque. Tomado de MIP (2009: 2)....	103
Tabla 12: Factores de corrección por soldadura. Tomado de Dekker. (2004: 68).....	116
Tabla 13: Tasas de desgaste por abrasión. Tomado de Rayo (1993: 66-67).....	117
Tabla 14: Densidad relativa del aire ambiente en el sitio. Tomado de Worldlingo (2010) .	119
Tabla 15: Caracterización metalúrgica general del relave de cobre (muestra sintética). Elaboración propia.	121
Tabla 16: Resultados de selección de floculante (“Flocculant Screening”). Elaboración propia.	125
Tabla 17: Resistencia a la fluencia vs. Porcentaje de sólidos – relaves cizallados y sin cizallar. Elaboración propia.	130

Tabla 18: Comparativo entre tecnologías de espesamiento: Outotec, FLSmidth y Delkor. Elaboración propia.	135
Tabla 19: Alternativas para el montaje de espesadores. Elaboración propia.	141
Tabla 20: Determinación de espesor de HDPE contra desgaste por abrasión. Elaboración propia.	148
Tabla 21: Estimado de costos de capital $\pm 25\%$. Elaboración propia.	158
Tabla 22: Estimado de costos de operación $\pm 25\%$. Elaboración propia.	159

INTRODUCCION

En el presente trabajo de investigación se propuso el empleo de la tecnología de relaves espesados como alternativa ante el problema de disponibilidad de agua destinada para procesos minero-metalúrgicos, en zonas áridas; para ello se consideró una planta de flotación de minerales de cobre con una producción 100 000 t/d de relaves, la cual se considera adecuada para casos de gran minería, con el propósito de aplicar el mismo concepto y filosofía a operaciones de altos tonelajes.

Las pruebas de caracterización metalúrgica, espesamiento y reología, realizadas a nivel laboratorio, a partir de una muestra sintética de relave de cobre, reportaron como floculante óptimo al Praestol 2530, de alto peso molecular y carga aniónica media, el cual presentó la mejor respuesta de velocidad de sedimentación y compactación frente al Floerger PHP20, Floerger PHP30, Floerger PHP40, Magnafloc 351 y Orifloc 2052. La concentración de sólidos de alimentación óptima de la pulpa fue determinada en 8 %w de sólidos, empleando una dosificación de floculante de 10 g/t. La tasa de alimentación se calculó en 0,7 t/m²/h mediante las metodologías de Coe & Clevenger, Talmage & Fitch y Solids Settling Flux, lo cual significan el uso de 4 espesadores HCT de 41m de diámetro. La máxima compactación (forzada) alcanzada después de 24hr en laboratorio fue de 82%w.

En cuanto a la limitación de porcentaje de sólidos para que sea manejable por bombas centrífugas, los resultados indican que una descarga de 66%w presentaría valores adecuados de resistencia a la fluencia para que sea manejable por bombas centrífugas, a la vez maximizando la recuperación de agua. Reológicamente los relaves espesados de cobre presentan fácil cizallamiento de valores alrededor de 150Pa a valores cercanos e inferiores a 60Pa.

En materia hidráulica, la velocidad crítica calculada fue de 2,50 m/s, mientras que la velocidad de transición se calcula en 4,0 m/s para una pulpa de 66%w. Con el objetivo de mantener una velocidad nominal de 4m/s, una tubería de 24" acero al carbono cédula 40 con revestimiento de 1,3" de HDPE es la mejor decisión ante el alto desgaste asociado a estas altas velocidades. Este revestimiento permitiría una operación durante 20 años sin cambio alguno de la tubería. Por otro lado, y de acuerdo a la ecuación de Darby, la pérdida por fricción calculada es 0,6 kPa/m.

Por lo tanto, tras finalizar el estudio de pre-factibilidad realizado se identifica que es factible técnicamente la instalación de un sistema de recuperación de agua a partir de relaves de cobre mediante tecnologías de espesamiento con una recuperación mínima de 560 l/s de agua a partir del desaguado de los relaves y con un estimado de costos de capital de US\$ 54,5 millones de dólares americanos, para una producción 100 000 t/d. El estimado de inversión comprende la adquisición e instalación de equipos, así como las obras civiles, movimiento de tierras, costos mecánicos, eléctricos y de instrumentación. Con respecto a los costos de operación, éstos alcanzarían los 0,50 US\$/m³ de agua recuperada. Ambos estimados con una precisión de ±25%.

CAPITULO I

1.0 CONTEXTO DE LA PROBLEMÁTICA

En el sur de nuestro país, así como en el norte de Chile las operaciones de gran minería de cobre se encuentran ubicadas en una de las zonas más secas del mundo. Hoy en día, el suministro de agua se ha convertido en un problema que estas mineras abordan desde las fases iniciales de sus proyectos, o que deben afrontar al evaluar una ampliación de sus operaciones. Sumado esto a las cada vez mayores exigencias medioambientales para el otorgamiento de los derechos por el aprovechamiento del recurso natural, hacen hoy que el agua en estas zonas tenga un elevado costo.

Específicamente en la gran minería del cobre, el agua se emplea con intensidad en el proceso tradicional de concentración por flotación, y en los procesos hidrometalúrgicos: lixiviación, extracción por solventes y electro-deposición. De acuerdo a la experiencia chilena, el consumo de agua en una planta concentradora varía entre 0,4 a 1,6 m³ por tonelada de mineral procesado, con una media del orden de 0,7 m³.

Pese a la problemática en estas zonas sobre la disponibilidad de agua, persiste aún la práctica convencional en el tratamiento y manejo de los relaves, los cuales son los subproductos mineros que contienen la mayor proporción del recurso hídrico.. Se estima que del total de agua que ingresa a una planta concentradora, generalmente más del 95% va a dar a la presa de relaves, mientras que el resto o bien se evapora o es recuperado parcialmente o está contenida en los concentrados. Es aquí que la tecnología de relaves espesados como solución ante el problema de disponibilidad de agua para los procesos metalúrgicos adquiere un papel decisivo.

De manera general, podemos indicar que durante las últimas tres décadas la tecnología de pasta y relaves espesados ha pasado de ser un objeto de investigación y conceptualización a ser una solución aceptada mundialmente y que ha adquirido práctica extensiva para el manejo de desechos minerales. Operaciones actuales en operación y muchos proyectos aplicando esta tecnología indican esta tendencia.

1.1 Área en el que se inscribe la investigación

El Estudio se inscribe dentro de la disciplina de Ingeniería Metalúrgica, área de ingeniería de proyectos, más explícitamente dentro del área de investigación y desarrollo tecnológico. El Estudio involucra el conocimiento y la aplicación de nociones de caracterización metalúrgica y reológica de pulpas minerales, separación sólido-líquido, hidráulica, transporte de sólidos y economía en proyectos de inversión.

1.2 Nivel de investigación

La investigación se llevará a cabo en cuatro niveles:

1. Separación sólido-líquido, que consistirá en la realización de pruebas de espesamiento a escala laboratorio empleando una muestra sintética de relaves de cobre.
2. Caracterización reológica de relaves espesados, que consistirá en la determinación de la viscosidad y resistencia a la fluencia de pulpas espesadas de cobre a distintos porcentajes de sólidos.
3. Análisis hidráulico de relaves en pulpa y espesados, que consistirá en la determinación de las velocidades de sedimentación y de transición de la pulpa espesada, tamaño óptimo de tubería, cálculo teórico de las pérdidas por fricción y estimación de la potencia necesaria.
4. Diseño de la planta de espesamiento, que consistirá en el diseño de los componentes de la planta de espesamiento y bombeo de relaves espesados, propuesta de arreglos mecánicos generales, etc. incluyendo el estimado de costos de capital y costos de operación con una precisión de $\pm 25\%$.

1.3 Definición del problema

Hace ocho años era impensable la extracción y tratamiento de minerales de cobre con leyes menores al 3,0%, ya que resultaba económicamente inviable. Sin, embargo, hoy en día, la escasez del recurso cuprífero y el aumento en la demanda, ha motivado al tratamiento de depósitos con contenidos no mayores a 0,2%, y que son factibles económicamente sólo si son explotados a gran escala, lo cual, a su vez, requiere un mayor uso de agua y genera una mayor cantidad de relaves como desecho¹ (Pennan 2009: 409).

¹ Traducción del autor

En el sur de nuestro país, región árida y de poca disponibilidad de agua, en la mayor parte de las plantas de concentración de minerales de cobre el suministro de agua limita en muchos casos las operaciones y/o restringe la ampliación de éstas. Uno de los componentes de una solución global, la cual ha llegado a ser mayormente aceptada, es el uso de la tecnología de espesamiento como alternativa de recuperación de agua a partir de cualquier pulpa. Según Meggyes (2009: 18), el ahorro de agua es un punto ambiental muy favorable en el uso de la tecnología de “pasta”, lo cual es muy atractivo en zonas áridas, ya que permite recuperar agua para el proceso, a diferencia de las grandes cantidades que son perdidas por evaporación en presas de relaves convencionales. Además, una menor huella de relaves significa una menor área impactada, menor área de monitoreo durante y posterior a la operación de la mina. “Por otro lado, el incremento legislativo así como demanda social por una consiente disposición de los residuos mineros, afectan no solo a la comunidad minera, sino también al costo de las operaciones” (Kuyucak 2009: 151).

En el presente estudio, se pretende obtener información para determinar la viabilidad técnica para la aplicación de relaves espesados; así como de los costos involucrados en este tipo de instalación industrial para el caso de gran minería de cobre.

1.4 Objetivos de la investigación

1.4.1 Objetivo general

Realizar un estudio de recuperación de aguas a partir de relaves de una planta de concentración de minerales.

1.4.2 Objetivos específicos

1. Realizar un estudio acerca de la viabilidad técnica y económica para la instalación de un sistema de recuperación de agua a partir de relaves de cobre mediante tecnologías de espesamiento. Se pretende por medio del alto tonelaje presentado (100 000 t/d) en esta evaluación, que el mismo concepto y filosofía de operación pueda aplicarse a otros casos de plantas de tratamiento de gran minería de esta magnitud.
2. Caracterizar metalúrgica (gravedad específica de sólidos, distribución de partículas, etc.) y reológicamente (viscosidad y resistencia a la fluencia) los relaves espesados de cobre en el rango de porcentaje de sólidos en evaluación.
3. Analizar el efecto en la dosificación de floculante sobre la velocidad de sedimentación, determinar el floculante óptimo y su consumo esperado, además del rango de tasa de alimentación para este material.
4. Establecer el diagrama de flujo, balance de masa y arreglo general de las instalaciones para la planta de espesamiento.
5. Diseñar el sistema de bombeo de pulpa espesado y agua recuperada a partir del espesamiento de relaves.
6. Estimar el costo de capital y operación involucrado en la planta de espesamiento con una estimación de $\pm 25\%$

1.5 Justificación del proyecto

1.5.1 Justificación técnica

El proyecto se justifica frente a la limitada disponibilidad de agua fresca en el sur de nuestro país y en el norte de Chile, zonas áridas donde la mayor parte de minería de cobre a gran escala se desarrolla, y ante la potencial posibilidad de extraer el recurso hídrico a partir del desaguado de los relaves. En otras partes del mundo, especialmente Europa, África y Australia, a medida que el agua limpia y potable se vuelven más escasos, todo aquel proceso que reduzca su consumo o que permita su re-uso en la minería, gana más importancia. Se estima que el proceso metalúrgico requiere el uso entre 0,4 a 1,6 m³ por tonelada de mineral procesado, con una media del orden de 0,7 m³ (Kuyucak 2009: 151-157). En el caso de minería aurífera el consumo medio está alrededor de 1 m³ por tonelada de mineral (Gupta 2006: 401).

Entre otras ventajas técnicas que representa el espesamiento de relaves tenemos:

1. Disminución de pozas de agua sobre la presa de relaves, reduciendo así, el riesgo de colapso de presas por licuefacción. La Comisión Internacional de Presas de Gran Envergadura (ICOLD) ha reportado a la fecha que de los 221 incidentes reportados [al 2009], 135 de ellos fueron por causas de este tipo [licuefacción], los que significan al menos 41.9 millones de metros cúbicos de relaves que viajaron considerables distantes. Por otro lado, se señala que la tasa de falla de presas era de 1,7 por año, tasa que se ha incrementado a 2,0 entre los años 1995 a 2001 (Pennan 2009: 409).
2. Además, la menor agua contenida en los relaves reduce las filtraciones subterráneas y la segregación de partículas, esto último indica que la pasta o relaves espesados no presenta velocidad de sedimentación en la tubería de transporte, ni potencial riesgo de taponamiento. Además, “la propiedad de no-segregación de los relaves espesados es responsable del agrupamiento de

partículas, por ende se reduce el potencial de erosión y emisión de polvo”² (Australian Government 2007: 41, Meggyes 2008: 2).

3. Reducción de volúmenes de presa, y mejor aprovechamiento del área disponible al permitir mayores ángulos de disposición. Según Olcay (s/a: 1) este ángulo es típicamente entre 2 a 6% en climas poco agrestes, sin embargo, para climas mucho más secos, es posible incluso inclinaciones mayores, mientras que los relaves convencionales no tienen ángulo de disposición. Por otro lado, permite la posibilidad de co-disposición con otros materiales de desecho, y el uso como material para bases de sostenimiento civil.

Los relaves pueden ser almacenados de diferentes maneras dependiendo de su naturaleza físico-química, la topografía, condiciones climáticas y el contexto socio-económico, sin embargo el requerimiento básico de un depósito de relaves es proveer almacenamiento seguro, estable y económico con mínimo impacto a la salud y ambiental durante su operación y después de ella (Australian Government 2007: 1).

La razón por la cual una presa de relaves convencional falla no es por la presa en sí, sino por el hecho de que una presa convencional retiene una gran masa de sólidos poco consolidados y una cantidad elevada de agua de proces, elementos que sumados a una fuerza externa producen el más catastrófico de los fenómenos: La licuefacción (Chandler 1995, Pennan 2009). Se define la licuefacción como el proceso de pérdida de resistencia de ciertos tipos de suelos saturados en agua cuando son sometidos a fuerzas externas (como por ejemplo un movimiento sísmico). La pérdida de resistencia del suelo hace que la masa

² Traducción del autor

se comporte como un líquido, y una vez en este estado líquido, los relaves pueden viajar varios kilómetros aguas abajo, como ocurrió en la catástrofe de Stava en Italia en 1985 donde 250 000 m³ de relaves licuefactados arrasaron el valle de Stava, alcanzando una velocidad de hasta 90km/h, y sepultaron dos pueblos con ellos 268 muertes, convirtiendo así este suceso como al peor desastre ocurrido en una instalación de manejo de relaves en Europa (Chandler 1995: 67-68). Sólo en el año 2000, nueve fallas de presa de relaves han sido reportadas en China, Rumania, Suecia y Nueva Guinea (Deventer et ál 2003: 29-30).

La principal contribución en seguridad, es que incluso si una presa de relaves espesados falla, el material bien consolidado y sin contenido de agua, no podrían fluir grandes distancias desde su lugar de confinamiento (Meggyes 2008: 17).

1.5.2 Justificación económica

El costo del agua suele ser muy alto en zonas de escasez de este recurso hídrico. La inversión así como el período de recuperación de la inversión de una planta de espesamiento suele ser en muchos casos más competitiva que la aplicación de otras tecnologías, como la de tratamiento de agua de mar, por el costo de tratamiento y transporte, por ejemplo. Sin embargo, el presente estudio no pretende realizar una comparación de otras tecnologías de obtención de agua, ya que es obvio que los costos son particulares para cada caso, así por ejemplo, dependen de las distancias entre la planta y la fuente de agua, las condiciones del sitio, etc.

A continuación se describen ventajas económicas factibles que representan el espesamiento de relaves, entre ellas las más importantes:

1. Reducción de costos de capital asociados a presas de gran envergadura diseñadas para la contención de grandes volúmenes de relaves convencionales, de los costos operativos de bombeo de agua sobrenadante en el área de disposición, de los costos de requerimientos de agua fresca, y por concepto de ahorro en reactivos debido a la recuperación de metales disueltos y productos químicos en el agua de relaves (Pennan 2009: 407, Robinsky 1999).
2. Extensión de la vida útil de una relavera existente, por ende la reducción de los costos de capital y de operación por este concepto. Facilitación al cierre progresivo reduciendo así, los costos de cierre, ya que permite la rehabilitación progresiva mientras la mina está en operación, lo cual permite realizar trabajos de remediación asociados con un flujo de caja activo y recursos disponibles, y no luego de terminadas las operaciones de la mina (Australian Government 2007: 4, Robinsky 1999).
3. Reducción del riesgo de falla de presa, cuyo costo asociado se ha identificado entre 20 a 40 millones de dólares (Pennan 2009: 411). Por otro lado, una falla en un depósito de relaves trae como consecuencia corporativa la disminución del valor accionario, como respuesta del mercado por los costos de limpieza, suspensión de operaciones y posibilidad de clausura de la operación, debidos al accidente; esto sin considerar, el deterioro en la reputación de la compañía y hasta la inhabilitación social para seguir operando (Australian Government 2007: 4).
4. Meggyes (2009: 18) afirma que la disposición superficial de relaves espesados reduce los costos de construcción del embalse, costo de compra de terrenos, ingeniería, monitoreo, cierre y recuperación.

Si bien el costo de una planta de relaves espesados puede resultar entre 3 a 10 millones de dólares con una capacidad entre 3 000 a 10 000 t/d - cifra destinada exclusivamente para la adquisición de equipos de desaguado como ciclones, espesadores filtros- sin embargo, el costo de capital involucrado total debe ser contrastado con los costos asociados a una operación con relaves convencionales, como el costo de construcción y operación de una presa de gran envergadura, continuos recrecimiento de la presa, así como de los sistemas de bombeo de agua reclamada, incluyendo costos finales de recuperación que, en el caso de disposición convencional, deben iniciarse 20 o 30 años después de término de las operaciones cuando los relaves ganen suficiente consolidación (Australian Government 2007: 4, Robinsky 1999).

1.5.3 Justificación ambiental y social

Además de la justificación técnica y económica para el uso de la tecnología de relaves espesados, existe actualmente un compromiso ambiental y social en la reducción del impacto de toda operación minera. Hoy en día, las tecnologías de disposición de relaves convencionales, aguas arriba, aguas abajo y centrales, son vistas por el público como instalaciones inestables, como lo evidencia el gran número de incidentes reportados en este tipo de instalación (Meggyes 2008: 1, Pennan 2009: 412). Según Robinsky (1999) y Kuyuck (2009) las ventajas ambientales y sociales más importantes de los relaves espesados son:

1. Disminución del área de impacto requerida para la disposición de grandes volúmenes de relaves; disminución de la contaminación de suelos y aguas subterráneas. Reducción y/o eliminación de la generación de agua ácida y transporte de contaminantes. Disminución de la exposición de vida salvaje a agua potencialmente contaminada o a relaves blandos donde pueden quedar atrapados (Australian Government 2007: 9)

2. Recuperación de mayor cantidad de agua para uso en los procesos y por ende reducción del consumo de agua fresca, lo cual genera que la percepción del público sobre las presas de relaves mejore al ser considerada una instalación estructuralmente más estable.

Según Meggyes (2008), los relaves espesados pueden ser incluso mezclados con suelo, semillas y fertilizantes, y en el caso de disposición con descarga central en pilas, se propicia la recuperación de la tierra, incluso antes del cierre de la operación minera.

El atractivo de reducir los costos de la gestión de relaves en el corto plazo debe ser sopesado cuidadosamente contra la posibilidad de incrementar los costos sociales y ambientales en la clausura y más allá. Esto requiere un modelo robusto y flexible de riesgos, asociado a un análisis de beneficio-costos para tomar la decisión correcta durante la vida de todo el proyecto. La salud pública, así como los riesgos de seguridad e impactos sociales y ambientales deben ser considerados, incluyendo aquellas situaciones en las que se podrían liberar contaminantes en el largo plazo ³(Australian Government 2007: 12).

1.6 Hipótesis

Siendo la mayor pérdida de agua en operaciones minero-metalúrgicas aquella agua no reutilizada, es decir aquella contenida en los relaves que van hacia las presas de relaves, y siendo su recuperación importante frente a la poca disponibilidad de este recurso, se considera la tecnología de espesamiento de relaves una alternativa viable técnica y económica.

1.7 Alcances y limitaciones del estudio

1.7.1 Alcances

El alcance del Estudio de Pre-factibilidad incluye lo siguiente:

³ Traducción del autor

1. Determinación de la tasa de alimentación para el espesamiento de los relaves.
2. Caracterización reológica de relaves espesados.
3. Diseño del Sistema de Espesamiento para lograr la máxima recuperación de agua.
4. Diseño del sistema de bombeo de relaves espesados.
5. Diseño del sistema de bombeo de agua recuperada.
6. Costo de capital con una precisión $\pm 25\%$.
7. Costo operativo con una precisión $\pm 25\%$; y
8. Distribución trimestral del costo de capital.

1.7.2 Exclusiones

Los siguientes puntos referidos a la planta de espesamiento no están considerados dentro de los alcances de este estudio:

1. Suministro de relaves en pulpa a la planta de espesamiento.
2. Suministro de energía al área.
3. Suministro de agua fresca.
4. Suministro de agua potable.

5. Suministro de aire de instrumentación y procesos.
6. Movimientos de tierras, excavación masiva y relleno para trazado de tuberías (plataformas y accesos).
7. Diseño de edificaciones e instalaciones para el personal.
8. Plan de disposición de los relaves espesados en la presa de relaves.
9. Servicios contra incendios.
10. Permisos ambientales y legales.
11. Servicios auxiliares.

CAPITULO II

2.0 HISTORIA DE LA TECNOLOGÍA DE PASTA Y RELAVES ESPESADOS

Se define a la pasta como una mezcla de agua y partículas sólidas que posee alto porcentaje de sólidos, alta viscosidad, alta resistencia a la fluencia, produce slump de acuerdo a la norma ASTM C143, no posee velocidad crítica de sedimentación, se mueve a través de una tubería como un "plug flow" y no como flujo turbulento, exuda poca o nada de agua una vez depositada o en reposo, y debe contener al menos 15% de partículas menores a 20 μm (Golder PasteTec 2005a: 1). En general se puede indicar que el contenido de humedad típico de una pasta se encuentra entre el 10 a 25%, de manera tal que la consistencia puede ser medida mediante asentamiento de cono (ASTM slump cone test), sin embargo el porcentaje de sólidos resulta un criterio muy pobre para la definición de relaves espesados o en pasta, pues la consistencia de un material depende de su mineralogía, gravedad específica, morfología de partículas y química, entre otros.

La aparición de las primeras investigaciones y aplicaciones de la tecnología de disposición de relaves espesados se remontan a hace unos cuarenta años, con los trabajos de Shields (1974) y posteriormente, de manera independiente, por Robinsky en el año 1976. Este último fue un ingeniero geotécnico quien propuso para la mina Kidd Creek, propiedad de

Falconbridge Limited, y por primera vez a escala industrial, la idea que reducir el volumen de disposición de relaves mediante la remoción de agua de proceso, ante la reducida área disponible para sus disposición, de tal manera que el producto pueda autosostenerse por sí solo sin la necesidad de una presa con una pendiente de $\pm 3^\circ$ respecto a la horizontal. De esta manera Kidd Creek se convirtió en la primera operación minera en usar relaves espesados a partir del año 1976, operando con éxito hasta la fecha (Pennan 2009: 410).

Pese a la oposición de sus detractores, y la negación que encontró en publicar sus trabajos, Robinsky publicó él mismo su libro en el año 1999, mismo año en que la primera planta de pasta destinada únicamente para la disposición superficial de relaves espesados a razón de 158 t/h fue comisionada en Australia (Pennan 2009: 410). “El objetivo de un sistema de disposición de relaves espesados o en pasta [...], es crear una estructura auto-soportante, de tal manera que se optimice los requerimientos de confinamiento. Para lograr esto, los relaves deben ser espesados mediante el uso de floculantes y equipos mecánicos – espesadores ó filtros -, resultando un material no segregable con una distribución de sus partículas uniforme, en la que no se produce segregación granulométrica de partículas, y que una vez dispuesto no presenta exudación significativa de agua” (Robinsky 1999: 140, Meggyes 2008: 1). Esta última característica, la hace atractiva, además, para su uso como relleno subterráneo con la adición de cemento, agregado y cal. Por otro lado, como resultado de la densificación del material se pueden obtener mayores ángulos de disposición en superficie, entre 2% a 6% por ejemplo, lo cual significa una gran ganancia en términos de volumen de presa (Olcay s/a: 1).

Es así que hoy en día las dos principales aplicaciones de la tecnología de desaguado de relaves pueden clasificarse en dos grandes tendencias: disposición subterránea (ó relleno en pasta), y disposición superficial. Actualmente existen muchas operaciones que emplean la tecnología de relaves espesados y en pasta, se estima en cerca de 30 plantas similares

alrededor del mundo que han entrado en operación o se encuentran en etapas de diseño o construcción. Este número vendrá en aumento, ya que las limitaciones del pasado, principalmente costo y falta de tecnología, se han adelgazado. Hoy en día, la tecnología de espesadores permite la producción de descargas altamente densificadas, a la vez que los costos se han reducido significativamente (Australian Government 2004: 52, Golder PasteTec 2005a: 1-2)

2.1 Disposición subterránea (Relleno en pasta)

El campo de la disposición subterránea tiene como concepto producir un material altamente densificado para el llenado de los vacíos ocasionados por los procesos de minado. La aplicación se oponía así a la tendencia tradicional de emplear relleno hidráulico sin densificar para el mismo propósito. En ambos casos los materiales empleados comúnmente son relaves, arena, roca y cemento.

Entre los principales beneficios, en el aspecto técnico y económico, de la tecnología de relleno en pasta, frente a los métodos de relleno hidráulico tenemos (Golder PasteTec 2005a: 1-2):

1. Menor consumo de cemento para lograr la misma resistencia mecánica, comparado con el relleno hidráulico convencional, debido a la menor cantidad de agua contenida en el producto de relleno. Esto a su vez reduce el número de barricadas en interior mina al permitir mayores ángulos de disposición, reduce el ciclo de tajeos al permitir un secado más rápido, y reduce el volumen de manejo y costos de tratamiento de agua en interior mina.
2. Aprovechamiento más eficiente de todos los relaves totales, ya que mediante el relleno en pasta es factible la utilización total. El relleno hidráulico, por lo general,

considera únicamente el uso de la fracción gruesa contenida en los relaves con el propósito de incrementar la resistencia mecánica.

2.2 Disposición superficial

La disposición de relaves mineros históricamente ha sido en forma de pulpa, y en grandes extensiones destinadas para tal propósito, las cuales requieren de grandes inversiones asociadas a infraestructura y obras de ingeniería, y además en la mayoría de casos representan un alto costo operativo. Sin embargo, la tecnología de relaves en pasta y espesados no sólo generó el interés de la industria minera en el campo de la disposición superficial desde el punto de vista económico (costos de inversión y de operación) sino también desde el aspecto ambiental y geotécnico.

2.3 Plantas en operación

Citaremos a continuación algunas de las plantas alrededor del mundo que emplean el concepto de disposición superficial de relaves espesados o en pasta:

2.3.1 Kid Creek

Históricamente, Kid Creek de propiedad de Falcombridge Limited, es la primera mina en el mundo en adoptar el sistema de relaves espesados en el año 1976, cuya concepción se atribuye al ingeniero geotécnico E. Robinsky (1999). Las operaciones de extracción y concentración de mineral de zinc/cobre se ubican en Ontario, Canada a un ritmo de 8 000 t/d. La planta de manejo de relaves cuenta con una espesador de alta compresión HCT de 35m de diámetro, cuyo underflow es luego bombeado y dispuesto en el depósito mediante un único punto de descarga central (Meggyes 2008: 16, Robinsky 1999, Golder PasteTec 2005c: 5).

2.3.2 Lucky Friday

Las operaciones de explotación de minerales de zinc/cobre de la mina Lucky Friday de propiedad de Hecla Mining en Idaho, Estados Unidos de América, mantienen el siguiente esquema para el manejo de sus relaves: estos son primero cicloneados y luego espesados a 65%w de sólidos, enseguida un filtro de discos al vacío produce un queque de 87%w de sólidos. Finalmente un mezclador produce la pasta cementada a un slump de 200m a 250mm, a una tasa de 120 t/h y se emplea una bomba de pistón, similar a las empleadas en el bombeo de concreto, con una presión de 70bars para el relleno de tajos 1500m verticales y 600m horizontalmente interior mina (Meggyes 2008: 16).

2.3.3 Bulyanhulu Gold

Bulyanhulu, operación minera de cobre, oro y plata ubicada en el norte de Tanzania, África, y de propiedad de Barrick / Kahama Mining Corpotation LTD (KMCL), es la primera mina en adoptar una solución completa de pasta, desde el inicio de sus operaciones en el año 2001,

para todos sus relaves depositados de manera superficial y subterránea (Meggyes 2008: 16). Con una producción de 2 500 t/d, la planta de manejo de relaves, con una inversión de 7 millones de dólares, se conceptualizó para emplear la totalidad del relave, así el 25% de éste se emplearía para la producción de pasta con contenidos de roca triturada para su empleo como relleno subterráneo, mientras que el 75% restante sería dispuesto de manera superficial también de manera espesada, principalmente debido a la topografía accidentada que no permite grandes volúmenes de contención. La preparación de la pasta involucra el desaguado de relaves mediante espesadores y filtros de disco. La torta producida es luego transportada mediante fajas hasta un mezclador donde se re-pulpa el material hasta alcanzar la consistencia de pasta. La Enseguida la pasta es transportada con bombas de desplazamiento positivo 1,6 km hacia torres de disposición dentro del depósito (Meggyes 2008: 16, Golder PasteTec 2005c: 9). La Figura 1.1 y Figura 1.2 muestra las instalaciones de la planta de relaves espesados y la consistencia/avance laminar de estos una vez depositados, respectivamente.



Figura 1. 1: Planta de pasta en Bulyanhulu. Tomado de Golder PasteTec (2005e: 4)



Figura 1. 2: Avance laminar de pasta en Bulyanhulu. Tomado de Golder PasteTec (2005e: 4)

2.3.4 Agh Darreh

La mina aurífera de Agh Darreh ubicada en Irán y de propiedad de Zarcán Internacional Resources, tiene una producción de 2 000 t/d. La solución para el manejo y disposición de sus relaves consiste de un espesador de pasta y una bomba de desplazamiento positivo para el transporte de los relaves auríferos espesados desde la planta hasta la zona de presa para su disposición superficial. La planta de pasta, de una inversión de 4 millones de dólares, se construyó en dos etapas, la primera para satisfacer los requerimientos de producción de 2 000 t/d (meta alcanzada en el año 2005). La segunda etapa consideró su ampliación a 3 000 t/d (Golder PasteTec 2005c: 5).

2.3.5 Coal Creek

La estación de generación de energía Coal Creek de propiedad de Great River Energy, se ubica en Dakota del Norte, EEUU, y genera 100 t/h de cenizas de carbón como desecho como parte de sus actividades. La disposición de desechos de esta estación incluye una

planta de pasta, puesta en funcionamiento en el año 2005 con una inversión de 3 millones de dólares, en la que las cenizas de carbón son conducidas como pulpa espesada de alta densidad con el objeto de extender el tiempo de hidratación debido a sus propiedades altamente cementantes. La pulpa convencional de ceniza exhibe una inmediata hidratación por lo cual requiere altas velocidades para evitar el taponamiento en tuberías. Una vez en la zona de disposición, la pulpa se hidrata y adquiere resistencia a la compresión in situ en menos de 24 horas (Golder PasteTec 2005c: 6).

2.3.6 Peak Mine

Peak Mine, de propiedad de Rio Tinto, cuenta con una planta de tratamiento en New South Wales, Australia en la que se procesa mineral de oro, cobre, plomo y zinc a una tasa de producción de 10 000 t/d. Desde el año 1992, la generación de relaves de las operaciones son manejadas mediante tecnología de relaves en pasta para su disposición superficial a través de un solo punto de descarga central produciendo un pendiente de disposición entre 1,5% a 2,0%. Con este enfoque las operaciones no requieren de una presa de relaves perimetral para la retención de material, consiguiendo ahorros significativos por este concepto (Meggyes 2008: 16).

2.3.7 Goro Nickel

Goro Nickel, operación de níquel y cobalto con una tasa de producción de 60 000 t/h se ubica en la localidad de Brisbane en Australia. Esta operación minera, de propiedad de INCO Limited, incluye una planta de desaguado para el manejo de sus relaves, la cual consiste principalmente de espesadores de alta compresión y bombas de desplazamiento

positivo de alta presión para conducir los relaves de alta densidad desde la planta hasta la zona de su disposición superficial (Golder PasteTec 2005c: 7).

2.3.8 Caraiba Mineracao

De propiedad de Mineracao Caraiba S.A, las operaciones cupríferas de Caraiba Mineracao a una tasa de 186 t/h, cuentan con una planta de manejo de relaves espesados con una inversión de 6 millones de dólares en Bahía Brasil, y que desde el inicio de sus operaciones en el año 1998 han optado por una combinación de disposición superficial y relleno subterráneo para sus relaves (Golder PasteTec 2005c: 11, 2005e: 8).

2.3.9 San Bartolomé

La Empresa Minera Manquiri S.A en Bolivia, llevó a cabo la construcción y puesta en marcha en el año 2008, de su planta de manejo de relaves, la cual involucra la disposición superficial de relaves en pasta a razón de 300 t/h. La planta de producción de pasta cuenta con un espesador de cono profundo altamente automatizado y con bombas de desplazamiento positivo tipo pistón, especificadas para vencer una inclinación de 20% hasta el área de disposición final (Golder PasteTec 2005c: 9).

2.4 Proyectos en Sudamérica

Actualmente la mayor parte de la investigación referente al tema de recuperación de agua a partir del desaguado de relaves para la aplicación de disposición superficial se encuentra en

Chile, sin embargo, esta corriente no es ajena al Perú, donde dos potenciales operaciones mineras de cobre pretenden la utilización de esta tecnología a gran escala en los próximos años, una de ellas en etapa de Factibilidad y la segunda en etapa de Ingeniería Básica.

2.4.1 Proyecto de ampliación de la concentradora Toquepala / Southern Perú Copper (Perú)

En un caso peruano, citaremos el proyecto de producción de relaves espesados de la mexicana Southern Peru Copper, cuyas operaciones se localizan al sur de nuestro país. Aún en etapa de factibilidad, el estudio pretende la recuperación de agua a partir los 87 000 t/d de los relaves de flotación de cobre de la unidad minera Cuajone para la producción de una cantidad de agua que permita la ampliación de operaciones en la unidad Toquepala. El concepto es producir un relave espesado cerca de 63%w de sólidos que sea capaz de fluir por gravedad a través de la Quebrada Cimarrona y llegar a la presa de relaves existente. La recuperación de agua es de 315 l/s.

2.4.2 Proyecto Toromocho / Chinalco (Perú)

En etapa de ingeniería básica y detalle, el proyecto de Toromocho pretende la utilización de las bondades de la tecnología de relaves espesados con el fin de reducir así los requerimientos de inversión de su presa de relaves. A una tasa de producción cercana a los 150 000 t/d de relaves de cobre se espera espesar los relaves, por medio de espesadores de alta compresión, de 55%w a 69%w de manera que sean adecuados para un bombeo mediante bombas centrífugas hacia el depósito convenido. La recuperación de agua es de hasta 368 l/s.

2.4.3 El Brocal / Sociedad Minera El Brocal S.A.A. (Perú)

El proyecto de la nueva presa de relaves de Huachuacaja de propiedad de Sociedad Minera El Brocal S.A.A, considera el uso de tecnologías de relaves espesados para la disposición superficial. La Planta de Espesamiento de relaves estaría conformada por un (1) espesador del tipo HCT de 40 m de diámetro, al que ingresarían los relaves en pulpa con 20% de contenido de sólidos desde la Planta Concentradora y saldrían con un contenido de sólidos de 62 a 65%. La ubicación de la Planta de Espesamiento de relaves será a la cota 4250 msnm, ubicada a 500 m al nor-noroeste de la Planta Concentradora Huaracaca, y desde esta Planta los Relaves espesados son enviados al depósito de relaves Huachuacaja. En cuanto al sistema de distribución de relaves espesados desde la Planta de Espesamiento de relaves hasta el depósito de relaves Huachuacaja, la descarga de relaves se realizará en la presa de relaves (sector sur) y en la ladera oeste del depósito de relaves (sector oeste). El sector sur es de 1 km de longitud y el sector oeste de 5 km de longitud. El sistema de distribución consiste en bombas centrífugas de impulsión y una línea de acero de 12" SCH 80. En esta línea se instalarán descargas de relaves cada 200 m aproximadamente, controlado por válvulas, estas descargas serán de tuberías de HDPE de 8" SDR 11.

2.4.4 Proyecto Conga / Minera Yanacocha S.R.L (Perú)

El proyecto cuprífero/aurífero de Minas Conga, de propiedad de Minera Yanacocha se ubica en Cajamarca, Perú a una elevación de 3500 msnm y considera el desarrollo del beneficio de minerales con contenido de cobre, oro y plata mediante métodos de procesamiento convencional de chancado, molienda y flotación, en una planta con una capacidad nominal de 92 000 tpd. Los relaves serán producidos por la planta concentradora y serán espesados a niveles de 62 a 65%w (masa de sólido/masa total) y dispuestos

mediante bombas centrífugas al depósito de relaves diseñado para tal fin que se encontrará ubicado en las cuencas de la quebrada Toromacho y del río Alto Jadibamba. El proyecto se encuentra actualmente en etapa de Ingeniería de Detalle. La recuperación de agua es de hasta 430 l/s.

2.4.5 Proyecto Esperanza / Grupo Antofagasta Minerals (Chile)

El Proyecto Esperanza en Chile, constituirá dentro de poco, la mayor aplicación de relaves espesados del mundo, con una planta de procesamiento de 98 000 t/d, constituye un yacimiento de minerales secundarios de cobre, oro y molibdeno, ubicado a 30 kilómetros del poblado de Sierra Gorda, II Región de Antofagasta, en pleno desierto de Atacama, a 2 300 msnm. La etapa de construcción se encuentra en ejecución en este momento, de manera que su puesta en marcha se espera para el cuarto trimestre de 2010, e involucraría una inversión total de 1 500 millones de dólares. Una de las principales innovaciones que presentará este proyecto, es que su relave será espesado. La mezcla de relave estará constituida por un 67%w y será bombeada a través de tuberías, para ser distribuida en sectores determinados de la presa (Minera Esperanza 2010).

CAPITULO III

3.0 MARCO TÉCNICO-TEÓRICO

3.1 Definiciones previas

Los elementos y compuestos en la naturaleza se presentan en 3 fases: fase sólida, líquida y gaseosa. Un fluido puede contener más de una fase y seguir comportándose como tal. De acuerdo a este criterio, los fluidos pueden ser clasificados como:

1. Unifásicos: Líquido o gas.
2. Bifásicos: Líquido-gas, líquido-sólido o gas-sólido.
3. Multifásicos: Fluidos que contienen los tres estados.

En el caso que nos compete, los relaves son considerados fluidos bifásicos compuestos de una fase sólida (mineral) y una fase líquida (agua). En el presente estudio haremos referencia a este tipo de fluidos simplemente como “pulpas”.

3.2 Reología

Uno de los pre-requisitos fundamentales para el diseño e implementación de un sistema de relaves espesados es un entendimiento completo de las características reológicas del material. Se define la reología como el estudio de las relaciones de deformación que experimenta un fluido al aplicársele una fuerza externa. El origen de esta ciencia se estima en la segunda mitad del siglo XVII, cuando Robert Hooke e Isaac Newton daban a conocer las primeras ideas acerca del sólido elástico y del fluido viscoso ideales, respectivamente. La Reología moderna, además de los comportamientos elástico y viscoso, estudia los sistemas complejos de aquellas sustancias viscoelásticas las cuales presentan simultáneamente propiedades elásticas y viscosas (Itescam 2010: 1-5). En el campo minero-metalúrgico, la reología es aplicada al estudio de la dependencia del comportamiento hidráulico de pulpas minerales en relación al tamaño de sus partículas, de la química de sus superficies, de las características y dosificación de floculante (si se trata de un producto espesado), de su concentración y de la energía (generalmente mecánica) que se le aplica a la suspensión.

A nivel industrial, otras aplicaciones de la reología (Itescam 2010:4) son para el control de calidad, textura y consistencia de alimentos; producción de pegamentos, pinturas, cosméticos, y medicamentos; caracterización de elastómeros y de polímeros tipo PVC; estabilidad de emulsiones y suspensiones; caracterización de gasolinas y otros tipos de hidrocarburos; caracterización de metales (en situaciones de elevada temperatura) y de cristales líquidos; y control de sustancias que sean transportadas a lo largo de tuberías.

Por otro lado, Huynh et ál. (2002: 1) ha estudiado las ventajas económicas que es posible alcanzar tras la modificación de las propiedades reológicas de un concentrado de cobre,

comparando los costos de los reactivos empleados frente a los costos de bombeo, resultando de esta manera la importancia de la reología en este rubro.

3.3 Viscosidad

La viscosidad no puede medirse directamente, sin embargo su naturaleza se demuestra mediante un experimento sencillo: Se consideran dos superficies infinitas y paralelas entre sí, separados una distancia dada "y", las cuales aíslan un fluido dado. Manteniendo la superficie inferior estática, se hace desplazar la superficie superior en la dirección x con una velocidad v (ver Figura 3.1).

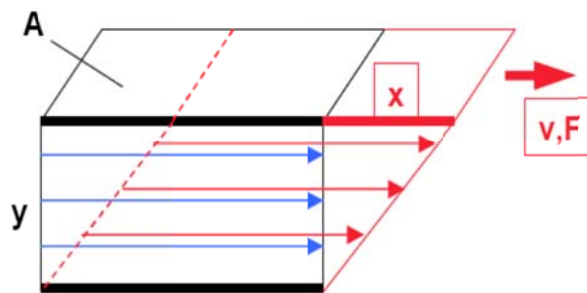


Figura 3. 1: Esquema de las fuerzas asociadas al fenómeno de viscosidad. Tomado de Haake (s/a: 4)

Si definimos el esfuerzo de corte τ como la relación entre la fuerza F_A aplicada para generar el movimiento (Ec. 1) y el área de la superficie A, y la razón de corte $\dot{\gamma}$ como el diferencial de velocidad dv que experimenta el fluido a lo largo de la distancia dy (Ec. 2), entonces la experiencia describe que existe una relación directa, sea constante o no, entre ambos la cual se define como la viscosidad del fluido contenido entre las superficies.

$$\tau = \frac{F_A}{A} \quad (\text{Ec. 1})$$

$$\dot{\gamma} = \frac{dV}{dy} = \frac{d\gamma}{dt} \quad (\text{Ec. 2})$$

$$\gamma = \frac{dx}{dy} \quad (\text{Ec. 3})$$

Donde:

- τ : Esfuerzo de corte
- F_A : Fuerza aplicada
- A : Área superficial
- γ : Deformación
- x : Desplazamiento en la dirección y
- y : Desplazamiento en la dirección x

La representación gráfica de ambas variables (esfuerzo de corte vs. la razón de corte) se denomina “curva de fluidez” y es característica de cada fluido en estudio. La curva de fluidez describe el comportamiento del fluido a distintas tasas de corte, de manera que brinda información muy útil para el dimensionamiento de la bomba, tubería, etc. de acuerdo a la tasa de corte que cada componente del sistema presente sobre el fluido. La generación de una curva de fluidez se consigue ya sea aplicando distintas tasas de corte o esfuerzos de corte de manera que la variable contraria se registre como respuesta del material (Kealy 2006a: 3).

3.3.1 Tipos de viscosidad

Existen tres tipos de viscosidad: la viscosidad dinámica, la viscosidad aparente y la viscosidad cinemática.

La viscosidad dinámica ¹ : es la definición clásica de la viscosidad tal como fue definida en la sección anterior, es decir la relación entre el esfuerzo de corte y la razón de corte. Gráficamente es la pendiente en cada punto de la “curva de fluidez”. Según el tipo de fluido, puede ser o no una constante. *Si la relación es constante, tal como en la Ec. 4, se denomina viscosidad dinámica (μ):*

$$\mu = \frac{\tau}{\gamma} \quad (\text{Ec. 4})$$

Si la relación no es constante, tal como en la Ec. 5, se denomina función viscosidad (η):

$$\eta = \frac{\tau}{\gamma} \quad (\text{Ec. 5})$$

La viscosidad para pulpas diluidas (porcentaje de sólidos menor a 30%) se considera como agua limpia, es decir 1 mPa.s Para porcentajes de sólidos mayores a 30%, la determinación de la viscosidad mediante reogramas será requerida.

La viscosidad aparente es calculada asumiendo que ésta es constante (Ec. 6), por lo tanto es una manera errónea de expresar la viscosidad para fluidos. De manera gráfica, es el cociente entre el esfuerzo de corte y la razón de corte.

$$\mu^a = \frac{\tau}{\gamma} \quad (\text{Ec. 6})$$

¹ En el sistema cgs se expresa como g/cm.s y es llamada Poise (P). 1 cP = 1 mPa.s

La viscosidad cinemática ν : relaciona la viscosidad dinámica (μ) con la densidad del fluido utilizado (Ec.7).

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} \quad (\text{Ec. 7})$$

La viscosidad, cualquiera de los tres tipos indicados, depende de una gran cantidad de parámetros tales como: composición química, temperatura, presión, razón de corte, tiempo, etc. Es por ello que la viscosidad, para fluidos de este tipo, siempre debe ir indicada de los parámetros bajo los cuales fue medido, tal como lo establecen las normas DIN 53 018 y DIN 53 019.

3.4 Clasificación de fluidos

La función matemática de la viscosidad permite clasificar a los fluidos en tres grandes grupos: newtonianos, no newtonianos y viscoelásticos, tal como se muestra en la Figura 3.2, de los cuales el grupo de no newtonianos adquiere un mayor interés en el campo de la minería, especialmente en el transporte de pulpas minerales bifásicas.

En general, los fluidos con propiedades reológicas independientes del tiempo, pueden representarse mediante el modelo genérico de Herschel Bulkley (Ec.8)

$$\tau = \tau_0 + K \left(\frac{\dot{\gamma}}{\gamma} \right)^n \quad (\text{Ec. 8})$$

Donde:

² Las unidades más utilizadas de la viscosidad cinemática son los centistokes [cst].

- τ : Esfuerzo de corte
- τ_0 : Resistencia a la fluencia
- K : Índice de consistencia de fluido del modelo genérico de Herschel Bulkley
- n : Índice de comportamiento de flujo del modelo genérico de Herschel Bulkley

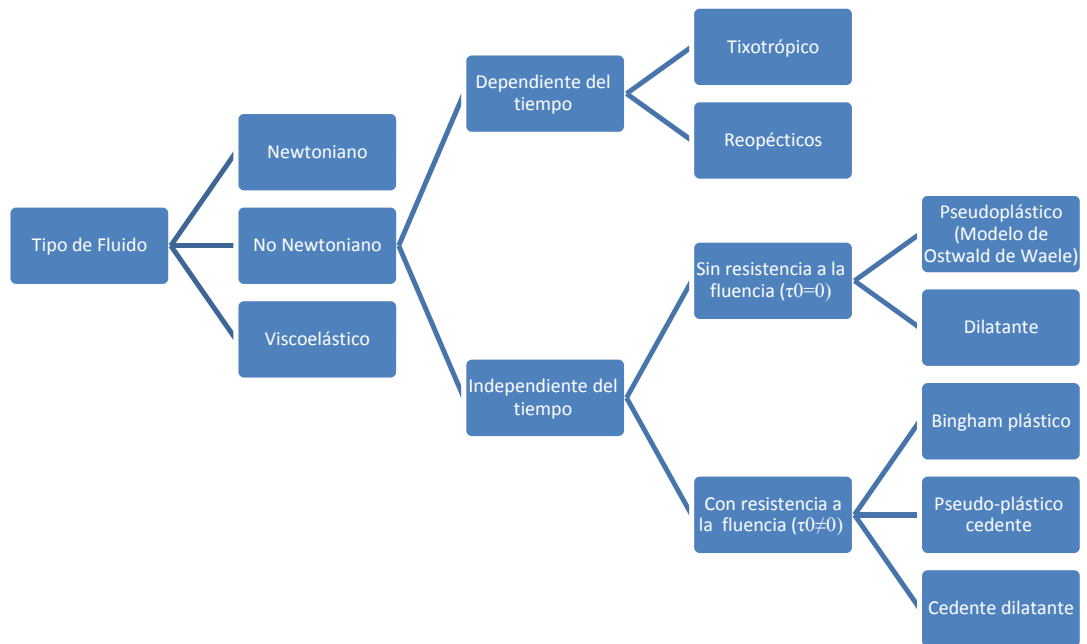


Figura 3. 2: Clasificación de fluidos según comportamiento reológico. Elaboración propia.

De acuerdo al modelo genérico de Herschel Bulkley, la resistencia a la fluencia (τ_0) y el índice de comportamiento de flujo (n) son suficientes para la clasificación de los fluidos según sus propiedades reológicas, tal como se muestra en la Tabla 1 y de manera gráfica en la Figura 3.3.

Es importante señalar que aunque existen muchos tipos de fluidos no newtonianos, los de mayor implicancia en la industria minera son los llamados fluido tipo plásticos Bingham.

Tabla 1: Modelo genérico de Herschel Bulkley para fluidos con propiedades independientes del tiempo. Tomado de Haake (s/a: 22)

Modelo	Resistencia a la fluencia	Índice de comportamiento del flujo	Ecuación constitutiva
Newtoniano	$\tau_0 = 0$	$n=1$	$\tau = \mu \dot{\gamma}$
Bingham plástico	$\tau_0 > 0$	$n=1$	$\tau = \tau_0 + K \dot{\gamma}$
Pseudo plástico (Modelo de Ostwald de Waele)	$\tau_0 = 0$	$n < 1$	$\tau = K \left(\dot{\gamma} \right)^n$
Pseudo plástico cedente	$\tau_0 > 0$	$n < 1$	$\tau = \tau_0 + K \left(\dot{\gamma} \right)^n$
Dilatante	$\tau_0 = 0$	$n > 1$	$\tau = K \left(\dot{\gamma} \right)^n$
Cedente dilatante	$\tau_0 > 0$	$n > 1$	$\tau = \tau_0 + K \left(\dot{\gamma} \right)^n$

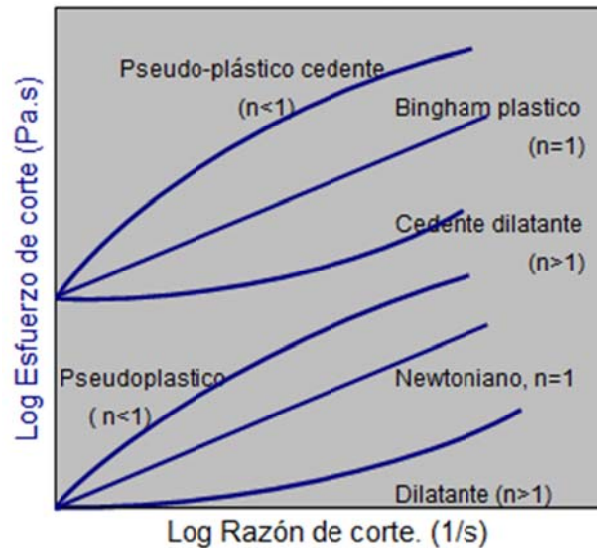


Figura 3. 3: Clasificación de fluidos con propiedades independientes del tiempo. Elaboración propia.

3.4.1 Fluidos Newtonianos

Si la razón de corte mantiene una relación constante con el esfuerzo de corte entonces se dice que el fluido es Newtoniano.

$$\tau = \mu \cdot \dot{\gamma} \quad (\text{Ec. 9})$$

La ecuación 9 es la expresión matemática de la ley de Newton de la viscosidad que establece que la resistencia a la fluencia entre capas de fluido adyacentes es proporcional al valor negativo de la razón de corte. Los fluidos Newtonianos presentan una Curva de Fluidez y viscosidad como se muestra en la Figura 3.4.

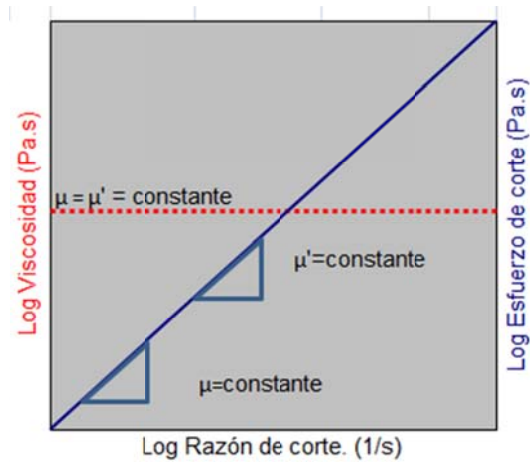


Figura 3. 4: Curva de fluidez y viscosidad de fluidos Newtonianos. Tomado de Haake (s/a: 12)

La Tabla 2 muestra algunos valores de la viscosidad dinámica para fluidos newtonianos a temperatura y presión ambientales.

Tabla 2 Viscosidades dinámicas fluidos newtonianos.
Tomado de Itescam (2010: 6) y Haake (s/a: 10)

Fluidos	Viscosidad aproximada (mPa·s)
Vidrio	10^{43}
Vidrio Fundido	10^{15}
Betún	10^{11}
Bitumen	10^8
Polímeros fundidos	10^6
Miel líquida	10^4
Glicerol	10^3
Aceite de oliva	10^2
Leche	10^1
Agua	10^0

3.4.2 Fluidos No Newtonianos

Los fluidos no newtonianos son aquellos en los que la relación entre esfuerzo cortante y la velocidad de deformación no es lineal. De manera general estos fluidos se expresan matemáticamente como se indica en la Ec. 10.

$$\eta = \frac{\tau}{\dot{\gamma}} \quad (\text{Ec. 10})$$

Estos fluidos a su vez se diferencian en *dependientes* e *independientes del tiempo*.

Fluidos independientes del tiempo

Se pueden clasificar dependiendo de si tienen o no resistencia a la fluencia es decir, si necesitan un mínimo valor de esfuerzo cortante para que el fluido se ponga en movimiento.

a) Fluidos pseudoplásticos: Se caracterizan por una disminución de su viscosidad, y de su esfuerzo cortante, al incrementarse la razón de corte, tal como se presenta en la Figura 3.5.

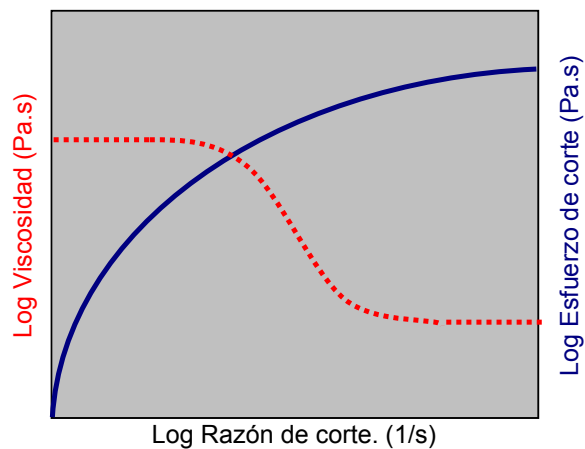


Figura 3. 5: Curva de fluidez y viscosidad para fluidos pseudoplásticos. Tomado de Itescam (2010: 16)

Este comportamiento es denominado “cizallamiento ante el corte” o “shear thinning”. Y se pueden dar dos explicaciones a este fenómeno:

1. Teoría del flujo de varillas rígidas suspendidas en un líquido Newtoniano:

En esta teoría (Itescam 2010) existen una serie de varillas desorientadas dentro del líquido newtoniano, las cuales se caracterizan por su movimiento browniano y tienen un vector de velocidad que tiende a adoptar una situación horizontal (Figura 8). Dicho movimiento browniano es una observación indirecta de la agitación térmica de las moléculas de un líquido, al visualizarse el desplazamiento de partículas en suspensión en el seno del mismo. La resultante de los choques al azar es una fuerza de magnitud y dirección variable a la orientación de las varillas - responsable de la viscosidad - que evita que se llegue a un cierto estado de equilibrio. Cuanto mayor sea la orientación de las varillas, menor será la viscosidad del fluido.



Figura 3. 6: Representación de las teoría del flujo de varillas rígidas suspendidas en el fluido. Tomado de Itescam (2010: 19)

1. Teoría del flujo de moléculas filamentosas en un líquido Newtoniano

Se supone que, dentro de un fluido newtoniano situado entre dos placas paralelas, una de las cuales se mueve, aparece una serie de macromoléculas en forma de

filamentos porosos que contienen grupos de átomos con una gran movilidad. Al principio, estos grupos de átomos forman filamentos bastante enredados. Con el tiempo, al moverse la placa superior, la velocidad de deformación aumenta y la resultante de las fuerzas tiende a desenredar estos filamentos en la dirección del flujo, dependiendo de su elasticidad y de su velocidad de deformación, y además dicha fuerza libera parte del líquido que existe alrededor de la molécula. Como resultado de todo lo que ocurre en el seno del fluido se produce una disminución de la fricción interna dando lugar a su vez a una disminución de la viscosidad (Figura 3.7).

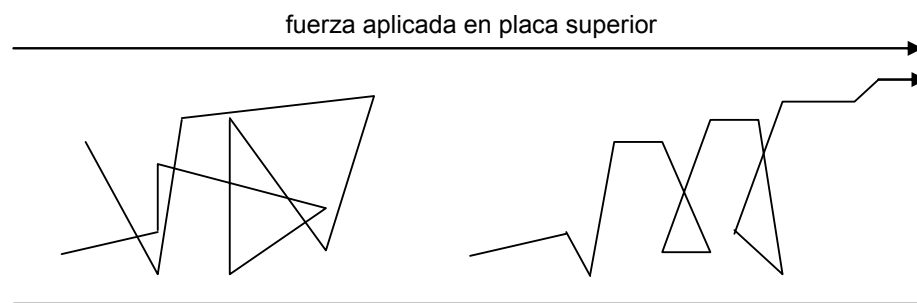


Figura 3. 7: Representación de la teoría del flujo de moléculas filamentosas en un fluido. Tomado de Itescam (2010: 20)

b) Fluidos dilatantes: Los fluidos dilatantes son suspensiones en las que se produce un aumento de la viscosidad con la razón de corte, tal como se representa en la Figura 3.8.

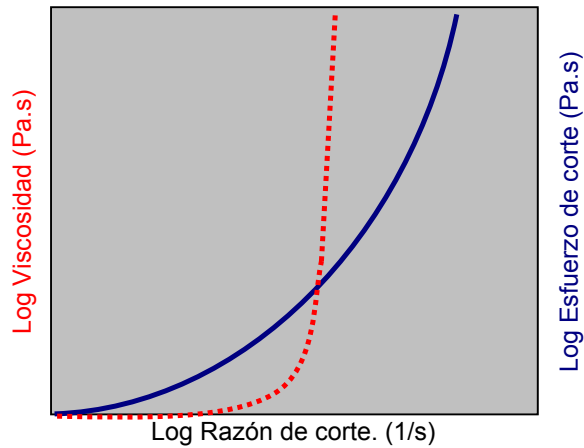


Figura 3. 8: Curva de fluidez y viscosidad para un fluido dilatante. Tomado de Itescam (2010: 22)

El fenómeno de dilatancia, también llamado “shear thickening”, se produce debido a la fase dispersa del fluido. En dicho fluido tiene lugar un empaquetamiento de las partículas, dejando a la fase continua casi sin espacio. Si a continuación se aplica un esfuerzo, el empaquetamiento se altera y los huecos entre las partículas dispersas aumentan. Además, conforme aumenta la velocidad de deformación aplicada, mayor turbulencia aparece y más difícil es el movimiento de la fase continua por los huecos, dando lugar a un mayor esfuerzo cortante (la viscosidad aumenta).

c) **Plásticos:** Este tipo de fluidos se comportan como un sólido hasta que sobrepasan un esfuerzo cortante mínimo (resistencia a la fluencia) y a partir de dicho valor se comporta como un líquido, tal como se representa en la Figura 3.9.

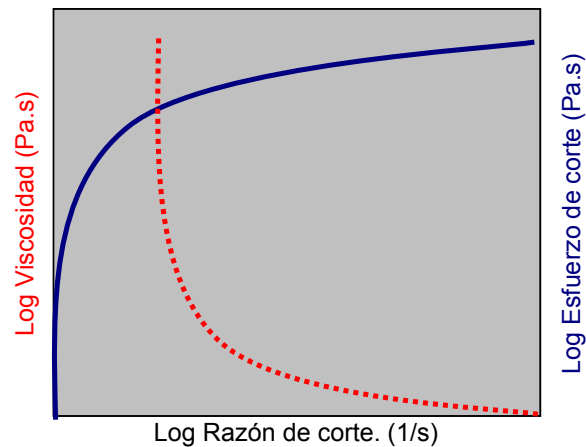


Figura 3. 9: Curva de fluidez y viscosidad para un fluido plástico. Tomado de Itescam (2010: 24)

La razón por la que se comportan así los fluidos plásticos es la gran interacción existente entre las partículas suspendidas en su interior, formando una capa llamada de solvatación. Están formados por dos fases, con una fase dispersa formada por sólidos y burbujas distribuidos en una fase continua. En estos fluidos, las fuerzas de Van der Waals y los puentes de hidrógeno, producen una atracción mutua entre partículas. También aparecen fuerzas de repulsión debidas a potenciales de la misma polaridad. En este tipo de fluidos se forman coloides cuyas fuerzas repulsivas tienden a formar estructuras de tipo gel. Si las partículas son muy pequeñas poseen entonces una gran superficie específica, rodeados de una *capa de adsorción* formada por moléculas de fase continua. Gracias a esta capa, las partículas inmovilizan gran cantidad de fase continua hasta que no se aplican sobre ellas un esfuerzo cortante determinado.

Los fluidos plásticos, a su vez, se diferencian en la existencia de proporcionalidad entre el esfuerzo cortante y la razón de corte, a partir de su resistencia a la fluencia. Si existe proporcionalidad, se denominan fluidos plásticos de Bingham y si no la hay, se denominan solo plásticos (Itescam 2010:24). El modelo de Bingham ha sido históricamente empleado para la predicción de los requerimientos de transporte en tubería asociado a tasas de corte entre 10 a 100 s⁻¹, sin embargo para condiciones de inicio en tuberías, mecanismos de rastra y agitadores, las tasas de corte son menores a las indicadas, y el modelo Bingham no tiene validez experimental (Sofra: 2006: 22).

Fluidos dependientes del tiempo

Este tipo de fluidos se clasifican en dos tipos: los fluidos *tixotrópicos*, en los que su viscosidad disminuye al aumentar el tiempo de aplicación del esfuerzo cortante, recuperando su estado inicial después de un reposo prolongado, y los fluidos *reopéticos*, en los cuales su viscosidad aumenta con el tiempo de aplicación de la fuerza y vuelven a su estado anterior tras un tiempo de reposo.

a) Fluidos tixotrópicos: Se caracterizan por un cambio de su estructura interna al aplicar un esfuerzo. Esto produce la rotura de las largas cadenas que forman sus moléculas. Dichos fluidos, una vez aplicado un estado de cizallamiento (esfuerzo cortante), sólo pueden recuperar su viscosidad inicial tras un tiempo de reposo (Figura 12). La viscosidad va disminuyendo al aplicar una fuerza y acto seguido vuelve a aumentar al cesar dicha fuerza debido a la reconstrucción de sus estructuras y al retraso que se produce para adaptarse al cambio. Aparece un fenómeno de Histéresis. Las razones de este comportamiento son diversas. Si se considera al fluido como un sistema disperso, se debe tener en cuenta que las partículas que hay en él poseen diferentes potenciales eléctricos y tienden a formar tres estructuras variadas dependiendo de cómo sea la fase dispersa.

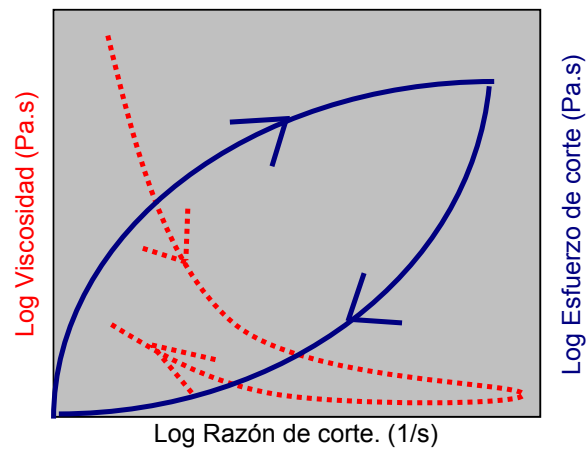


Figura 3. 10: Curvas de fluidez y de viscosidad de un fluido tixotrópico. Tomado de Itescam (2010: 27)

Si la fase dispersa está formada por una serie de capas se denomina “Castillo de naipes”, (Figura 3.11) si en cambio se compone de una serie de varillas se denomina “Armadura” (Figura 3.12), y si la fase dispersa está compuesta por formas esféricas se denomina “Estructura de perlas encadenadas” (Figura 3.13). Las fuerzas que actúan en estas estructuras son de tipo electrostático y se originan por el intercambio de iones dentro del

fluido, el cual provoca atracciones y repulsiones entre ellos que dan lugar a cambios estructurales.

Para la determinación de la tixotropía de una pulpa mineral existen tres métodos disponibles (Kealy 2006b: 5), siendo los dos primeros métodos directos y el tercero un método indirecto:

- La prueba del bucle de tixotropía.
- La prueba de corte constante
- La prueba de deformación y recuperación.

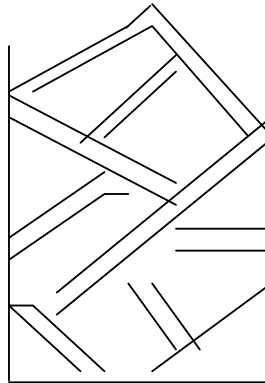


Figura 3. 11: Estructura tipo castillo de naipes en fluidos tixotrópicos. Tomado de Itescam (2010: 28)

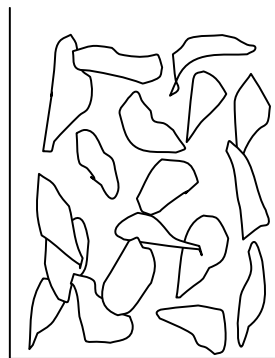


Figura 3. 12: Estructura tipo armadura en fluidos tixotrópicos. Tomado de Itescam (2010: 28)

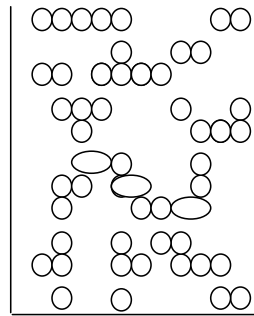


Figura 3. 13: Estructura de perlas encadenadas en fluidos tixotrópicos. Tomado de Itescam (2010: 28)

Estos cambios estructurales hacen disminuir la viscosidad con el aumento de la velocidad de deformación y que ésta esté muy influenciada por el tiempo. La estructura puede volver a recuperar su forma inicial dejándola un tiempo en reposo. Para diferenciar de forma sencilla un fluido tixotrópico, se aumenta la velocidad de deformación hasta un determinado valor y luego se disminuye hasta el reposo, observando entonces un fenómeno de histéresis, que ayuda a comprender la variación de la viscosidad. *Ejemplos* típicos de fluidos tixotrópicos son: las pinturas, el yogurt, las tintas de impresión, la salsa de tomate, algunos aceites del petróleo, el nylon, etc.

b) Fluidos reopécticos: Se caracterizan por tener un comportamiento contrario a los tixotrópicos, es decir, que su viscosidad aumenta con el tiempo y con la velocidad de deformación aplicada y presentan una histéresis inversa a estos últimos, tal como se presenta en la Figura 3.14. Esto es debido a que si se aplica una fuerza se produce una formación de enlaces intermoleculares conllevando un aumento de la viscosidad, mientras que si cesa ésta se produce una destrucción de los enlaces, dando lugar a una disminución de la viscosidad.

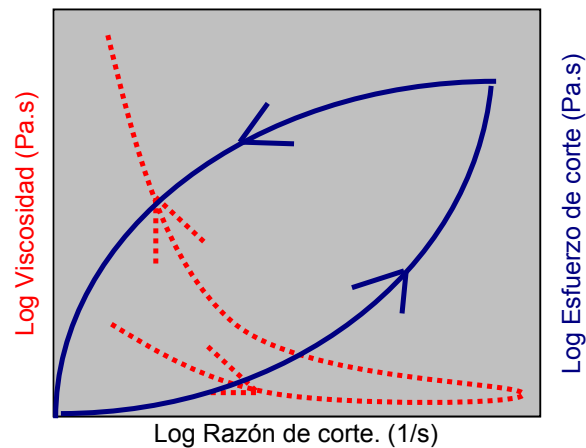


Figura 3. 14: Curva de fluidez y viscosidad de fluidos reopécticos. Tomado de Itescam (2010: 30)

3.4.3 Fluidos viscoelásticos

Los fluidos viscoelásticos se caracterizan por presentar a la vez tanto propiedades viscosas como elásticas. Esta mezcla de propiedades puede ser debida a la existencia en el líquido de moléculas muy largas y flexibles o también a la presencia de partículas líquidas o sólidos dispersos. La ecuación que describe el comportamiento viscoelástico está basada en el modelo de *Maxwell* (Ec. 11). Ejemplos de fluidos viscoelásticos son la nata, la gelatina, los helados, etc.

$$\tau + \lambda \dot{\tau} = \mu \dot{\gamma} \quad (\text{Ec. 11})$$

Donde:

- $\dot{\gamma}$: Razón de corte
- γ : Deformación
- λ : Tiempo de relajación (modelo de Maxwell)
- $\dot{\tau}$: Gradiente de esfuerzos cortantes (modelo de Maxwell)
- μ : Viscosidad dinámica

3.5 Resistencia a la fluencia

La resistencia a la fluencia (o Yield Stress) se define como resistencia mínima requerida para iniciar el flujo en un líquido, y está gobernada por las propiedades estructurales de un material en reposo. Es decir que, para esfuerzos por debajo de la resistencia a la fluencia, el fluido se deformará elásticamente con una recuperación completa de tal deformación al ceder el esfuerzo que causó la deformación. Por otro lado, si la resistencia a la fluencia es excedida, el fluido exhibirá un comportamiento líquido. Al igual que la viscosidad, la resistencia a la fluencia depende de las condiciones de la muestra, temperatura, pH, granulometría, etc. (Boger 2002: 28). En la Tabla 3 se muestran resistencias a la fluencia típicas para algunas sustancias.

Tabla 3: Resistencias a la fluencia típicas. Tomado de Boger (2002: 28)

Sustancia	Resistencia a la fluencia (Pa)
Salsa de tomate	15
Yogurt	80
Pasta de dientes	110
Mantequilla de maní	1900
Relaves espesados	30 a 100
Relleno en pasta	250 a 800

3.6 Metodología para pruebas reológicas

En la Figura 3.15 se muestran la metodología disponible para la caracterización reológica de fluidos, tanto para la determinación de la viscosidad como la resistencia a la fluencia.

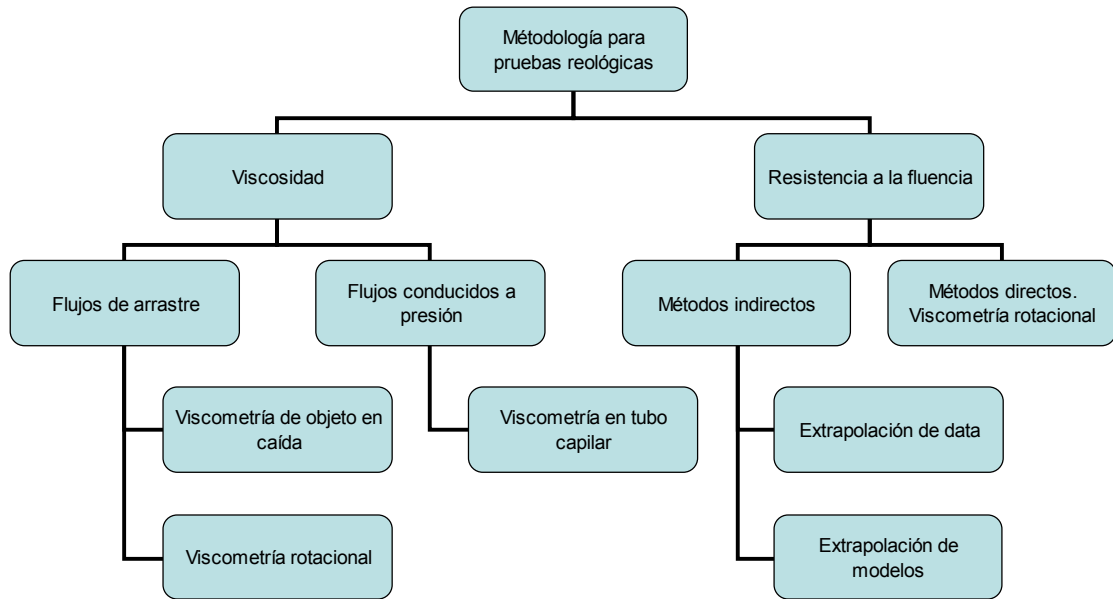


Figura 3. 15: Metodologías para pruebas reológicas. Elaboración propia

3.6.1 Determinación de viscosidad

De acuerdo a la Figura 17 se disponen de tres metodologías – viscometría de objetos en caída, rotacional, y en tubo capilar - para la determinación de la viscosidad, de las cuales los métodos de la viscometría rotacional tienen la ventaja de ser altamente confiables, reproducibles, requieren pequeñas cantidades de muestra y son de relativo bajo costo – comparado a un Flow Loop Test - y además los equipos para ello son pequeños y fácilmente transportables (Sofra 2006: 20). Por lo tanto, la viscometría rotacional será empleada en este estudio para la caracterización reológica.

Metodología

Tal como se mencionó, la generación de una curva de fluidez se consigue ya sea aplicando distintas tasas de corte como esfuerzos de corte de manera que la variable contraria se registre como respuesta del material, denominándose “Tasa Controlable” (Controller Rate) y “Esfuerzo Controlable” (Controlled Stress) respectivamente (Kealy 2006a: 3). Es decir:

1. Tasa controlable (Controlled Rate - CR).- Se impone una tasa de corte y se registra el esfuerzo de corte como respuesta del material. Se consigue esta modalidad con un viscosímetro ó un rheómetro.
2. Esfuerzo controlable (Controlled Stress – CS).- Se impone un esfuerzo de corte y se registra la tasa de corte como respuesta del material. Se consigue esta modalidad sólo con un rheómetro.

En teoría, materiales con ninguna dependencia reológica en el tiempo, CR y CS deberían dar resultados idénticos, pero no esto no ocurre, principalmente debido a la sensibilidad de los instrumentos involucrados a bajas velocidades (Kealy 2006a: 4).

Equipamiento y accesorios necesarios

Los accesorios disponibles incluyen: 1) Cono y plato (cone and plate), 2) Plato y plato (plate and plate) y 3) Copa y sensor (Cup and bob), siendo este último el más estandarizado.

Normas

La norma considerada para la caracterización reológica de este estudio fue:

1. DIN 53 019 : Determination of viscosities and flow curves using standard design rotary viscometers with a standard geometry measuring system (Part 1 & 2).
2. DIN 53 018 : Measurement of the dynamic viscosity of Newtonian fluids with rotational viscometers (Part 2).

Consideraciones

Existen algunas consideraciones importantes en el uso de la viscometría rotacional:

1. **Rango de la razón de corte:** Un error común es permitir que el viscosímetro rijas el rango de razón de corte (o esfuerzo), en lugar de definir el rango que nuestra aplicación es la que requiere. Así por ejemplo, actualmente es posible conseguir equipos capaces de generar tasas de corte desde 10^{-6} hasta 10^6 s^{-1} , pero si nuestra aplicación es bombeo sólo nos interesará el rango de 10^2 a 10^3 s^{-1} (Alderman 2004a: 28).
2. **Tamaño de fracción de sólidos:** se refiere a las partículas de mayor tamaño de la dispersión y que pueden ocasionar un falso esfuerzo de corte si su tamaño es cercano a la abertura disponible entre la copa y el sensor. Para evitar esto es importante considerar únicamente tamaños de partículas $1/3$ de la abertura disponible, que podría llegar a $1/10$ en el caso de pulpas espesadas (Kealy 2006a: 6).
3. **La elección del equipo y los sensores:** Debe realizarse de acuerdo a la naturaleza de la muestra, por ejemplo tamaño máximo de partícula, rango de viscosidad, etc. y no al revés. Alderman (2004a: 30-31) presenta una guía de ayuda para la selección del viscosímetro adecuado de acuerdo al fluido y la aplicación en evaluación.
4. **Control de la temperatura:** El calentamiento por cizallamiento es causado por el calor generado por fricciones internas a medida que las capas de fluido se desplaza entre otras, lo cual se incrementa a mayores tasas de corte (Kealy 2006a: 6).
5. **Pulpas sedimentables:** Existe la posibilidad de migración de partículas desde la superficie de corte, lo cual originaría zonas de baja concentración no

representativas. Mientras más tarde una prueba, mayor la probabilidad para que la fracción gruesa de la pulpa sedimente, o que se forme un gradiente de concentraciones. (Sofra 2006, (Kealy 2006a: 6).

6. **Inercia del sensor:** Ya que la inercia de los instrumentos – algunos de los cuales pueden resultar muy pesados – producto de la rotación, genera una alta aceleración de éstos, de manera que sea mayor a la controlada por el software, es importante que se disponga de tiempo suficiente para permitir el aumento progresivo de la tasa de corte. Como regla general, se debe dejar al menos 1 segundo por cada 1 s^{-1} de razón de corte (Kealy 2006a: 6), o al menos 30 segundos por paso (Alderman 2004b:35).
7. **Deslizamiento:** Los sistemas multifásicos, como las pulpas minerales, tienden a deslizarse en las inmediaciones del instrumento de medición. Una forma de evitar esto es disponer de instrumentos ranurados o ásperos (Kealy 2006a: 6).
8. **Flujo caótico:** Dado que la principal asunción de la viscometría rotacional es que se dispone de un fluido laminar, es importante asegurar que altas tasas de corte no generen un flujo caótico o turbulento. Esto se puede controlar cambiando los sensores disponibles (Kealy 2006a: 6) o calculando el límite de flujo laminar para eliminar los puntos que caen en la zona de transición (Alderman 2004b:35).

3.6.2 Determinación de la resistencia a la fluencia

De acuerdo a la Figura 17 se disponen de dos grandes tendencias en las metodologías para la determinación de la resistencia a la fluencia: métodos directos y métodos indirectos. De manera disgregada, se tienen los métodos:

1. Métodos directos estáticos
 - a. Vane
 - b. Placa ranurada
 - c. Penetrómetro
 - d. Plano inclinado

2. Métodos directos reométricos
 - a. Rampa de esfuerzo (Stress ramp)
 - b. Deformación (Creep)

3. Métodos indirectos
 - a. Extrapolación de la curva de flujo
 - b. Modelo de Casson
 - c. Modelo de Herschel-Bulkley

En el año 2006, Nguyen et ál. Llevaron a cabo una investigación con el objetivo de evaluar la confiabilidad y reproducibilidad de los métodos para la determinación de la resistencia a la fluencia de una suspensión de TiO_2 en 6 distintos laboratorios y con diferentes instrumentos. Los resultados obtenidos indicaron que entre las técnicas evaluadas, los métodos directos estáticos produjeron la mayor confiabilidad y reproducibilidad, y de éstos el métodos vane presenta la mejor consistencia. “De los cuatro métodos rectos estáticos, sólo la técnica vane fue empleada en más de un laboratorio. Los resultados de tres distintos laboratorios indican buena consistencia empleando el vane, con una desviación estándar máxima de 10%. [Los métodos directos reométricos] presentaron un alto grado de variación e inconsistencia con

desviaciones estándar de 50%, mientras que los métodos indirectos reportan desviaciones entre 55 a 60%³ (Nguyen 2006: 20-21).

Metodología

Para emplear la metodología vane, debemos emplear el “modo CD”, en el que la razón de corte se mantiene constante a lo largo de un período de tiempo establecido por el usuario. El equipo registra la razón de corte como respuesta vs. el tiempo. El punto máximo de esta curva será la resistencia a la fluencia (Haake s/a: 26). Por otro lado, se recomienda que la resistencia a la fluencia sea determinada en un amplio rango de concentraciones de sólidos incluso más allá del punto de operación esperado; esto con el propósito de conocer el inicio de la tendencia exponencial y alejarse de éste para propósitos de diseño.

Equipamiento y accesorios necesarios

De acuerdo al método empleado para la determinación de la resistencia a la fluencia, en la tabla 4 se muestra el equipamiento para cada caso.

Norma

La norma considerada para la caracterización reológica de este estudio fue:

1. ASTM D 4648-00: Standard test method for laboratory miniature vane shear test for saturated fine-grained clayey soil.

Consideraciones

En la investigación de Nyugen se identifica que las técnicas empleadas para preparación de la mezcla ejercen una alta influencia en los resultados de la resistencia a la fluencia. “El

³ Traducción del autor

estudio inter-laboratorio resaltó claramente la necesidad por uniformizar la preparación de muestras y procedimientos, así como la historia de cizallamiento. La falta de un adecuado estándar de la historia de cizallamiento contribuyen a la pobre reproducibilidad de las mediciones de la resistencia a la fluencia (Nyugen 2006: 23)".

Tabla 4: Equipamiento y accesorios necesarios para la determinación de la resistencia a la fluencia. Elaboración propia.

Clasificación	Método	Equipo / accesorio necesarios	Modo
Métodos directos estáticos	a. Vane	Viscosímetro o rheómetro	CR
	b. Placa ranurada	Placa ranurada	
	c. Penetrómetro	Penetrómetro	n.a
	d. Plano inclinado	Plano inclinado	n.a
Métodos directos reométricos	a. Rampa de esfuerzo (Stress ramp)	Rheómetro	CS
	b. Deformación (Creep)	Rheómetro	CS
Métodos indirectos	a. Extrapolación de la curva de flujo	Viscosímetro o rheómetro	CR ó CS
	b. Modelo de Casson	Viscosímetro o rheómetro	CR ó CS
	c. Modelo de Herschel-Bulkley	Viscosímetro o rheómetro	CR ó CS

3.6.3 Asentamiento de cono ó Slump

El asentamiento de cono (slump) es una técnica de medición de la consistencia que posee una pasta o pulpa espesada, siendo su empleo muy utilizado en la industria del concreto. El procedimiento se explica ampliamente en la norma ASTM C143-78 "Slump of Portland Cement Concrete".

El asentamiento de cono se mide por medio del "cono de Abrams" el cual consiste de un molde de metal con forma de cono truncado, con un diámetro en la base de 20 cm (8 pulgadas) y un diámetro en la parte superior de 10 cm (4 pulgadas), con una altura de 30 cm (12 pulgadas), ver Figura 18. El molde en forma de cono truncado, humedecido

previamente, se llena con la mezcla en 3 capas de la misma altura, apisonando con la varilla lisa uniformemente y compactando con 25 golpes de varilla por vez, acto seguido se levanta el molde (no debería hacerse en menos de 5 segundos) y se mide cuanto ha descendido la mezcla en el punto central (Figura 3.16). El valor obtenido, es la medida de la consistencia de la mezcla. Desde el inicio del procedimiento, hasta este punto no deben de haber pasado más de 2 minutos. Entre la obtención de la muestra y el término de la prueba no deben pasar más de 10 minutos (Ingesite 2009).

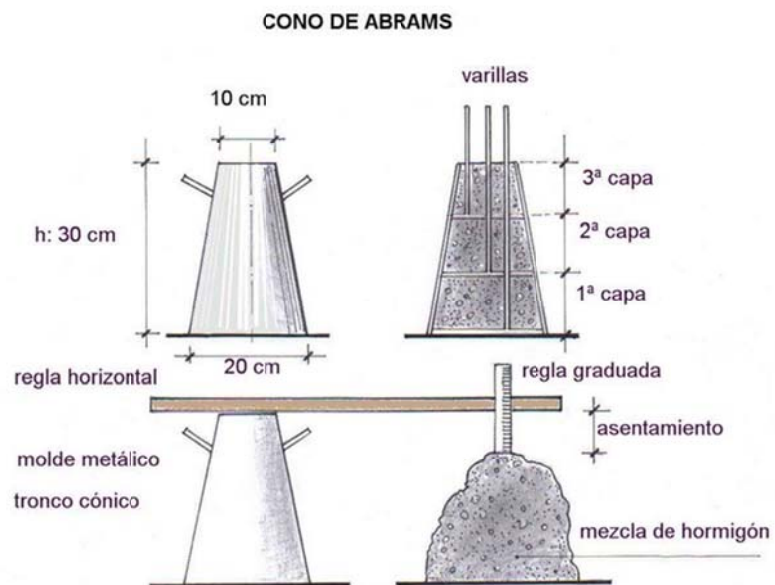


Figura 3. 16: Ensayo de asentamiento de cono. Tomado de Construmatica (2010)

Ventajas

Las ventajas del asentamiento de cono frente a otras metodologías son su facilidad de medición en campo, no requiere personal altamente calificado, es muy económico y es muy rápido

Desventajas

El asentamiento de cono no es una propiedad del material. Es útil sólo para comparaciones de un material, no aplica para materiales de distinta granulometría, mineralogía, etc. (Boger 2002: 31, Sofra 2006: 19) Así en la Tabla 5, se muestran tres materiales de distinta mineralogía, porcentaje de sólidos en peso, con distinta resistencia a la fluencia, pero que sin embargo tienen el mismo número de asentamiento de cono.

Tabla 5: Resistencia a la fluencia para un asentamiento de cono fijo. Tomado de Boger (2002: 31)

Parámetro	Relaves de carbón	Relaves de Au	Relaves de Pb/Zn
Densidad	1450 kg/m ³	2800 kg/m ³	4100 kg/m ³
%w	36%	75%	75%
Asentamiento de cono	203mm (8")	203mm (8")	203mm (8")
Resistencia a la fluencia	160 Pa	275 Pa	330 Pa
Pérdidas por fricción (calculada)	5,07 kPa/m	8,13 kPa/m	9,6 kPa/m



Figura 3. 17: Asentamiento de cono según consistencia de material. Tomado de Australian Government (2007: 54)

Método modificado de asentamiento de cono “reómetro de 50 centavos”

En 1996, Pashias et ál. Publicaron un artículo en que se presentaba y concluía un método modificado del asentamiento de cono (conocido como el “reómetro de 50 centavos”) para la predicción adecuada de resistencias a la fluencia en fluidos de hasta 200 Pa. Sin embargo, sus detractores (Crowder 2005) han demostrado experimentalmente que tal conclusión no puede generalizarse, ya que observaron que pulpas minerales de otra naturaleza mineralógica y granulométrica, a las estudiadas por Pashias et ál, presentaban discrepancias en resultados.

Sin embargo, se considera que tal metodología es valiosa al poder ser empleada para obtener un “índice de propiedad” relativo al material y cuando se requieran mediciones comparativas rápidas en terreno, pero que en ningún caso deben considerarse absoluta, ni emplearse en casos de un proceso cambiante, desde el punto de vista mineralógico, contenido de floculante, etc. Por esta razón, el método modificado de asentamiento de cono no será empleado para la caracterización reológica de los relaves de cobre de este estudio.

3.6.4 Consideraciones para el diseño

Para la realización de un ensayo reológico efectivo, existen 5 principales consideraciones a tomar en cuenta. Estas son, la mineralogía, la distribución granulométrica, a preparación de la muestra, la acidez (pH), y la historia de cizallamiento.

La mineralogía

Para entender cabalmente el efecto de la mineralogía, es importante entender que la composición mineralógica varía incluso en el mismo depósito mineral, debido a las condiciones únicas de cada lugar, y que estas variaciones tienen un impacto profundo sobre

el proceso metalúrgico a medida que se realiza su extracción. Es así que, en el caso lateritas de níquel con presencia de limonitas, saprolitas, limonitas de transición, etc. en el mismo yacimiento, Sofra (2006: 14) ha estudiado, que para un porcentaje de sólidos de 50%w, las resistencias a la fluencia van desde 5Pa hasta 600 Pa según la mineralogía predominante. El efecto es altamente significativo si tomamos en cuenta que para un mismo porcentaje de sólidos de diseño, podemos migrar de pulpas bombeables a pulpas no bombeables, con sólo procesar mineral de distinta procedencia.

Por otro lado, la presencia negativa de la arcillas sobre la reología de cualquier pulpa mineral ha sido reportado en numerosas publicaciones, concluyendo que genera un producto muy difícil de manejar. Aunque entre las arcillas se presentan diversos tipos, resaltan las ilíticas y las montmorillonitas, causantes estas últimas de dificultades tecnológicas debido a las altas viscosidades que generan en las pastas y a la consecuente necesidad de incrementar de modo notable su humedad para hacerlas bombeables, por lo general, las arcillas no son un parámetro de medición rutinario de ninguna planta concentradora (Boger 2002: 25-26).

A continuación se presentan dos casos acerca del efecto de arcillas en reología de pulpas.

1. **Minera Escondida Limitada**, quienes afrontaron dificultades en el transporte de sus relaves al experimentar un cambio mineralógico importante en el año 2004, el cual afectó la reología de los relaves tal como se aprecia en la Figura 3.18.

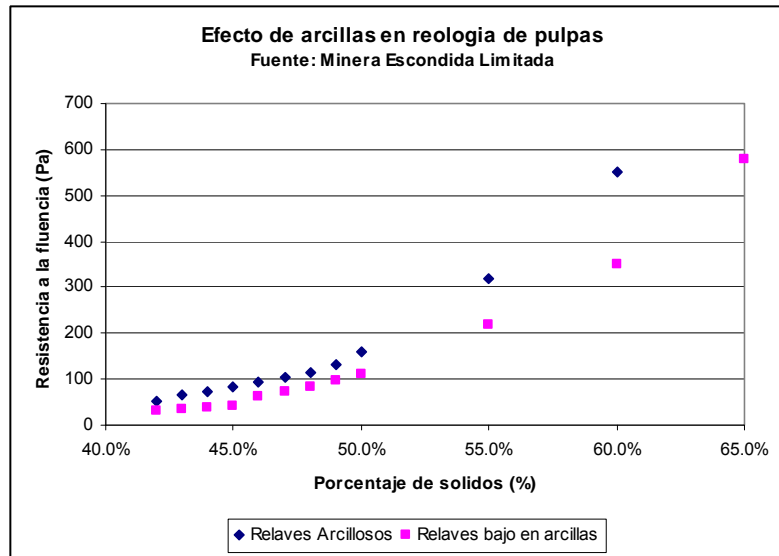


Figura 3. 18: Efecto sobre la resistencia a la fluencia al cambiar el contenido de arcillas minerales. Tomado de PSI CHILE (s/a: 5)

2. **Southern Copper Corporation**, experimentó cambios en la reología de sus relaves asociados a cambios mineralógicos durante un reciente pilotaje en el año 2008. Los distintos tipos de minerales con y sin contenidos de arcillas, produjeron variaciones significativas en los resultados del pilotaje de espesamiento: porcentaje de sólidos en la descarga, consumo de floculante, reología, etc. El caso del cambio en reología se muestra en la Figura 3.19.

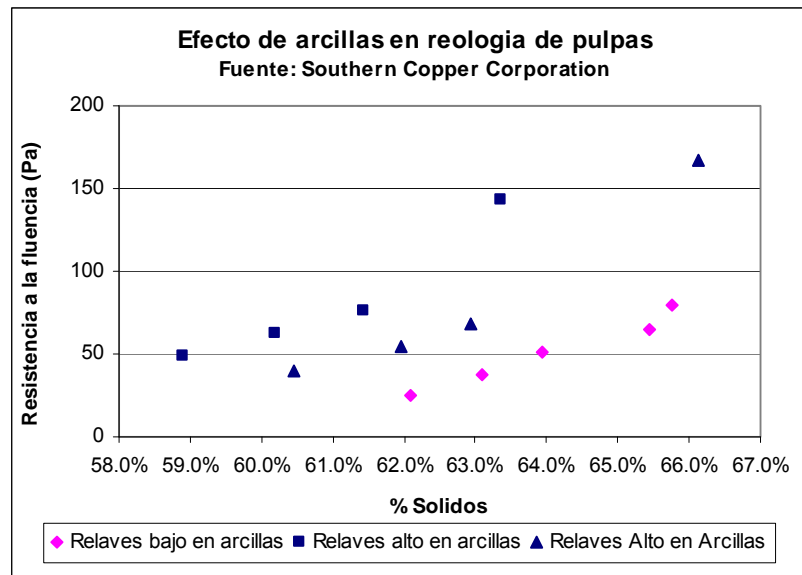


Figura 3. 19: Efecto de arcillas en reología de relaves de cobre. Elaboración propia. Adaptado de Golder (2007: 10-11)

La distribución granulométrica

“Cambios en mineralogía y distribución granulométrica en un depósito mineral pueden afectar significativamente la resistencia a la fluencia de los relaves a una concentración de sólidos fija, esto puede significar la diferencia entre una operación de disposición exitosa o no” (Sofra 2006:14-15). Si tomamos en cuenta que la molienda se especifica para cada tipo de mineral (por campañas), y que el intemperismo inherente a cada depósito mineral, producen materiales con distinta distribución granulométrica, es lógico pensar que esto tiene un efecto en sus características reológicas, tal como se presenta en la Tabla 6 para 3 distribuciones granulométricas (D_{90}) distintas de bauxitas a 67%w.

Tabla 6: Efecto de la granulometría sobre las propiedades reológicas de la bauxita para 67%w de sólidos. Tomado de Sofra (2006: 15).

D_{90}	Resistencia a la fluencia (Pa)
212 μm	10
500 μm	18
53 μm	110

Preparación de muestra

Se refiere al entendimiento de degradación de la muestra por efectos del tiempo (envejecimiento), manipulación y transporte. Según Sofra (2006: 14-15) la preparación de la muestra es muy importante sobre todo en el caso de manipulación de muestras floculadas, ya que los flóculos se ven degradados en tiempos prolongados, así como por el proceso de manipulación en sí, ya que en muchas ocasiones se requiere homogenización y/o resuspensión de partículas antes del ensayo, lo cual origina una adición de calor a la muestra y en el que las cadenas floculadas se rompen con facilidad, por otro lado durante el transporte mismo de muestra, también se reporta alteración de las propiedades reológicas por efectos de cizallamiento.

Desde el punto de vista de diseño de ingeniería, esta última recomendación se aplica a situaciones en las que representar las condiciones estáticas sin alteración sean vitales para el diseño, tales como sistema de rastras en espesadores o bombas de underflow de espesadores. Por ello, se sugiere que en la medida de lo posible las pruebas reológicas se realicen en terreno, en el mismo momento de generar la muestra y a las condiciones del proceso, tales como pH, temperatura, etc. (Sofra 2006:15).

Acidez

Nuyh et ál (2002) han demostrado experimentalmente la reducción de la resistencia a la fluencia tras incremento de acidez en un concentrado de cobre, mediante la adición de ácidos como el HCl, HNO₃ ó H₂SO₄. Sin embargo, para el caso de la viscosidad se observó que la acidificación produjo la reducción de la viscosidad en el caso de la adición de HCl y HNO₃, pero no para el H₂SO₄, cuyo caso es totalmente inverso. Dicho efecto se explica por la reacción de iones de Ca²⁺ con el SO₄⁴⁻ para formar CaSO₄.2H₂O en forma de precipitado, lo cual incrementa el porcentaje de sólidos en la muestra. Por lo antes expuesto, es recomendable que cada muestra sea sometida a una evaluación particular para cada caso, y de acuerdo a las condiciones operativas esperadas.

La historia de cizallamiento “Shear History”

La mayor parte de suspensiones concentradas poseen una estructura tipo red la cual puede romperse a medida que son sometidas a tasas de corte (cizallamiento). “Es importante entender la existencia de ruptura de la red estructural para asegurar que el ensayo reológico se realice a una apropiada condición de corte. En el caso de los requerimientos de torque para una rastra de un espesador, los ensayos deben realizarse “sin cizalle”, ya que representaría el estado natural de trabajo de este sistema. Para cálculos en tubería, las pruebas deberían ser conducidas en un estado de cizallamiento total para evitar el sobredimensionamiento de bombas centrífugas⁴” (Sofra 2006:16). Este criterio aplica tanto para la determinación de viscosidad como de resistencia a la fluencia, de manera que debe ser una práctica contar con al menos dos curvas de resistencia a la fluencia, una indicando una condición estática (unsheared) y otra tras cizallamiento (sheared).

⁴ Traducción del autor

3.7 Coloides. Coagulación y floculación

El término “coloide” es aplicado, generalmente, a aquellas partículas entre $0,001 \mu\text{m}$ a $1 \mu\text{m}$, mientras que dispersiones de partículas de mayor tamaño son llamadas simplemente “suspensiones”, sin embargo tal delimitación es sólo referencial ya que las suspensiones también pueden exhibir propiedades coloidales (Svarovsky 2000: 104). Entre algunos ejemplos de coloides podemos incluir sistemas biológicos complejos, como la sangre, o sistemas funcionales, como las pinturas, la leche, la tinta, el barro, etc. Al comprender las interacciones en un sistema coloidal, será posible modificar sus características; así por ejemplo, en ocasiones se busca incrementar las fuerzas repulsivas entre ellos para asegurar estabilidad e impedir la formación de aglomerados; mientras que por el contrario, en los tratamientos de agua, por ejemplo, se busca minimizar las fuerzas de repulsión coloidal para así fomentar su aglomeración y sedimentación (Ravina 1993: 1).

3.7.1 Estabilidad coloidal – Teoría DLVO

La explicación clásica de los coloides en suspensión se denomina teoría DLVO, llamada así por Derjaguin, Landau, Verwey y Overbeek, y se basa en el equilibrio de fuerzas de atracción tipo Van der Waals, y las de repulsión electrostáticas.

En general, todas las partículas exhiben fuerzas de atracción entre sí, llamadas fuerzas de London-Van der Waals, las cuales ejercen su acción sólo al estar muy cerca entre sí. Sin embargo, la naturaleza de la atmósfera eléctrica que rodea toda partícula genera fuerzas de repulsión y no permite un acercamiento, de manera que las fuerzas antes mencionadas son incapaces de atraer partículas por sí solas. La estabilidad coloidal se explica por la hipótesis de que las partículas son portadoras de una carga eléctrica, la cual proviene de la adsorción de iones, producto de la disociación de los compuestos en solución, la liberación de iones

de compensación atraídos por imperfecciones de la red del cristal, distribución desigual de iones constituyentes, o la ionización de grupos superficiales. Debido a esta presencia las partículas permanecen en suspensión permanente al repelerse mutuamente, esto se representa en la Figura 3.20. En la mayor parte de suspensiones minerales, estas exhiben una carga superficial negativa excepto en algunas pocas instancias donde la pulpa tiene un pH muy bajo ($< \text{pH } 4$) (Ravina 1993: 1, Day 2002:187, Svarovsky 2000: 105-108).

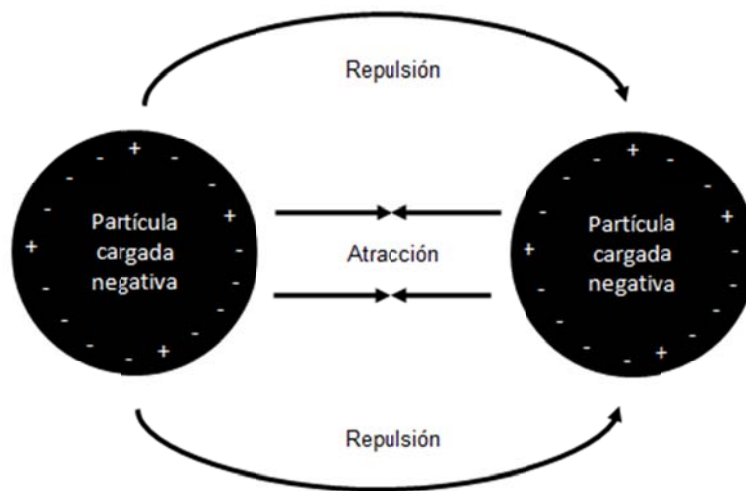


Figura 3. 20: Interacción de fuerzas de atracción y repulsión en partículas cargadas negativamente. Elaboración propia, adaptado de Svarorvsky (2000:105)

La teoría DLVO sugiere la superposición de ambas fuerzas mencionadas, cuya resultante es llamada “Energía Neta de Interacción”, tal como se representa en la Figura 23, donde la altura de la barrera de energía indica cuán estable es el sistema, ya que es el punto de máxima energía de repulsión. Esto quiere decir que, para que dos partículas se aglomeren deben tener suficiente energía cinética, debido a su velocidad y masa, para pasar por dicha barrera. “La barrera de energía es un indicador de la tasa de floculación, la cual además está determinada por la caída de potencial en la doble capa, de manera que conocer la

carga en torno a la partícula es clave para la explicar el comportamiento del coloide durante la floculación ⁵ (Svarovsky 2000: 107.)

Por otro lado, a medida que las partículas van siendo más finas se reduce gradualmente el efecto de la gravedad, que es equilibrado por las fuerzas de movimiento browniano, alcanzándose un estado coloidal en que las partículas dispersas se mantienen en suspensión permanente en el líquido. Según Day (2002): “En una suspensión mineral, es común un gran espectro de tamaños de partículas, algunas de ellas son lo suficientemente grandes como para sedimentar rápidamente, mientras que otras más pequeñas, en equilibrio con las fuerzas gravitatorias y movimiento browniano no lo hacen⁶”. En general, la tasa de sedimentación de partículas se rige a partir de la ley de Stokes, dependiendo del tamaño de partícula, densidad relativa respecto al medio en suspensión, la viscosidad del medio, y las fuerzas de interacción ya mencionadas (Wills 2006: 378, Day 2002: 187).

Para conseguir la atracción entre partículas se necesita neutralizar las cargas superficiales, por medio de la alteración de la interface sólido líquido, lo cual se consigue con la adición de electrolitos, agentes superficiales o ajuste de las condiciones físicas. Las partículas una vez neutralizadas, pueden aglomerarse en flóculos y sedimentar con mayor facilidad en un proceso llamado coagulación y floculación. Para mejorar la tasa de sedimentación, es usual el empleo de polímeros de alto peso molecular (Day 2002: 187, Svarovsky 2000: 104).

^{5 5} Traducción del autor

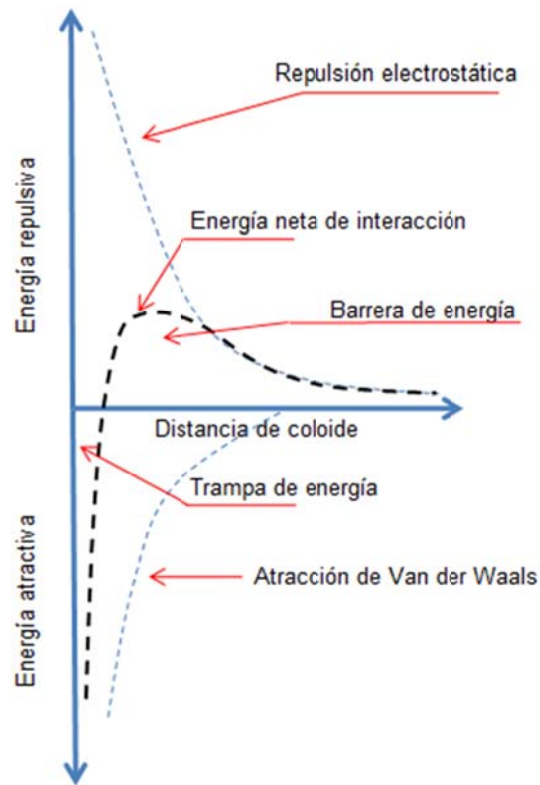


Figura 3. 21: Curva de “energía neta de interacción” según distancia del colóide. Tomado de Ravina (1993: 4)

Modelo de la doble capa eléctrica

Se usa este modelo para visualizar la atmósfera iónica en la proximidad del colóide cargado y para explicar cómo funcionan las cargas eléctricas de repulsión. Inicialmente, la atracción del colóide cargado negativamente provoca la formación de una capa rígida de iones positivos adyacentes a la superficie del colóide, esta capa es llamada “Capa de Stern”. Al mismo tiempo otros iones positivos que se aproximan al colóide son rechazados por la capa de Stern, así como por la presencia de demás iones positivos próximos, formándose así un equilibrio dinámico, denominado “Capa Difusa”, tal como se presenta en la Figura 3.22.

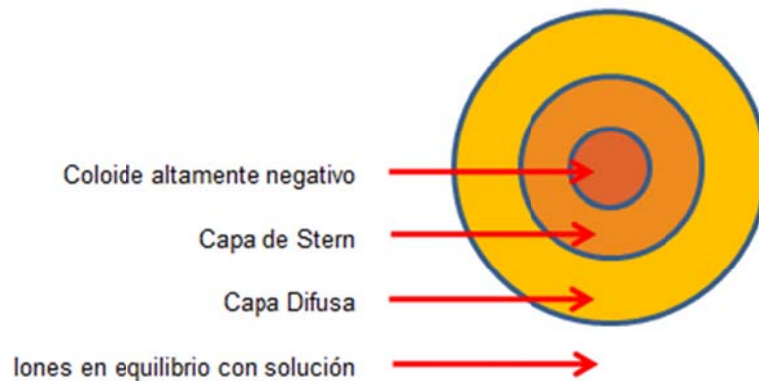


Figura 3. 22: Modelo de la doble capa eléctrica. Elaboración propia, adaptado de Ravina (1993: 2)

La concentración de iones positivos es alta cerca de la superficie del coloide, pero disminuye con la distancia hasta que se logra un equilibrio con los iones de la solución. En forma similar, en la capa difusa hay un déficit de iones negativos, su concentración se incrementa al alejarse del coloide, tal como se representa en la Figura 3.23 (Day 2002: 188).

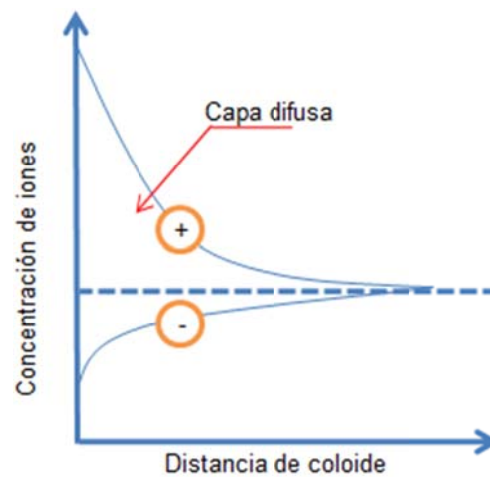


Figura 3. 23: Variación en la concentración de iones positivos y negativos respecto a la distancia del coloide. Elaboración propia, adaptado de Ravina (1993: 3)

Es así que, la capa difusa puede ser visualizada como una atmósfera cargada rodeando al coloide. A cualquier distancia de la superficie, la densidad de carga, es igual a la diferencia de concentración entre iones positivos y negativos, y que es mucho mayor cerca del coloide y gradualmente disminuye a cero cuando las concentraciones de iones positivos y negativos se asemejan (Figura 3.24). Los contra-iones de la capa de Stern y de la capa difusa son los que juntos llamaremos la “Doble Capa Eléctrica”, cuyo espesor depende del tipo y concentración de los iones en la solución (Ravina 1993: 1-2).

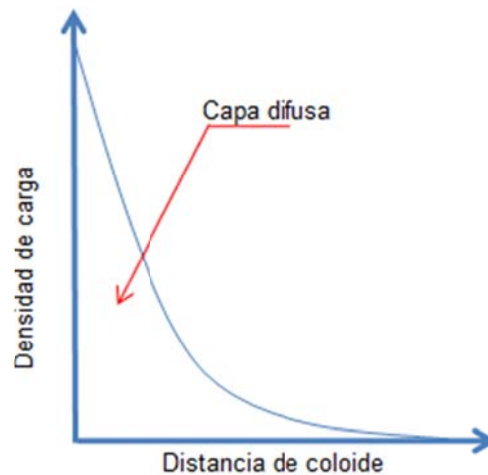


Figura 3. 24: Figura 26: Variación en la densidad de carga respecto a la distancia del coloide. Elaboración propia, adaptado de Ravina (1993: 3)

Por otro lado, debido a la interacción de la atmósfera cargada del coloide, se conoce que se genera un potencial eléctrico relativo a la solución, el cual tiene un valor máximo en la superficie del coloide, donde es llamado “Potencial Superficial” y disminuye gradualmente mientras se aleja del coloide. Un punto de particular interés lo constituye el “Potencial Zeta”, que es el potencial entre la Capa Difusa y la Capa de Stern, y al ser único capaz de ser medido experimentalmente, es un indicador muy importante para el estudio del comportamiento de cualquier coloide (Figura 3.25), ya que la magnitud de la doble capa eléctrica es función directa de la carga superficial (Day 2002 : 187).

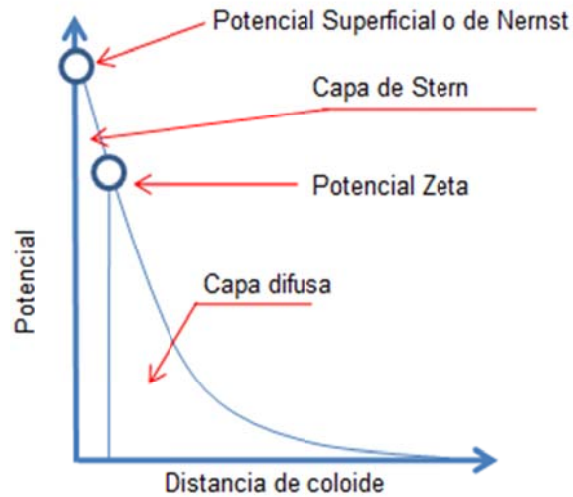


Figura 3. 25: Potencial respecto a la distancia del coloide. Elaboración propia, adaptado de Ravina (1993: 3)

Según (Svarovsky 2000: 108), el primero en modelar el comportamiento de la Doble Capa Eléctrica fue Gouy-Chapman. En el modelo de Gouy-Chapman se observa la variación del potencial neto, φ , de acuerdo a la distancia del coloide, x , tal como sigue (Ec. 12):

$$\frac{d\varphi}{dx} = -\left(\frac{8\pi n' BT}{\varepsilon}\right)^{1/2} \left[\exp\left(\frac{ve\varphi}{BT}\right) - \exp\left(-\frac{ve\varphi}{BT}\right) \right] \quad (\text{Ec. 12})$$

Donde:

- φ : Potencial de la doble capa eléctrica a una distancia x
- B : Constante de Boltzmann
- V : Es la valencia del ión con carga opuesta al de la superficie del coloide
- n' : Concentración del ión
- T : Temperatura
- ε : Constante dieléctrica de la fase líquida
- e : Carga eléctrica

La integración de la ecuación 12, conduce a las siguientes expresiones:

$$\varphi = \varphi_0 \exp(-Hx) \quad (\text{Ec. 13})$$

$$H = \sqrt{\left(\frac{8\pi e^2 N_A^2 I}{1000 \varepsilon RT}\right)} \quad (\text{Ec. 14})$$

Donde:

- H : Función de Debye-Huckel
- N_A : Número de Avogrado
- I : Fuerza iónica
- Ω_g : Densidad de carga dada por el modelo de Gouy con φ_0 reemplazado por φ_0
- Ω_s : Carga absorbida por unidad de área debido a la Capa de Stern

Esto indica que el potencial superficial tiene una tendencia a disminuir exponencialmente mientras se aleja de la superficie coloidal, y se hace cero a una distancia $x = 3/H$. Tendencia que fue presentada en la Figura 27. La siguiente expresión (Ec. 15) para la densidad de carga en la superficie:

$$\Omega = \left(\frac{\varepsilon \pi B T}{2}\right)^{1/2} \left[\exp\left(\frac{ve\varphi_0}{2BT}\right) - \exp\left(-\frac{ve\varphi_0}{2BT}\right) \right] \quad (\text{Ec. 15})$$

Donde:

- ϕ : es el potencial de la doble capa eléctrica a una distancia x
- B : Constante de Boltzmann
- v : Es la valencia del ión con carga opuesta al de la superficie del coloide
- n' : Concentración del ión
- T : Temperatura
- ϵ : Constante dieléctrica de la fase líquida
- e : Carga eléctrica
- H : es la función de Debye-Huckel
- N_A : Número de Avogrado
- I : Fuerza iónica
- Ω : Densidad de carga en la superficie del coloide.

Stern (Svarovsky 2000: 108-110) mejoró el modelo propuesto por Gouy-Chapman (Ec 15), y a pesar de ser una expresión compleja, es la que mejor representa el fenómeno hasta la fecha, en ella la densidad de carga total se presenta en la Ec. 17:

$$\Omega = \Omega_s + \Omega_g \quad (\text{Ec. 16})$$

De manera que la expresión completa es:

$$\Omega = n' \Omega_m \left[n' + Af * \exp \left(-\frac{ve\phi_\delta}{BT} - \phi \right) \right]^{-1} + \left(\frac{\epsilon n' KT}{2\pi} \right)^{1/2} \left[\exp \left(\frac{ve\phi_\delta}{2BT} \right) - \exp \left(-\frac{ve\phi_\delta}{2BT} \right) \right] \quad (\text{Ec. 17})$$

Donde:

- Ω_g : es la densidad de carga dada por el modelo de Gouy con ϕ_0 reemplazado por ϕ_0 que es el potencial en la capa de Stern.
- Ω_s : es la carga absorbida por unidad de área debido a la Capa de Stern.
- ϕ : Energía de Van der Waals.
- Ω_m : Es la carga correspondiente a la monocapa de contra iones.
- Af: Factor de frecuencia.
- ϕ_δ : es el potencial de la doble capa eléctrica en la capa de Stern.
- n' : Concentración del ión.

3.7.2 Desestabilización de suspensiones

Según Day (2002: 189-192), la desestabilización de suspensiones puede darse, en general, mediante la adición de:

1. Electrolitos o sales: los cuales generan la coagulación mediante dos mecanismos
 - a. Compresión de la doble capa eléctrica y disminución del potencial zeta.
Cuyo efecto se incrementa con la carga del electrolito, es decir cationes trivalentes (Al^{3+} , Fe^{3+}) son más efectivos que los monovalentes (Na^+).
 - b. Reacción química de contra iones y adsorción, generando la disminución de la carga de la partícula.

2. Iones metálicos hidrolizables: Son agregados en la concentración y rango de pH adecuado para que el hidróxido del metal precipite. Debido a que este método es efectivo sólo cuando se tiene un bajo nivel de sólidos en suspensión, y además por las restricciones de pH, es muy poco usado como floculante a nivel minero.

3. Polímeros: Pueden actuar de dos maneras:

- a. Atracción tipo “parche cargado”: ocurre cuando los polímeros se adsorben en la superficie de la partícula, y ya que, generalmente, la densidad de carga del polímero es mucho mayor al de la partícula, el polímero neutraliza completamente las carga negativas dentro del área geométrica de acción y conlleva un exceso de carga catiónica no neutralizada. El resultado es un parche cargado positivamente en un ambiente cargado negativamente, de tal manera que es atraído a las superficies de otras partículas, aglomerándose entre sí (Figura 3.26). Los tipos más comunes de polímeros en operar por este mecanismo son las poliaminas.

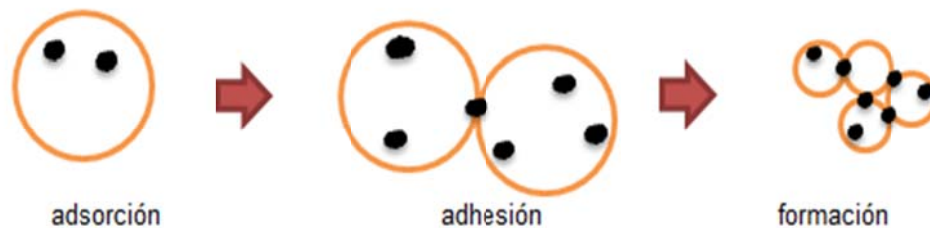


Figura 3. 26: Atracción tipo parche cargado. Elaboración propia, adaptado de Day (2002: 190)

- b. Atracción tipo puente: ocurre con la adsorción de las moléculas de polímero en las partículas, y debido a que la cadena del polímero es tan grande, provoca que unos de los extremos permanezca sin adsorción sobre la partícula quedando libre para adsorberse sobre otra partícula libre (Figura 3.27). “Los tipos más comunes de polímeros en operar por este mecanismo son las acrilamidas: catiónicos, aniónicos y no-iónicos, donde los dos últimos son los más usados por su capacidad de generar grandes cadenas con altos pesos moleculares y por ende los más comerciales” (Wills 2006: 379-380).

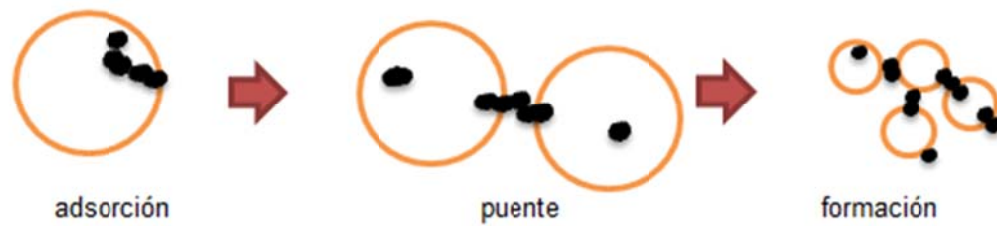


Figura 3. 27: Atracción tipo puente. Elaboración propia, adaptado de Day (2002: 191)

Comúnmente, los términos coagulación y floculación son usados indiferentemente, sin embargo ambas se refieren a procesos distintos. La coagulación se refiere al proceso de desestabilización de las partículas suspendidas de tal modo que, se reduzcan las fuerzas de repulsión entre ellas. La coagulación con ayuda de electrolitos, resulta en la formación de flocs muy pequeños y de lenta sedimentación, sin embargo la adición de cal es comúnmente usada para reducir los consumos de floculante posteriores. Por otro lado, la floculación tiene relación con los fenómenos de transporte dentro del líquido para que las partículas hagan contacto. Esto implica la formación de puentes químicos de tal manera que se genere una malla de coágulos. El crecimiento de las partículas floculadas origina un floc, tal que su peso específico supere al del agua y por ende pueda precipitar. De manera general, el consumo de floculante es por lo general menor que el caso de coagulante, y son mucho más eficaces, ya que generan una mayor velocidad de sedimentación (Nuñez s/a: 8).

En la Tabla 7 se presenta los tipos de floculante más empleados, así como sus aplicaciones industriales típicas y consumos regulares.

Tabla 7: Tipos de floculante y aplicaciones en la industria minera. Elaboración propia, adaptado de Day 2002: 194-195)

Tipo de floculante	Aplicaciones industriales		Consumo usual (g/t)
Aniónico	Espesamiento de pulpas minerales y concentrados	Concentrados y relaves de carbón, cobre, plomo y zinc; lamas de fosfatos y lodos de bauxita	2.5 a 5.0
	Agente filtrante para filtración a presión y a vacío.	Concentrados minerales	50 a 500
	Desaguado centrífugo	Concentrados minerales y relaves	5 a 250
No iónicos	Espesamiento de pulpas minerales y concentrados	Flotación de relaves auríferos, lamas de hierro, licores ácidos de uranio	1 a 50 g/t
	Agente filtrante para filtración a presión y a vacío.	Concentrados minerales	5 a 250 g/t
Catiónicos	Espesamiento de pulpas minerales y concentrados	Concentrados y relaves de carbón, lamas de hierro.	25 a 250 g/t
	Clarificación de agua de mina		5 a 50 g/t

Ya que la mayor parte de pulpas en la industria minera poseen partículas cargadas negativamente, se podría esperar que los floculantes catiónicos al adsorberse sobre éstas partículas sean las más adecuadas; sin embargo esto es cierto para propósitos de neutralización de cargas y atracción del polímero a la superficie de la partículas, pero no para efectos de atracción tipo parche cargado o tipo puente, ya que estos casos el mayor influyente es el peso molecular, característico de los floculantes aniónicos (Wills 2006: 380).

3.8 Separación sólido-líquido

La mayor parte de operaciones de beneficio de minerales emplean el uso de cantidades significativas de agua para su tratamiento. Para lograr la separación sólido/líquido posterior se cuenta actualmente, de manera general, con tres metodologías: espesamiento, filtración y secado térmico. En general, 75% a 80% del agua puede ser removida por medio de espesadores, y cerca del 90% con filtros en etapas posteriores. El espesamiento es la técnica de desaguado más ampliamente usada debido a que es relativamente barato, permite una alta capacidad de procesamiento y provee las mejores condiciones para la floculación debido a sus muy bajas fuerzas de corte (Wills 2006: 378,382, Gupta 2006: 401).

3.8.1 Sedimentación o espesamiento

Se define el espesamiento como el proceso mediante el cual, por acción de la gravedad, se provoca a partir de una mezcla bifásica el asentamiento de las partículas sólidas suspendidas en un líquido, generando una pulpa espesada en la parte inferior y un líquido clarificado sobrenadante en la parte superior. Si bien, los más importantes desarrollos tecnológicos modernos para el espesamiento se han desarrollado en la industria minera, en especial en la industria metalúrgica, donde las aplicaciones más exigentes y robustas han sido requeridas, hoy en día encontramos soluciones en la industria química y de aguas residuales, entre otras.

3.8.2 Leyes de la sedimentación

En los procesos de sedimentación juega un papel importante la relación de dilución, así como el tamaño de la partícula. De manera práctica, se observa que al verter una pulpa diluida en un cilindro y si se deja asentar, se observa lo siguiente:

1. Las partículas más gruesas son las primeras en llegar al fondo con relativa facilidad y con mayor velocidad que las de menor tamaño.

2. Enseguida a la sedimentación de las partículas gruesas, sigue la de los limos llenando los intersticios entre las partículas más gruesas.
3. Las partículas más finas, las cuales se asientan lentamente, permanecen en suspensión en la parte superior.

En general el movimiento de todas las partículas suspendidas en un fluido, salvo las coloidales, están gobernadas por las leyes de Stokes, (también llamadas leyes de Newton), las cuales son directamente proporcionales al tamaño de las partículas. La ley de Stokes determina la velocidad terminal (W) de la partícula en un fluido cualquiera, tal como se presenta en la Ec. 18.

$$W = \frac{2 (SG_s - SGL)}{9 \mu} g R^2 \quad (\text{Ec. 18})$$

Donde:

- W : Velocidad terminal
- SG_s : Gravedad específica del sólido
- SGL : Gravedad específica del líquido
- g : Aceleración de la gravedad
- R : Radio esférico de la partícula

3.9 Producción de relaves altamente densificados

La tecnología de producción de relaves altamente densificados o relaves espesados a muy baja humedad, ha experimentado un progreso muy rápido desde sus inicios en 1995, al ofrecer ventajas técnico-económicas y beneficios ambientales considerables en el campo de la disposición de desechos mineros. Hoy en día, las presiones legislativas y ambientales, la necesidad por conservación de los recursos hídricos, así como los ahorros en capital hacen aún

más atractiva la implementación de disposición superficial de relaves espesados ⁷
(Meggyes 2008: 1).

En el proceso de espesamiento los relaves pasan a través de espesadores donde las partículas sólidas se depositan en el fondo y son extraídos luego, a mayor densidad, en la descarga para ser finalmente descargados en la zona de disposición. La mayor parte del agua de proceso es extraída de la parte superior del espesador y retornada a la planta.

Se define a la pasta como una mezcla densa de partículas sólidas y un contenido entre 10% a 15% de agua de tal manera que la consistencia resultante puede ser medida por asentamiento de cono (slump). Una pasta, que pueden o no contener cemento, no tiene velocidad crítica ya que las partículas contenidas no segregan (Robinsky 1999), aunque sin embargo, puede exhibir liberación de agua superficial si es dejada en reposo por varias horas, pero sigue siendo estable sin riesgo de taponamiento de tuberías (Meggyes 2008: 3).

Según Meggyes (2008), la principal diferencia en cuanto a la filosofía en el manejo de relaves convencionales, y el de los relaves espesados o relaves en pasta, radica en que en los sistemas de disposición de relaves convencionales, las propiedades de los relaves son fijadas por la planta de procesamiento y por ende todos los diques de confinamiento, estructuras de control, sistemas de transporte, etc. deben ser diseñados de acuerdo a los que estos imponen por su propia naturaleza; mientras que en los sistemas de disposición de relaves espesados o en pasta en cambio, las propiedades de los relaves son diseñados para satisfacer la topografía del área de disposición de una manera más segura y amigable con el medio ambiente.

⁷ Traducción del autor

3.9.1 Rangos de espesamiento

El rango de espesamiento de una pulpa está en función a la cantidad de agua que es posible extraer en el proceso de espesamiento, y en general es afectado por la distribución de tamaño de partículas, mineralogía, tipo de floculante empleado, dilución previa, etc. Pruebas en 68 tipos de relaves y plantas de procesamiento alrededor del mundo, incluyendo relaves de oro, plata, cobre, zinc, bauxitas, fosfatos, diamantes, etc. demostraron la factibilidad para la producción de relaves espesados. “la conversión de espesamiento convencional a espesado puede ser realísticamente alcanzada por cualquier operación existente, sin embargo el requerimiento más importante es el contenido de finos (menos de 20 micrones) de al menos 15% para asegurar una buena transportabilidad y consistencia”⁸ (Meggyes 2008: 3-4).

A continuación, en la Figura 3.28, se presenta un diagrama simplificado de los rangos de espesamiento o desaguado, mientras que en la Tabla 8 se muestran las principales diferencias entre pulpa, pulpa espesada y pasta.

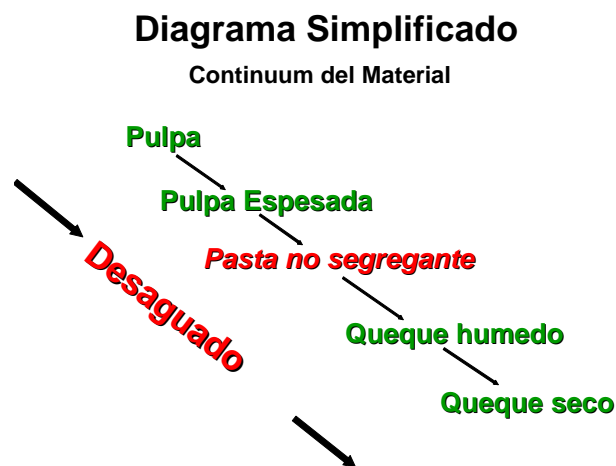


Figura 3. 28: Diagrama simplificado de los rangos de espesamiento. Tomado Golder (2005a: 2)

⁸ Traducción del autor

**Tabla 8: Comparación entre productos de espesamiento según consistencia en la descarga.
Elaboración propia.**

Característica	Pulpa	Pulpa Espesada	Pasta
Densidad Final	Baja	Media/alta	Alta
Segregación	Alta	Ligera	Ninguna
Agua sobrenadante	Alta	Algo	Nada
Reducción post colocación	Alta	Algo	Insignificante
Filtración	Alta	Algo	Insignificante
Rehabilitación	Retardada	Inmediata	Inmediata
Permeabilidad	Media / baja	Baja	Muy baja
Aplicación	Superficie	Superficie	Superficial y subterránea
Área impactada	Alta	Media	Baja
Consumo de agua	Alto	Medio	Bajo
Recuperación de reactivos	Bajo	Medio	Alto

Cada relave es distinto, es por ello que no existe un porcentaje de sólidos que indique para todos los materiales, la transición entre una pulpa convencional a una pulpa espesada o pasta. En la práctica los contenidos de sólidos de una pasta varían desde 40 a 90% de sólidos en peso (Meggyes 2008, 3), debido a la mineralogía, distribución de tamaño de partícula, contenido de arcillas, forma de partícula, fuerzas electrostáticas y dosificación de floculante (Australian Government 2007: 53). Este concepto es de vital importancia al momento de comparar procesos de espesamiento de otros materiales, tal como se indica en la Tabla 9. Esta discrepancia, ocasionó que investigadores describan la consistencia de una pasta o relave espesado en términos del ensayo de concreto Slump, o cuantitativamente mediante la resistencia a la fluencia (Jewell 2006).

Tabla 9: Porcentaje de sólidos como mala definición de pasta. Elaboración propia. Adaptado de Williams (2004: 28)

Relave	% Sólidos	
	Pulpa normal	Pasta
Bauxitas	25 a 27	45
Oro	45	68 a 72
Carbón	25 a 30	-
Níquel	35	45
Plata	65	73

3.9.2 Tecnologías de espesamiento

La tecnología de espesamiento ha madurado mucho en las últimas décadas, de la mano con la tecnología en floculantes, y métodos de mezclado y adición, que significan una operación más eficiente, haciendo posible incrementar ratios de procesamiento convencionales de 0.45t/m²/h a 2.7 t/m²/h. Es así que en el mercado podemos encontrar espesadores de alta eficiencia (HRT), alta capacidad o compresión (HCT) y de cama profunda o pasta (DBT).

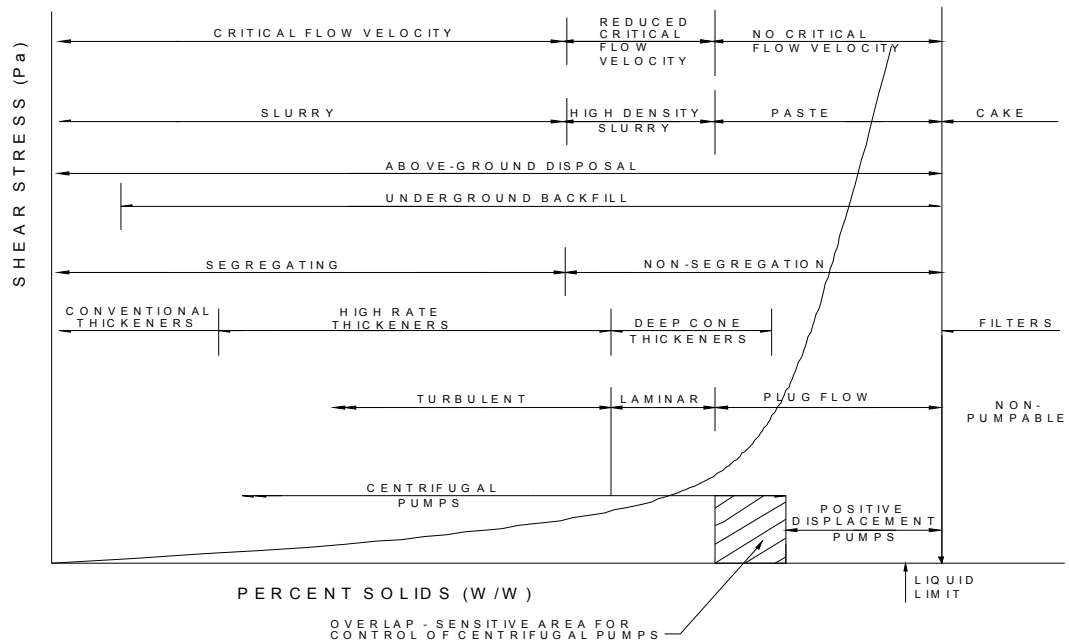


Figura 3. 29: Clasificación de mezclas sólido-líquido. Tomado de Jewell (2002: 5)

En lugar de definir las transiciones entre estos mediante el porcentaje de sólidos, es conveniente hacerlo respecto a la resistencia a la fluencia. En la Figura 3.29 se observa una clasificación de mezclas sólido-líquido de la cual se observa que al aumentar la concentración de la pulpa nos encontramos con “grados” de consistencia como la pulpa espesada, pasta o queque que presenta un comportamiento exponencial con el contenido de sólidos. Es usual indicar como frontera entre una pulpa convencional y una pulpa espesada, una resistencia a la fluencia alrededor de 70 a 100Pa, mientras que una resistencia a la fluencia alrededor de 200 ± 25 Pa Pa marca la transición entre una pulpa espesada y una pasta. Los límites antes mencionados, son una indicación para el diseño del sistema de transporte, así por ejemplo: se emplearían bombas centrifugas para el transporte de pulpas convencionales así como pulpas espesadas, mientras que se deben emplear bombas de desplazamiento positivo para el transporte de pastas (Olcay s/a: 6).

La Figura 29, además, justifica la necesidad de un exhaustivo control de una planta de espesamiento del punto de mayor curvatura de la curva, ya que pequeños cambios en el porcentaje de sólidos traerían consigo un efecto exponencial en su resistencia a la fluencia y por ende la fricción implícita y la energía requerida para su transporte. En situaciones especiales de bombeo, es recomendable pruebas de bombeo en circuito cerrado “Flow Loop Test “ (Meggyes 2008: 4, Olcay s/a: 6).

3.9.3 Espesadores industriales

Un espesador es un aparato de separación sólido-líquido continuo, en el que las partículas sólidas contenidas en un pulpa se dejan decantar, produciendo un rebose de agua clarificada (overflow) y un lodo concentrado en la descarga (underflow). El flujo que entra en un espesador se denomina “alimentación” o “influyente”, en tanto que el rebose de denomina “efluente”, “sobrenadante” u “overflow”. El producto inferior se llama “lodo” o “underflow”. La terminología depende de la industria y aplicación donde esté instalado. El espesador consiste básicamente de un tanque, con diámetros en un rango de 2 a 200m, profundidades de 1 a 7m, y con el fondo tronco-cónico con pendiente hacia el interior de este. En un espesador se pueden distinguir al menos tres sectores bien diferenciados: 1) el sector de clarificación, 2) el sector de sedimentación, y 3) el sector de compresión (Wills 2006: 382, Hughes 2000:179, King 1982: 83-84). “En la actualidad las características que distinguen las zonas [...] no son muy específicas, aparte del aumento en concentración de sólidos; y la descripción resulta ser más académica que real” (King 1982:84)

El alimento en forma de pulpa es dirigida generalmente mediante un canal, con una pendiente adecuada para garantizar cero depositación de partículas, hacia el foso de alimentación (feedwell) ubicado en el centro del tanque y por debajo de la superficie del líquido sobrenadante, en el sector de sedimentación, evitando perturbaciones, desde donde

se distribuye la carga uniformemente en todo el tanque. Con el reactivo y el tiempo de residencia adecuado los sólidos van depositándose en el fondo del tanque, mientras que el líquido sobrenadante se ubica en la parte superior del mismo en el sector de clarificación. En la práctica la función del sector de clarificación es servir de amortiguador frente a posibles fluctuaciones en la alimentación o nivel de interface.

Los lodos decantados en el fondo del equipo son arrastrados hacia el cono (en la zona de compresión), por medio de un sistema de barrido de fondo, equipado de rastras suspendidas regulables, desde donde serán evacuados por bombeo o presión hidrostática, mientras que el agua ya clarificada de restos de sólidos, rebosa por un vertedero periférico. En los espesadores modernos, el sistema de rastras puede ser levantado automáticamente si se registra un exceso en el torque permitido (Wills 2006: 382, Gupta 2006: 401-403).

Los principales elementos de un espesador se describen a continuación (Wills 2006: 382, Gupta 2006: 401-403, King 1982:87):

1. Canal de alimentación: El cual conduce la pulpa hasta el foso de alimentación. Por lo general tiene una pendiente de 1,5%, y se dimensiona para que ingrese 1 metro por debajo de la superficie del nivel del tanque para minimizar la turbulencia.
2. Foso de alimentación (feedwell): El cual sirve para disipar la energía cinética que lleva el flujo de alimentación, así como para dirigir la pulpa a una profundidad adecuada dentro del espesador. Los diámetros generalmente empleados están entre 1,0 a 1,2m con profundidades de 1,2 a 5,0m.
3. Tanque: El cual proporciona el tiempo de residencia necesario para producir la sedimentación de los sólidos. Su altura estará en función de la compactación que se

desea obtener y por ende el porcentaje de sólidos en la descarga. Generalmente son de fondo cónico para ayudar el movimiento del lodo hacia el punto central de evacuación, sin embargo cuando se tiene un fondo plano, los lodos sedimentados tiene a formar su propia pendiente dependiendo del ángulo de reposo del material de manera que se produce una pendiente natural. Pueden ser construidos en acero, concreto o una combinación de ambos, siendo el caso de tanques de concreto para los espesadores de gran tamaño. La mayor parte de tanques son montados sobre patas o a nivel del terreno con túneles de descarga para ingreso.

4. Brazos: Tienen como función desplazar los sólidos sedimentados hacia el punto de evacuación, y aumentar el porcentaje de sólidos en la descarga al permitir la liberación de agua por medio de canalización en la cama compactada. Usualmente son cuatro brazos, dos largos y dos cortos, los cuales pueden ser soldado o empernados al eje central. Para el caso de brazos muy largos es común el uso de cables adicionales de apoyo.
5. Rastras: Tienen una función similar a la de los brazos pero en la zona de descarga. La velocidad de las rastras es normalmente 8m/min en el perímetro, lo cual representa un consumo energético muy bajo, tal que un espesador de 60m de diámetro puede requerir apenas un motor de 10 kW. En algunas ocasiones, se colocan piques sobre las rastras, los cuales permiten que el agua atrapada sea expulsada con mayor facilidad en el caso de pulpas muy densas.
6. Canal de rebose: El cual es un canal periférico que toma el rebose clarificado y lo conduce a un punto específico para su almacenamiento.
7. Grupo motriz: es de accionamiento central formado por un grupo moto-reductor, y brinda el torque necesario para la rotación de los brazos y rastras. El elemento

motriz de las rastras puede ubicarse en el centro del tanque o en la periferia del espesador.

8. Dispositivo de elevación: Es un mecanismo de acción mecánica o neumática que permite el ascenso de los brazos de la zona de compactación de sólidos al detectarse altos torques, por ejemplo, mayores a 5 a 30 veces al torque nominal, y tiene como fin disminuir el esfuerzo del mecanismo de accionamiento así como de protección del grupo motriz del equipo. Este es generalmente empleado para espesadores de gran diámetro.
9. Puente: Es común la presencia de un puente a lo largo del tanque del espesador, desde la periferia al centro o recorriendo el diámetro total de éste. El puente tiene la función de servir para labores de mantenimiento así como soporte para el canal de ingreso de la pulpa. Arreglo típico se muestra en la Figura 3.30.



Figura 3. 30: Arreglo típico de brazos y rastras en un espesador. Tomado de Estruagua (2010)

La descarga de un espesador puede ir desde una pulpa de baja resistencia a la fluencia y fácil de ser bombeada en presas de relaves convencionales, así como pulpas muy espesas de alta resistencia a la fluencia para su disposición en presas no convencionales o como rellenos de mina. Según el tipo de consistencia que se desee obtener, los espesadores involucrados se muestran en la Tabla 10, así como los ángulos de disposición asociados.

Tabla 10: Requerimiento de espesadores según consistencia de relaves. Elaboración propia, adaptado de Williams (2004: 28)

Consistencia de los relaves	Requerimientos de equipos	Angulo de disposición (%)
Pulpa	Espesador convencional HRT	1 a 2
Espesados	Espesador de alta compresión HCT	2 a 3
Altamente espesado (pasta)	Espesador de cama profunda DBT	3 a 6
Queque	Filtro	6 a 10

3.9.4 Evolución histórica de los espesadores

La evolución historia de espesadores se simplifica a continuación en la Figura 3.31.

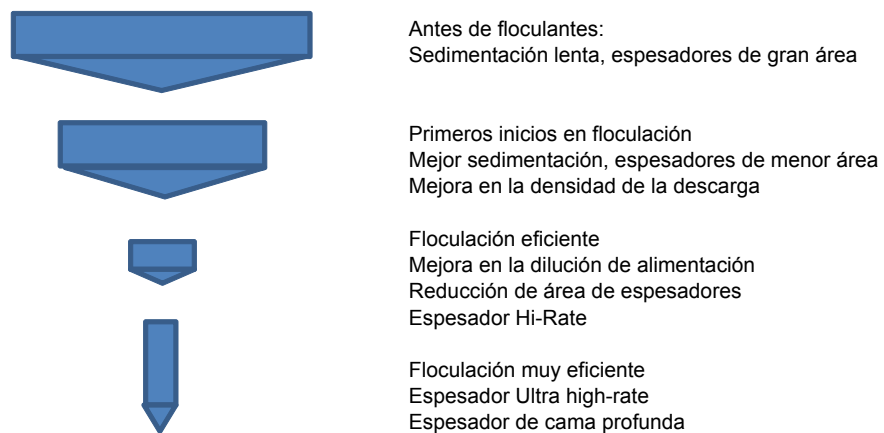


Figura 3. 31: Evolución histórica de espesadores. Elaboración propia, adaptado de Meggyes (2008: 8)

Los cambios introducidos en estos equipos se debieron en gran parte al desarrollo de floculantes de mayor efectividad, mejores sistemas de dilución, así como de mezclado en el feedwell (pozo de alimentación). A continuación se presenta una descripción de aquellos equipos involucrados.

Espesadores convencionales

Los espesadores convencionales tienen la desventaja de requerir grandes áreas de piso, debido a que el espesamiento se basa únicamente en el área total, sin considerar la profundidad del equipo. En los años 1980, espesadores conocidos como “alta capacidad” fueron introducidos al mercado, ofreciendo el mismo grado de espesamiento que un espesador convencional pero con una menor área involucrada (Wills 2006: 388).

Espesadores de alta capacidad (HCT)

Los espesadores de alta capacidad son capaces de producir pulpas espesadas con un mayor contenido de sólidos que los espesadores convencionales. Se caracterizan por trabajar con una altura de cama mayor a la de los espesadores convencionales proporcionando de esta manera mayores tiempos de residencia y maximizando la compresión por efectos gravitatorios, y además de contar con mecanismos de rastra capaces de manejar los altos torques requeridos. Las descargas de los HCT se caracterizan por su alta viscosidad y resistencia a la fluencia, pero manteniendo aun sus propiedades de bombeabilidad. La geometría de los tanques son diseñados para poder manejar descargas con estas características (Wills 2006: 388). El aspecto clave de una operación con espesadores de este tipo es controlar las propiedades reológicas del producto para asegurar su transportabilidad, es decir mantener su reología por debajo del punto de consistencia de pasta.

Espesadores de cama profunda (DBT)

Según Slotte (2005: 904) los inicios del concepto de espesamiento por medio de espesadores de cama profunda se dieron alrededor de los años 1960 a 1970 en la industria Británica del carbón. Sin embargo, su comercialización como tal, tuvo que esperar la década de los 90, en combinación con las técnicas de floculación, desarrollo de nuevos

sistemas de alimentación, cambios en la forma del tanque, etc. Los DBT cuentan con un tanque de mayor profundidad que los espesadores de alta capacidad proporcionando de esta manera altos tiempos de residencia y maximizando la compresión por efectos gravitatorios. Además, la descarga del equipo cuenta con ángulos de cono pronunciados (alrededor de 60°) lo que provee una zona de alta compresión. Los espesadores DBT poseen un mecanismo de rastra aún más robusto capaz de manejar los altos torques requeridos. Por lo general, requieren de un alto grado de automatización y bombas de descarga y/o recirculación de frecuencia variable.

En resumen, los espesadores de cama profunda o de pasta como también se les denomina, maximizan la eficiencia del floculante por medio de sistemas patentados de dilución, utilizan un tanque muy alto para generar alta compresión, ángulos de cono entre 40 a 60° y sistemas robustos para sus rastras, para así manejar materiales muy densos. Además, es una práctica común industrial, el empleo de sistemas de cizallamiento y un alto grado de automatización en este tipo de espesadores, con los que se consigue un control preciso de las condiciones que se desean en la descarga, sin poner en riesgo la integridad de los equipos aguas abajo.

3.9.5 Consideraciones para el dimensionamiento de espesadores

Según Gupta (2006: 401): “Las principales consideraciones para el diseño de espesadores son; la tasa de sedimentación de la partícula con la sedimentación más lenta, y las condiciones para minimizar la perturbación del medio⁹” A continuación tres de los principales criterios para el dimensionamiento de espesadores (Wills 2006: 385):

⁹ Traducción del autor

1. Área: El área de un espesador debe ser tal que proporcione el tiempo de residencia adecuado para los requerimientos de porcentaje de sólidos en la descarga. El parámetro unitario para dimensionamiento del espesador, se expresa mediante el are disponible por unidad de sólidos seco en peso por día.
2. Caudal de rebose: Se refiere al flujo de ascenso del agua a través del tanque del espesador. Este valor deberá ser lo suficientemente bajo para que la turbulencia excesiva no interfiera con la velocidad de sedimentación de las partículas en el equipo.
3. Tiempo de retención: Esta referido al tiempo disponible para la sedimentación y posterior compactación de la cama. Los sólidos no se sedimentan simplemente en el fondo del tanque y son arrastrados por los brazos de barrido hacia la descarga, sino que la pulpa debe pasar por la zona de compresión donde se tiene el tiempo suficiente para espesar a la densidad final, pero sin que sea lo suficientemente largo para que el mecanismo se sobrecargue.

El área de un espesador varía en razón inversa de la velocidad de sedimentación suponiendo todas las demás condiciones constantes. La velocidad de sedimentación es una característica fundamental de cada pulpa, la cual debe ser determinada experimentalmente bajo ciertas condiciones de floculación. Es importante que el cálculo del área del espesador tenga la mínima área de trabajo según las necesidades del proyecto, y que considere un margen de seguridad para posibles variaciones de las características del alimento, tales como mineralogía, granulometría, gravedad específica, etc. (King 2001: 213).

3.9.6 Metodologías para el diseño de espesadores (Proceso Batch)

El criterio principal para el diseño de espesadores, es determinar la relación entre 1) la velocidad de sedimentación y 2) las dimensiones del tanque a emplearse. La velocidad de sedimentación (settling rate) es un parámetro fácilmente obtenible por medio de pruebas de laboratorio, las cuales consisten en determinar el descenso de la frontera del líquido clarificado y la suspensión, a lo largo del tiempo. Se ha determinado que la tasa de sedimentación es constante inicialmente, pero luego disminuye a medida que las partículas sedimentan lentamente en el fondo y la interfase coincide con la zona de lodos, tal como se observa en la Figura 3.32, donde se observa el progresivo incremento en la concentración respecto a la profundidad. La disminución de la velocidad de sedimentación se debe al freno por el apilamiento de partículas a medida que éstos sedimentan en el fondo del recipiente (Gupta 2006: 404).

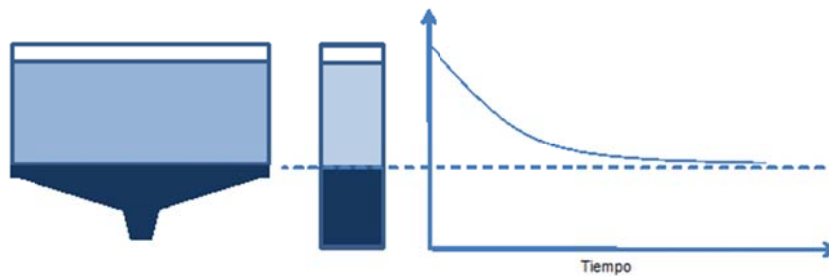


Figura 3. 32: Sedimentación dentro de un espesador. Elaboración propia, tomado de Gupta (2006: 405)

En la Figura 3.33 se presenta el resumen de metodologías disponibles actualmente para la determinación de área unitaria de espesadores, basados en pruebas de laboratorio tipo Batch.

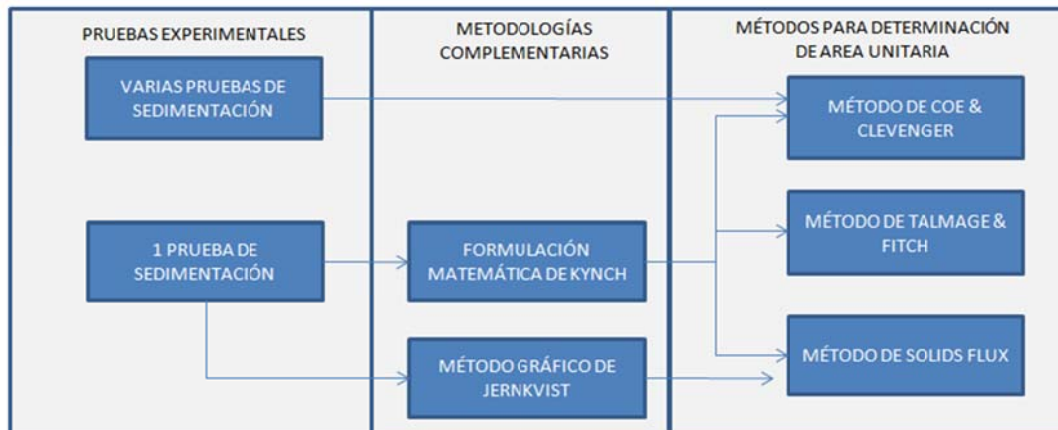


Figura 3. 33: Resumen de metodologías para la determinación del área unitaria en espesadores. Elaboración propia.

En general, la mayor parte de asunciones para la determinación del área necesaria se basan en que la velocidad de sedimentación es dependiente únicamente de la concentración de sólidos adyacente, sin embargo numerosos investigadores rechazan estos métodos al encontrarse que han fallado en sus predicciones en numerosas oportunidades. El método de Kynch, y en particular el método de Coe & Clevenger subestima el área del espesador respecto a resultados obtenidos a nivel industrial (Water 1991: 110-113). La razón de esta mala aproximación puede ser atribuida a que ninguno de ellos toma en cuenta el efecto gravitatorio del peso del sólido sedimentado, el cual es mayor mientras mayor sea la altura de la cama: “El espesador ideal de Kynch asume que una pulpa totalmente sedimentada es incomprensible, sin embargo en realidad ocurre que la pulpa sigue experimentando compresión a medida que el agua es expelida desde entre los flóculos debido al peso de los sólidos sedimentados¹⁰” (King 2001: 215).

A partir de esto, numerosos modelos complejos han surgido que toman en cuenta las fuerzas involucradas en el sistema, tales como las fuerzas inerciales, sumergencia, arrastre y compresión. Sin embargo, la dificultad de estos modelos radica en su complejidad de

¹⁰ Traducción del autor

resolución al requerir gran cantidad de datos experimentales, que los convierten en poco prácticos. Estudios de Farrow et ál (2000a) han demostrado el impacto sobre la densidad del producto del espesador debido a efectos de compresión de la cama, agitación previa de la pulpa con el agente floculante, y más significativo aún, el efecto de las rastras en un espesador industrial.

Font (2000) propone la aplicación de pruebas de sedimentación semi-batch, es decir que en la que se llevan a cabo retiros periódicos de pulpa sobrenadante, para adicionar pulpa fresca nuevamente, tal que la curva que se obtiene presenta un panorama mayor al que se obtiene en una prueba de sedimentación batch convencional. Tarrer (1974) al respecto, propone una metodología para el modelamiento de espesamiento continuo, pero aplicable sólo para sistemas donde la compresión no es altamente apreciable, el cual no es el caso de pulpas espesados.

A continuación una breve descripción de los métodos más empleados para el cálculo del área unitaria en espesadores, los cuales serán usados para el cálculo en este estudio.

Coe & Clevenger

La teoría de Coe & Clevenger (Gupta 2006: 405-406, Wills 2006: 386, Nuñez s/a: 16-19) se basa en el concepto de que dentro de un espesador, cualquier masa de sólidos que intente descender a una zona de mayor densidad debe tener una velocidad de subsidencia igual o mayor que la velocidad de ascenso del líquido desplazado. Por lo tanto, un espesador adecuadamente dimensionado será aquel que para distintas diluciones, entre la de la alimentación y la de descarga, tenga suficiente área disponible para que la velocidad de ascenso del líquido nunca exceda la velocidad de subsidencia. Además, asume las siguientes condiciones para el diseño:

1. La velocidad de sedimentación es una función sólo de la concentración.
2. La tasa de descarga del líquido sobrenadante es igual a la diferencia de la tasa de alimentación menos la tasa de remoción de la capa sedimentada.
3. El líquido que se desplaza hacia arriba es siempre mayor al movimiento hacia abajo.

La masa de líquido en ascenso está dada por la Ec. 19:

$$(F - D)Q_{M(F)} \quad (\text{Ec. 19})$$

En el equilibrio, la velocidad de ascenso del líquido es igual a la velocidad de descenso de los sólidos. En consecuencia:

$$\left(\frac{F - D}{At * \rho_L}\right) Q_{M(F)} = V_s \quad (\text{Ec. 20})$$

Despejando At:

$$At = \frac{(F - D)Q_{M(F)}}{\rho_L V_s} \quad (\text{Ec. 21})$$

Donde:

- F: Relación en peso de la alimentación (líquido/sólido)
- D: Relación en peso de la descarga (líquido/sólido)
- $Q_{M(F)}$: Capacidad de alimentación en peso, t/h
- V_s : Velocidad de sedimentación.
- At: Área transversal del tanque en m^2 .
- ρ_L : Gravedad específica del líquido.

Comentarios generales (Talmage 1955: 38, Nuñez s/a: 18-19, Gupta 2006:406):

1. De acuerdo a Coe & Clevenger pueden haber muchas zonas que sedimentan, pero el área de un espesador se determina en base a las condiciones en el sector de sedimentación o “zona de sedimentación libre”
2. Coe & Clevenger no explican en su teoría la razón por la cual la velocidad de sedimentación disminuye entre la zona de transición y de compresión en una prueba batch.
3. Para aplicar la fórmula de Coe & Clevenger no es necesario dibujar toda la curva de sedimentación, sino sólo el principio de la curva para determinar la velocidad de sedimentación.
4. Para hallar D se mide la altura final (H_F) del sólido decantada al cabo de 24 horas.
5. El método de Coe & Clevenger requiere, por lo tanto múltiples pruebas de sedimentación a distintas diluciones iniciales con el objetivo de seleccionar un área unitaria adecuada. Se recomienda repetir la prueba al menos 4 veces.
6. Ya que por lo general, este método arroja valores subestimados del área unitaria, es común el empleo de factores de seguridad entre 1,25 a 1,5 para espesador menores a 15m de diámetros, y de factores de 1,3 a 1,5 para unidades de mayor diámetro.
7. El principal error del modelo de Coe & Clevenger es la asunción de que la sedimentación de un producto floculado es independiente de la concentración de sólidos iniciales. Esta asunción no es siempre correcta.

8. La teoría de Coe & Clevenger propone que el área del espesador puede determinarse únicamente por las condiciones que se encuentran en la zona de libre sedimentación, en la que los flóculos generados caen sin ejercer presión sobre las capas de flóculos que se encuentran debajo (Talmage 1955:38). Se sabe que esto no es necesariamente cierto, y hay otras consideraciones que deben tenerse en cuenta para analizar el fenómeno de sedimentación.

Kynch

El modelo de Kynch por sí sólo no permite determinar el área de un espesador, sino que constituye una herramienta para la simplificación de otras metodologías. Kynch postuló que el principio fundamental de la velocidad de sedimentación es que es función únicamente de la concentración de sólidos local en la pulpa. El modelo de Kynch permite determinar la concentración en un punto conocidas la concentración y altura de la probeta iniciales, de manera que ofrece una manera de obtener el área unitaria para el dimensionamiento del espesador por medio de una sola única prueba de sedimentación, a diferencia del método de Coe & Clevenger (Wills 2006: 386, King 2001: 213).

Asunciones del modelo de Kynch (Gupta 2006: 406):

1. La concentración de partículas es uniforme en cualquier plano horizontal.
2. El efecto de la forma, tamaño y composición mineral de las partículas no interviene en las diferencias de sedimentación.
3. La velocidad de sedimentación es función de la concentración y tiende a cero en la zona cerca de la concentración de los sedimentos del fondo del contenedor.

4. El efecto de las paredes del recipiente es despreciable.

De acuerdo a Kynch, si una tangente es trazada a la curva de sedimentación en un punto cualquiera, entonces la pendiente corresponde a la velocidad de sedimentación de la capa o zona de concentración C justo por debajo de la interface de sedimentación. La intercepción de la tangente en el eje de las abscisas, H , corresponde a la altura de la pulpa con una concentración uniforme igual a C . Es así que de acuerdo a la Figura 3.34, basta trazar la tangente y donde corte al eje de ordenadas será el valor de H de acuerdo a la Ec. 22.

$$CH = C_0H_0 \quad (\text{Ec. 22})$$

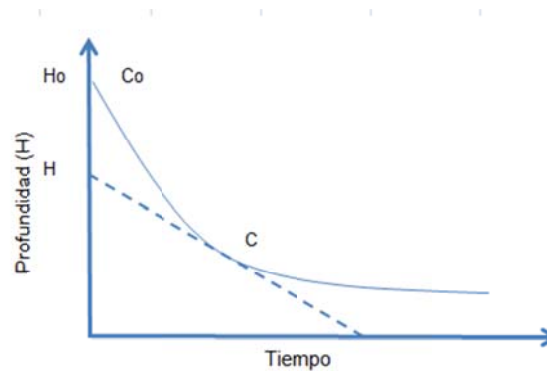


Figura 3. 34: Modelo de Kynch. Tomado de Wills (2006: 387)

Talmage (1955: 40) presenta la comparación entre el modelo de Kynch y el de Coe & Clevenger, en el que se concluye que ambas tienen resultados similares en el caso de bajas concentraciones, pero que para concentraciones altas, suelen ser distintas en muchos casos. Se concluye que la asunción de que la sedimentación de un producto floculado es independiente de la concentración de sólidos iniciales, presentada por Coe & Clevenger, es falsa.

Gupta (2006: 408) presenta comparativos entre los resultados obtenidos mediante el método de Kynch para minerales de Cu/Ni y Au, y encontró que el método no es adecuado para todo tipo de pulpa. Por otro lado, Water (1991) llevó a cabo pruebas de experimentales

para la propuesta de un método para el dimensionamiento de espesadores, basado en la medición de la concentración a varias alturas de una cama de sólidos sedimentados que se forman en una prueba semi-continua, en la que encontró buenos resultados entre su método y los obtenidos en pruebas continuas; y contradicciones en la aplicación del método de Kynch para el caso de tasas de alimentación altas. El método de Coe & Clevenger no tuvo ninguna coincidencia con pruebas continuas en ningún rango de tasas de alimentación. Según Talmage (1955: 40): “Los resultados entre Coe & Clevenger y Kynch coinciden para rangos de bajas concentraciones, sin embargo, divergen a medida que la concentración aumenta”.

Talmage & Fitch

Estudiaron las zonas de sedimentación y llegaron a la siguiente relación, considerando que la tasa de flujo en la zona clara debería ser menor que la tasa de sedimentación de la partícula más pequeña que tiene que ser removida.

$$At = \left(\frac{1}{C_o} - \frac{1}{C_F} \right) \frac{1}{V_s} \quad (\text{Ec. 23})$$

Donde:

$$V_s = \frac{(H - H_u)}{t_u} \quad (\text{Ec. 24})$$

Se debe tomar la velocidad de sedimentación correspondiente a las condiciones de máxima área, lo cual se da en el punto de compresión (Figura 37). En una prueba batch, la masa de sólidos en el cilindro de pruebas está dado por $C_o H_o A$. Si el tiempo requerido t_u para que todos los sólidos se sedimenten a través de la capa de concentración C , entonces $C_o H_o A / t_u$

representa la cantidad de los sólidos que pueden pasar a través de esa capa por unidad de tiempo (Gupta 2006:411-412). Simplificando:

$$At = \left(\frac{1}{C_o} - \frac{1}{C_f} \right) \frac{1}{V_s} = \frac{t_u}{H_o C_o} \quad (\text{Ec. 25})$$

Donde:

- t_u : Valor en horas correspondiente al punto de compresión

En este momento, el objetivo de esta metodología es determinar t_u , el cual se obtiene fácilmente mediante métodos gráficos, como el método de la bisectriz mostrado en la Figura 3.35.

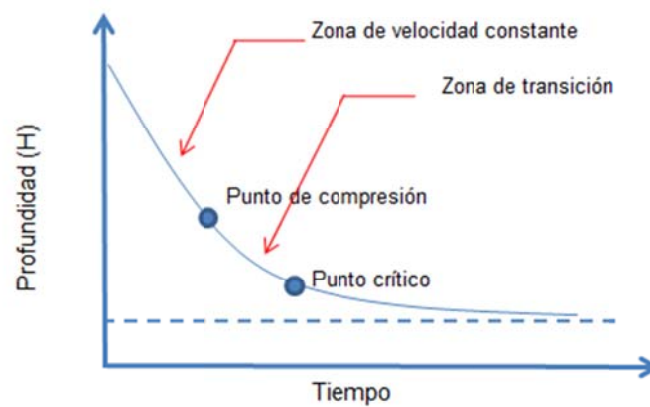


Figura 3. 35: Representación de los puntos de compresión y punto crítico en la curva de sedimentación. Tomado de Nuñez (s/a: 21)

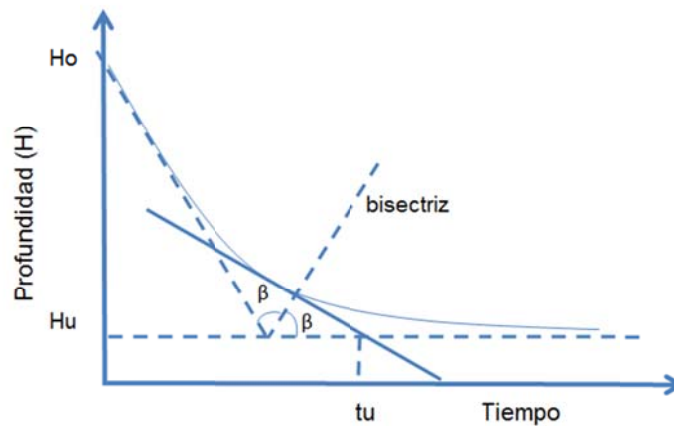


Figura 3. 36: Método gráfico para el cálculo de t_u para la fórmula de Talmage & Fitch. Tomado de Nuñez (s/a: 22).

Teóricamente, los modelos antes presentados deberían arrojar el mismo valor de área unitaria, pero esto no ocurre en la práctica. Por lo general, el método de Coe & Clevenger tiende a subestimar el área del espesador, mientras que el modelo de Talmage & Fitch tiende a sobrestimarlo (Hughes 2000:180). La relación de Coe & Clevenger tiene la falencia de perder precisión si se tratan pulpas con agentes floculantes, es por ello que la aproximación de Talmage & Fitch (Talmage 1955) se considera más adecuada, y además tiene la ventaja de que, mientras para el método de Coe & Clevenger se requieren muchas determinaciones de velocidades de sedimentación, con el método de Kynch, es suficiente una única estimación.

Método de Solids Settling Flux

Se define como la masa de sólidos que cruza un plano horizontal en la pulpa por unidad de tiempo y especificada por área unitaria del plano en mención. Los métodos de Coe & Clevenger y Kynch son usualmente suficientes para ser empleados para la generación de datos que este método requiere. Así finalmente, el Solids Settling Flux puede calcularse mediante la ecuación 26.

$$At = \frac{Q_{M(F)}}{\psi_{critico}} = \frac{Q_{V(F)}C_o}{\psi_{critico}} \quad (\text{Ec. 26})$$

El Solids Settling Flux puede calcularse a partir de un prueba de sedimentación batch, si la velocidad inicial es constante; lo cual es lo usual en casos de bajas concentraciones iniciales y pulpas uniformemente floculadas. De manera gráfica, el representar el Solids Settling Flux respecto a la concentración de sólidos, se emplea para modelar el proceso de sedimentación continuo. (Gupta 2006: 420)

Jernkvist

Método gráfico de Jernkvist (Gupta 2006: 418-419) para la determinación de una curva de “Solids Settling Flux” a partir de una prueba de sedimentación tipo batch. Los pasos para aplicar este método se describen a continuación:

1. Invertir la gráfica de sedimentación (altura vs. tiempo) respecto al eje del tiempo.
2. Extender el eje Y mediante una línea vertical, la cual será el nuevo eje Y de la nueva curva “Solids Settling Flux”.
3. Trazar una línea horizontal para formar el eje X de la nueva curva “Solids Settling Flux”.
4. Dejar que la concentración inicial de la pulpa (C_o) sea colocada en el eje de concentraciones. A partir de C_o dibujar una línea vertical.
5. A través de H_o dibujar una línea horizontal que indique la concentración.
6. Trazar una tangente a la curva de sedimentación. A través del origen de la curva de “Solids Settling Flux” dibujar una paralela a la tangente antes determinada.

7. A partir de la intersección de la tangente del punto 6) con el eje Y trazar una horizontal que corte la vertical Co en el punto H1. Unir el origen O' a H1 y proceder a cortar el eje X en C1.
8. Trazar una línea vertical a través de C1 para cortar la línea OF en el punto 1. Este punto corresponde a un punto de la curva "Solids Settling Flux".
9. Repetir pasos desde 6 a 8 para la obtención de varios puntos lo cuales al conectarse representan la curva "Solids Settling Flux".

3.9.7 Requerimiento de torque

El torque (T_o) requerido por el mecanismo de la unidad del espesador puede calcularse mediante la ecuación 27 (MIP 2009: 1-2):

$$T_o = Z * D_e^2 \quad (\text{Ec. 27})$$

Donde:

- T_o : Máximo torque operativo en lb.pie
- D_e : diámetro del espesador en pies
- Z : Es un factor dependiente del tipo de material, distribución de partículas, tipo de espesador, reología, etc. De manera general, según la aplicación, tenemos los rangos de valores que se muestran en la Tabla 11.

Tabla 11: Valores típicos de factor Z para cálculo de torque. Tomado de MIP (2009: 2)

Tipo de trabajo	Z
Trabajo liviano (Ligth duty)	5 a 10
Trabajo mediano (Medium Duty)	10 a 20
Trabajo pesado (Heavy Duty)	20 a 35
Trabajo muy pesado (Extra Heavy Duty)	≥ 35

3.9.8 Velocidad de la caja de engranajes

Las revoluciones de la caja de engranajes (N) se calculan con la Ecuación 28 (MIP 2009):

$$N = \frac{Vr}{\pi * De} \quad (\text{Ec. 28})$$

Donde:

- N: Velocidad de la caja de engranajes, rpm
- Vr: Velocidad periférica de la rastra (m/min)
- De: Diámetro de espesador (m)

3.9.9 Motor eléctrico

La potencia del motor (Po) requerido se calcula con la Ecuación 29 (MIP 2009):

$$Po = \frac{2 * N * T}{60 * \%eff * 1000} \quad (\text{Ec. 29})$$

Donde:

- N: Velocidad de la caja de engranajes
- T: Torque (Nm)
- %eff: Eficiencia

3.9.10 Diseño de espesadores por simulación matemática e investigaciones actuales.

De acuerdo a Gladman (2006) a la fecha existen numerosas ecuaciones y algoritmos matemáticos para la simulación del comportamiento de un espesador. La desventaja principal de estos algoritmos es que requieren una gran cantidad de datos de entradas para poder ser resueltos, gran cantidad de tiempo de computación sobre un amplio rango de condiciones operativas y además no son aún capaces de reproducir con exactitud todas las aplicaciones con precisión, siendo necesario ser ajustados según sea el caso y de acuerdo

a pruebas realizadas previamente en campo. Ejemplos de este modelamiento, podemos encontrar en los trabajos de Burger (2000), Quispe (2000), Garrido (2003), y Font (1993).

Un motivo de la imprecisión de resultados con la realidad, es atribuida a las condiciones que no pueden ser medidas con precisión en laboratorio, estos son el efecto de la rastra y de corte del material dentro del espesador por efectos de la altura de la capa consolidada. El primero ayuda en gran medida la consolidación de sólidos y permite la liberación de agua, mientras que el segundo está involucrado a cambios en la estructura del floculo y altos tiempos de residencia (Gladman 2006: 10-11)

Farrow et ál (2000a) a cargo del AJ Parker Cooperative Research Center en Australia han venido efectuando desde el año 1988 numerosos proyectos de investigación para la mejora de las tecnología de espesamiento, los cuales han estado centrados en el estudio del efecto de la intensidad de mezcla del floculante con la pulpa, de las rastras, etc. sobre las propiedades de la descarga y rebose de espesadores a nivel industrial. Para ello emplean modelos computacionales de dinámica de fluidos tanto a nivel laboratorio como escala industrial, con resultados tan positivos que han sido capaces de duplicar la capacidad de producción de espesadores industriales basado en estas observaciones. Entre las herramientas empleadas para la caracterización tenemos, entre otros:

1. Cuantificación del peso molecular de polímeros de grandes cadenas, así como su caracterización mediante las técnicas de “fraccionamiento flow field-flow” en remplazo de las técnicas de cromatografía convencionales.
2. Magnificación visual del rebose del espesador, con lo cual es posible diagnosticar el porqué de la presencia de sólidos en el mismo, tales como baja floculación, floculante sin dispersar, ruptura del agregado, entre otras.

3. Prototipos para el análisis de pozos de alimentación (feed wells) y dinámica de fluidos para asegurar la agitación necesaria para óptima floculación, sin ser tan alta que pueda romper los flóculos ya generados.

3.9.11 Parámetros involucrados en una operación de espesamiento

Los parámetros más importantes para la operación de un espesador son:

1. Tasa de alimentación,
2. Tamaño y forma de las partículas,
3. Diferencia de gravedad específica entre sólido y líquido
4. Tipo, dosificación y forma de aplicación del floculante
5. Viscosidad
6. Temperatura del flujo de alimentación
7. Arreglo de alimentación
8. Velocidad de rotación de rastra

3.10 Transporte hidráulico de sólidos

El transporte hidráulico de sólidos por tuberías hace su aparición por el año 1850, durante la fiebre del oro en California, pero fue recién en el 1914 en Inglaterra en que tuvo su primera aplicación industrial a largas distancias mediante el transporte de 25t/h de carbón en una tubería de 8" de diámetro en una distancia de 500m. "En la actualidad se han construidos

mineroductos de colosales longitudes, mayores de 300Km, no existiendo restricciones fuertes para el tamaño de los sólidos, los cuales pueden alcanzar algunas pulgadas de diámetro”. Si bien el transporte hidráulico, involucra tanto el transporte por gravedad como a presión, en este estudio no enfocaremos en el desarrollo de esta última dadas las condiciones del relave espesado a transportar, las cuales permiten la aplicación de las bondades del transporte en tuberías bajo presión.

3.10.1 Velocidad crítica

Se define la velocidad crítica como aquella velocidad en la cual las partículas contenidas en la pulpa empiezan a sedimentar. Por lo tanto el diseño del sistema de transporte de cualquier pulpa debe contemplar operar a una velocidad por encima de esta velocidad crítica, de tal manera que prevenir la sedimentación y obstrucciones en la tubería.

A pesar de que se conoce que al aumentar la concentración de sólidos (a una consistencia de pasta) la pulpa adquiere propiedades de un fluido no sedimentable, sin embargo el relave espesado, en las condiciones en las que se plantea transportar en este estudio, no es ajeno a experimentar velocidad crítica. Tal como se indicará más adelante, la reología de la pulpa espesada en este estudio a la descarga del espesador presenta características que la localizan en una “zona de transición” entre las pulpas sedimentables y las no sedimentables.

De experiencia de Pullum 2007, se recogen las siguientes conclusiones, referidas a materiales de muy cercanas características a las planteadas en este estudio:

1. “A pesar que al mismo tiempo que el flujo turbulento disminuye a medida que se aumenta la concentración de sólidos resultando en condiciones de flujo laminares, partículas gruesas podrían sedimentar”.

2. “Recientes investigaciones con pulpas espesadas del tipo tratadas en este estudio han mostrado que podrían no comportarse completamente en una manera completamente no sedimentable fluyendo homogéneamente en una tubería, ni siquiera a muy altas concentraciones.”

Por lo tanto se asume que el relave espesado en este caso presenta velocidad crítica, la cual depende de la concentración de los sólidos, granulometría de las partículas sólidas, densidad relativa de las partículas sólidas, pH de la pulpa, y del diámetro e inclinación de la tubería. Para diseño, se asumirá como mínima la siguiente relación: Velocidad de flujo ≥ 1.2 Velocidad crítica. Ante posibles oscilaciones del sistema, todo diseño de transporte de pulpas deberá prever conexiones de lavado (flush) en aquellos puntos críticos del sistema donde asentamiento de sólidos pueda ocurrir.

Modelos para predecir la velocidad crítica

Se disponen de muchas relaciones matemáticas para la determinación de la velocidad crítica. Algunos de los modelos tradicionales para predecir la velocidad crítica se mencionan a continuación:

- a) Fórmula de Vocadlo y Sagoo

$$V_c = 8,4 \cdot v^3 \sqrt{(SG_s - 1)g \cdot Di \cdot W} \quad (\text{Ec. 30})$$

- b) Fórmula de Durand

Se emplea para caso de materiales de granulometría uniforme y con una concentración de sólidos en volumen hasta 30%. De acuerdo a Rayo (1993) esta ecuación ha sido exitosa en el caso de granulometrías gruesas ($d_{50} > 200 \mu\text{m}$) y tuberías con $D \leq 8''$.

$$V_c = F_L \sqrt{2 \cdot g \cdot D_i \cdot (SG_s - 1)} \quad (\text{Ec. 31})$$

$$F_L = f(d_{50}, \%v) \quad (\text{Ec. 32})$$

Donde:

- D_i : Diámetro interior de la tubería
- F_L : Parámetro de Mc. Elvain & cave
- V_c : Velocidad crítica
- SG_l : Gravedad Especifica del líquido
- SG_m : Gravedad Especifica de mezcla
- SG_s : Gravedad Especifica de sólidos
- g : Aceleración de la gravedad

b) Fórmula de Durand modificada

Se aplica para casos de pulpas de baja concentración normalmente hasta concentraciones en volumen hasta 30%. Sin embargo, es factible la extrapolación hasta pulpas hasta $\approx 35\%v$. Según Rayo (1993) la fórmula de Durand modificada ha demostrado buen ajuste para casos de pulpas con granulometría gruesa ($d_{50} > 200 \mu\text{m}$) y tuberías o canaletas con $D > 8''$

$$V_L = 1.25 * F_L * \sqrt[4]{2 * g * D_i * (S - 1)} \quad (\text{Ec. 33})$$

c) Fórmula de Wasp

Según Rayo (1993) ha demostrado buen ajuste para pulpas de granulometría fina ($d_{50} < 200 \mu\text{m}$) y tuberías de cualquier diámetro. Debido a la mayor aceptación internacional de la fórmula de Wasp en el diseño de transporte de pulpas espesadas, y además por ser menos conservadora que las anteriores, será ésta la empleada para nuestros cálculos.

$$V_c = F_L' \sqrt{2 \cdot g \cdot D \cdot (SG_s - 1)} \left(\frac{d_{50}}{D_i} \right)^{1/6} \quad (\text{Ec. 34})$$

Donde:

$$F_L' = 3.322 \cdot \%v^{0.21} \quad (\text{Ec. 35})$$

3.10.2 Velocidad de flujo

Por prevenir el exceso de erosión, se limitará la velocidad de flujo (V) por debajo de las siguientes velocidades, según el caso:

1. $V \leq 4.0$ m/s: para tuberías de HDPE
2. $V \leq 4.5$ m/s: para tuberías de acero revestido en HDPE
3. $V \leq 6.0$ m/s: para tuberías de acero revestido en goma

3.10.3 Velocidad de transición

Se define la velocidad de transición (V_t) como aquella que representa el paso del régimen laminar hacia el régimen turbulento, y viceversa. Es decir que, a dicha velocidad, ninguno de

estos dos regímenes es el predominante. Para nuestro caso de aplicación, se empleará la Ecuación 36 desarrollada por Slatter (2005: 68) para pulpas semi-espesadas¹¹:

$$V_t = Kt \left(\sqrt{\frac{\tau_o}{\delta}} \right) \quad (\text{Ec. 36})$$

Donde:

- V_t : Velocidad de transición
- Kt : Factor de Slatter
- τ_o : Resistencia a la fluencia
- ρ : Densidad

La experiencia, tanto en pulpas convencionales como semi-espesadas, ha demostrado que es preferible operar en régimen turbulento, excepto en el caso de transporte de pasta no segregable, debido a que operar en regímenes laminares presenta serios problemas. Esto es porque al no presentarse corrientes turbulentas que permitan la re-suspensión de partículas gruesas, todas las partículas sólidas susceptibles a sedimentar lo harán en el fondo de la tubería permaneciendo y aumentando en número hasta finalmente bloquear la tubería (Slatter 2005: 68). Es por ello que una práctica ingenieril en el caso de pulpas convencionales y hasta pulpas semi-espesadas, como nuestro caso, es el diseño de sistemas que permitan velocidades nominales superiores a 1,2 veces la velocidad de transición.

¹¹ De manera clásica, y aplicable para transporte de agua y pulpas de baja concentración hasta 30% sólidos, la velocidad de transición se determina mediante el No. De Reynolds.

3.10.4 Altura dinámica total

La altura dinámica total (TDH, por sus siglas en inglés) es la presión, expresada en metros del fluido que es transportado, que se debe desarrollar para trasladar el fluido en mención desde un punto A hasta un punto B. La expresión para calcular la altura dinámica total del sistema se calcula mediante la Ec. 37

$$TDH = \Delta H + \Delta P + H_f * L + \sum \Phi \quad (\text{Ec. 37})$$

Las componentes ΔH , ΔP y H_f son las de mayor impacto en la determinación del TDH, siendo las estas: la diferencia en elevación, la diferencia de presión y la fricción ocasionada por el fluido a través de la tubería respectivamente. Por otro lado, la componente Φ representa pérdidas menores, generadas por la presencia de válvulas y accesorios (fittings) en la tubería. Las pérdidas de carga menores serán calculadas considerando el coeficiente de resistencia K de tablas (Ej. Cameron – Hydraulic Data). En etapas iniciales del proyecto, en las que no se tenga pleno conocimiento del número de accesorios involucrados, se asumirá un valor de 5% del total de pérdidas de carga por fricción (en tuberías menores a 500m longitud). A menos que se indique lo contrario, se considera como tolerancia de la caída de presión a través de una válvula modulante (de control) sea el mayor valor entre 10 psi ó 20% de la caída de presión variable del sistema

3.10.5 Factor de corrección de altura dinámica total

Con el objeto de conocer la performance real de las bombas de pulpa, es necesario realizar una corrección por la presencia de sólidos en el fluido, debido a que sin excepción, todas las curvas de bombas son referidas al agua limpia. La altura dinámica total calculada (TDH) será corregida por un factor (H_r), de acuerdo con la Ec. 38

$$TDH_w = \frac{TDH}{Hr} \quad (\text{Ec. 38})$$

Donde:

- TDH_w : Altura dinámica total referida al agua
- TDH : Altura dinámica total referida a pulpa
- Hr : Factor de corrección por contenido de sólidos

Los siguientes puntos deberán ser considerados para el diseño de bombas de pulpa:

1. El máximo flujo de operación, incluyendo fluctuaciones, no deberá exceder el 75% de la capacidad total de la bomba.
2. La potencia nominal (extraída de tablas) deberá ser al menos 10% mayor que la potencia absorbida calculada.
3. Para prevenir el desgaste prematuro del impulsor, se considerará una velocidad del impulsor en la periferia (tip velocity) no mayor a 40 m/s.

3.10.6 Pérdidas por fricción en pulpas espesadas

Para determinar las pérdidas por fricción en el caso de pulpas semi-espesadas, se empleará la ecuación de Darcy (Ec. 39-42), y la relación de Darcy & Dadia para el cálculo del factor de fricción. Este criterio no aplica para “pastas”, definidas como aquellas con una resistencia a la fluencia mayor a 100Pa, pero es usado en cálculos de relaves espesados.

$$H_f = f_T * \left(\frac{L}{Di} \right) \left(\frac{V^2}{2 * g} \right) \quad (\text{Ec. 39})$$

$$f_T = 10^a * Nr^{-0.193} \quad (\text{Ec. 40})$$

$$a = -1.378 * [1 + 0.146 * \exp(-2.9 * 10^{-5} * He)] \quad (\text{Ec. 41})$$

$$He = \frac{Di^2 * \delta * \tau_0}{\mu^2} \quad (\text{Ec. 42})$$

Donde:

- τ_0 : Resistencia a la fluencia
- He : Número de Hedstron
- Nr : número de Reynolds
- ρ : Densidad
- f : Factor de fricción
- g : Aceleración de la gravedad
- L : Longitud
- D : Diámetro interior de la tubería
- μ : Viscosidad dinámica
- g : Aceleración de la gravedad
- V : Velocidad

3.10.7 Selección de tuberías. Espesor mínimo requerido

La selección de la tubería apropiada para cualquier aplicación de transporte de sólidos se basa, además de la velocidad mínima requerida del fluido transportado, en la presión del sistema y los requerimientos de espesor mínimos para garantizar estabilidad mecánica a lo

largo de la vida del proyecto. El espesor de diseño de tubería se calcula mediante la ecuación 43:

$$E_{\text{diseño}} = E_{\text{min}} + WR * t \quad (\text{Ec. 43})$$

Donde:

- WR : tasa de desgaste
- t : Tiempo de vida del proyecto

El espesor mínimo es el mayor del espesor requerido para condiciones normales o de transición (e) o del Espesor requerido por estabilidad estructural, 4mm

Por otro lado, las tuberías deberán ser analizadas contra onda de presión hidráulica, provocada por un súbito cambio de momentum del fluido dentro de la tubería (ariete hidráulico o golpe de ariete). A menos que se diseñe algún medio de alivio en el sistema, la presión del ariete sumada a la presión de operación deber ser menor que la presión del diseño de la tubería seleccionada.

La presión máxima de trabajo (P) será calculada mediante la ecuación de Barlow's (Ec.44):

$$P = \frac{2 * St * E * F}{De} \quad (\text{Ec. 44})$$

A partir de la relación anterior, podemos despejar el espesor estructural mínimo (Ec.45):

$$e(\text{estructural}) = \frac{P * De}{2 * St * Ff * E} \quad (\text{Ec. 45})$$

Donde:

- Ff: Factor de diseño respecto al esfuerzo de fluencia según código. Usualmente entre 0,72 a 0,80 para tuberías de transporte de líquidos. Para condiciones de sobrepresión por golpe de ariete el valor será 0,90.
- St: Esfuerzo de tensión ó Límite de fluencia del material (psi).
- P: 1,1 veces la presión máxima según Clase ANSI
- E: Factor de seguridad basado en tipo de soldadura (Tabla 12)

Tabla 12: Factores de corrección por soldadura. Tomado de Dekker. (2004: 68)

Tipo de soldadura	E
Sin costura	1,0
Soldada por resistencia eléctrica	1,0
Soldada a tope en horno	0,6
Soldada por arco sumergido	1,0
Tubería sin identificación con diámetro mayor de 101mm	0,8
Tubería sin identificación con diámetro menor de 101mm	0,6

La tasa de desgaste estará compuesta por el componente de desgaste por abrasión por año (WR_a) y la tasa de corrosión por año WR_b .

$$e > WR \quad (\text{Ec. 46})$$

$$WR = WR_a + WR_b \quad (\text{Ec. 47})$$

Donde:

- WR_a : Tasa de desgaste por abrasión por año
- WR_b : Tasa de corrosión por año

Debido a la cantidad de variables de pulpa que afectan la tasa de desgaste, tales como distribución granulométrica, abrasividad (Índice de Miller), densidad, forma de partícula, velocidad, concentración de pulpa, etc. no existen ecuaciones para estimar la tasa de desgaste eficientemente, por ello la tasa de abrasión deberá ser determinada mediante pruebas experimentales. Sin embargo, la tasa de desgaste puede ser estimada de acuerdo con las velocidades de flujo y el material de la tubería, de acuerdo con la Tabla 13.

Tabla 13: Tasas de desgaste por abrasión. Tomado de Rayo (1993: 66-67)

Velocidad (m/s)	Tasa de abrasión (mm/año)		
	Acero al carbono		
	18" y 20"	24"	HDPE
2.0	0.4	0.5	0.4
2.5	0.6	0.7	0.6
3.0	0.9	1.0	1.0
3.5	1.2	1.3	1.4
4.0	1.5	1.7	1.8
4.5	1.9	2.1	-

Espesor de diseño la tubería

El espesor de diseño de la tubería debe ser mayor al considerado por desgaste durante el tiempo de vida útil de proyecto (V_u) y el espesor mínimo estructural, se presenta en la Ec. 48.

$$e_d > WR * V_u + e_s \quad (\text{Ec. 48})$$

Donde:

- V_u : Vida útil del proyecto
- e_d : Espesor de diseño

3.10.8 Bombeo

La potencia absorbida de bombeo se calculará por la Ecuación 49.

$$P_w = \frac{Q * TDH * \delta}{0.75 * P_{eff} * M_{eff}} \quad (\text{Ec. 49})$$

Donde:

- P_w : Potencia absorbida
- Q : Caudal
- ρ : Densidad
- TDH: Altura dinámica total
- P_{eff} : Eficiencia de la bomba
- M_{eff} : Eficiencia del motor

La potencia absorbida deberá ser corregida por la densidad relativa del aire ambiente en el sitio para las condiciones de altitud y temperatura del proyecto, de acuerdo con la Tabla 14.

Tabla 14: Densidad relativa del aire ambiente en el sitio. Tomado de Worldlingo (2010)

Cota (m)	Presión B cmHg	Temperatura Ambiente (° C)					
		10	15	18	25	30	35
0	76,0	1,053	1,034	1,024	1,000	0,983	0,967
200	74,1	1,027	1,009	0,998	0,975	0,959	0,943
600	70,5	0,976	0,959	0,949	0,927	0,912	0,897
1000	67,0	0,928	0,912	0,903	0,882	0,867	0,853
1500	63,0	0,872	0,857	0,848	0,828	0,814	0,801
2000	59,1	0,819	0,805	0,796	0,778	0,765	0,752
2500	55,5	0,769	0,756	0,748	0,730	0,718	0,707
3000	52,1	0,722	0,710	0,702	0,686	0,675	0,664
3500	49,0	0,678	0,667	0,660	0,644	0,634	0,623
4000	46,0	0,637	0,626	0,620	0,605	0,595	0,585
4500	43,2	0,598	0,588	0,582	0,568	0,559	0,550
4800	41,6	0,576	0,566	0,560	0,547	0,638	0,529

CAPITULO IV

4.0 PRUEBAS DE LABORATORIO

Para diseñar correctamente el sistema de espesamiento y transporte de relaves espesados, es vital contar con un total entendimiento de las propiedades del material que estamos procesando. Es por ello que la caracterización, sobre una muestra sintética de relaves de cobre, estuvo centrada en tres grandes aspectos: metalurgia, espesamiento y reología. Las evaluaciones a nivel laboratorio buscaron la determinación de lo siguiente:

1. Caracterización del relave.
2. Selección de floculante (Flocculant Screening).
3. Dosificación de floculante optimo (Flocculant dosage).
4. Porcentaje de sólidos en sistema de auto dilución.
5. Compactación y densidades terminales (libre y forzada).
6. Determinación de área unitaria (métodos de Coe & Clevenger, Talmage & Fitch y Solids Settling Flux).

7. Viscosidad.

8. Resistencia a la fluencia.

4.1 Desarrollo de pruebas

4.1.1 Caracterización de relaves

La Tabla 15 resume las características metalúrgicas del relave sintético de cobre que fue empleado para las pruebas de laboratorio en este Estudio.

Tabla 15: Caracterización metalúrgica general del relave de cobre (muestra sintética). Elaboración propia.

Parámetro	Valor	Unidades
SGs	2,73	-
SGL	1	-
Temperatura	17	°C
pH	11	-
d80	430	µm
d50	40	µm

Distribución granulométrica

La Figura 4.1 muestra la distribución granulométrica de los relaves en mención.

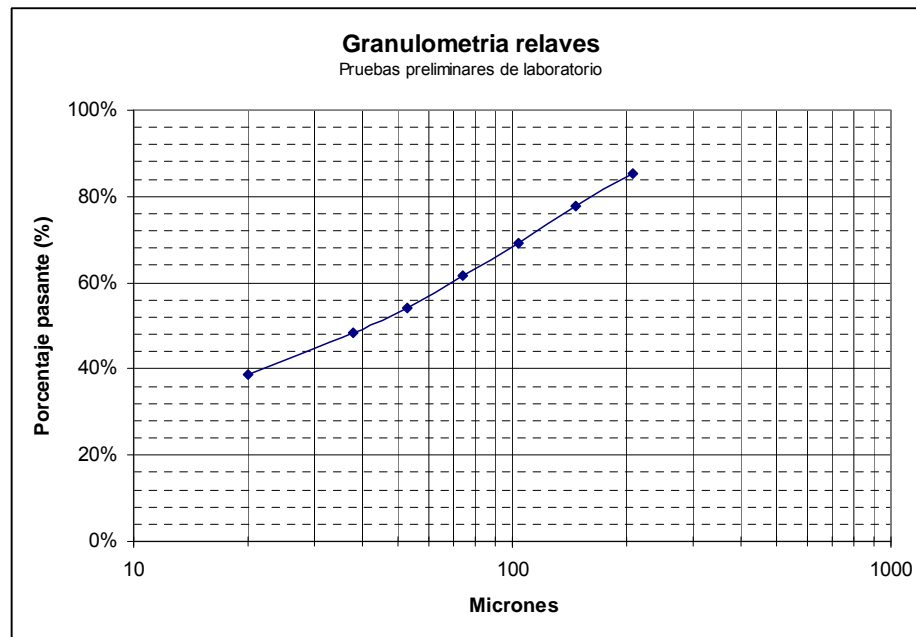


Figura 4. 1: Distribución granulométrica de relaves de cobre. Elaboración propia.

4.1.2 Selección de floculante

Ya que es imposible la predicción teórica de cuál floculante sintético es el más adecuado para una suspensión en particular, la selección de floculantes es un proceso empírico, hecho en base a una preselección basada en la experiencia (Day 2002: 192). El criterio de selección del floculante óptimo se basa en la determinación de la velocidad de sedimentación de distintos polímeros con diferentes características iónicas, pesos moleculares, estructuras de cadena, etc. sobre una muestra representativa del material a sedimentar. Aquel floculante que presente la velocidad más alta es considerado óptimo.

Este procedimiento es considerado indispensable para la determinación del floculante que se empleara para todas las pruebas de sedimentación y compactación siguientes. Con fines comparativos, las condiciones de la pulpa y dosificación de floculante, entre otras, suelen mantenerse constantes, tal que el efecto del floculante en si pueda ser evaluado sin perturbaciones de otra índole. A continuación las condiciones que se mantuvieron constantes durante las pruebas en nuestra aplicación:

1. Dosificación de floculante: 10g/t
2. Concentración de floculante: 0,2 g/l
3. Porcentaje de sólidos de pulpa (sin diluir): 44%w
4. Porcentaje de sólidos de pulpa (simulando dilución): 8%w
5. Volumen aproximado de pulpa evaluado: 1 litro

Los siguientes polímeros fueron usados: Floerger PHP20, Floerger PHP30, Praestrol 2530, Floerger PHP40, Magnafloc 351 y Orifloc 2052

Procedimiento

A continuación el procedimiento efectuado:

1. Los floculantes son preparados a la concentración de 0,2g/l (0,02%). Para la agitación se emplea un agitador magnético.
2. La pulpa es preparada en una probeta de 1 litro de capacidad al 8%w de sólidos.
3. Se agrega el volumen de floculante necesario para cumplir con la dosificación de 10 g/t.
4. La pulpa es homogenizada vigorosamente de arriba debajo en la probeta empleando una paleta, de tal manera de asegurar la suspensión de todas las partículas.

5. Se deja las partículas sedimentar. La altura de la interfase (entre la solución clara sobrenadante y el lodo espesado) es registrada contra el tiempo. El periodo de medición es cada 5 segundos. El tiempo total de registro es 60 segundos.
6. Los valores de altura (eje Y) versus el tiempo (eje X) se grafican. La curva graficada presenta una tendencia lineal durante los primeros segundos. La pendiente de la curva es la velocidad de sedimentación.
7. Se repite la prueba con distintos floculantes.

Los resultados de la evaluación de 6 tipos de floculantes se presentan en la Tabla 16, e indican que de los floculantes evaluados, el Praestrol 2530 (Floc.#3) es aquel que presentó el mejor comportamiento basado en la velocidad de sedimentación, compactación, y claridad cualitativa de O/F . Las velocidades de sedimentación obtenidas en cada caso de floculante se presentan en la Figura 4.2.

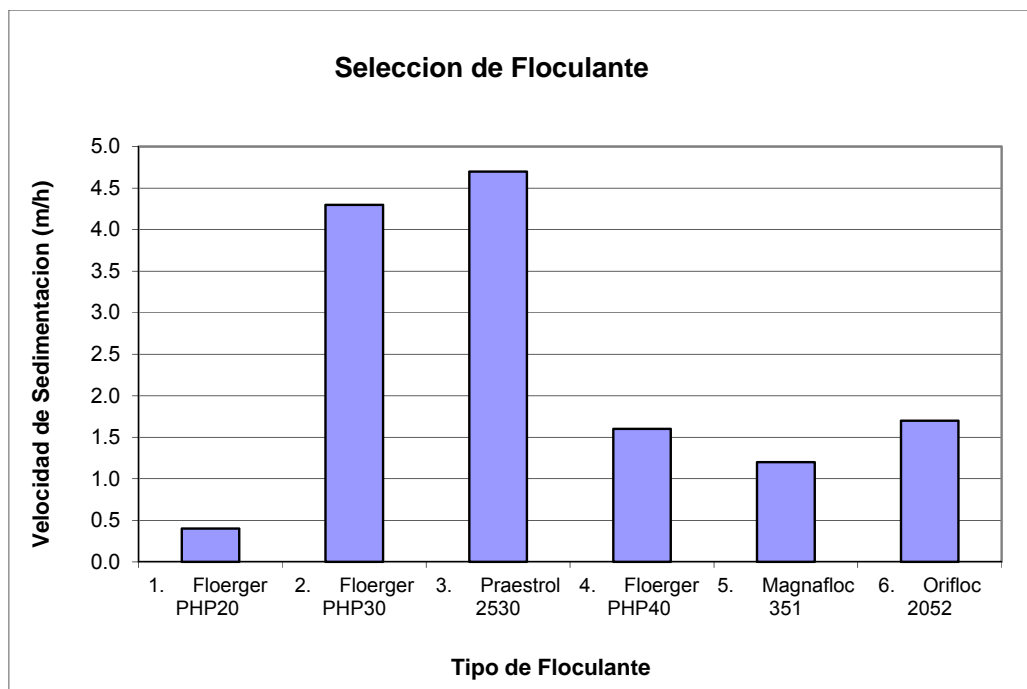


Figura 4. 2: Velocidad de sedimentación vs. tipo de floculante. Elaboración propia.

Tabla 16: Resultados de selección de floculante ("Flocculant Screening"). Elaboración propia.

Parámetro	Floculante					
	1. Floerger PHP20	2. Floerger PHP30	3. Praestrol 2530	4. Floerger PHP40	5. Magnafloc 351	6. Orifloc 2052
s.g sólidos	2,73	2,73	2,73	2,73	2,73	2,73
s.g liquido	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
s.g. pulpa	1,05	1,05	1,05	1,05	1,05	1,05
Masa, sólidos (g)	84,9	85,1	84,7	84,6	84,9	84,9
Masa, liquido (g)	968,9	968,8	969,0	969,0	968,9	968,9
Masa, pulpa (g)	1053,8	1053,9	1053,7	1053,6	1053,8	1053,8
Volumen, sólidos (ml)	31,1	31,2	31,0	31,0	31,1	31,1
Volumen, liquido (ml)	968,9	968,8	969,0	969,0	968,9	968,9
Volumen, pulpa (ml)	1000,0	1000,0	1000,0	1000,0	1000,0	1000,0
% Sólidos, peso	8,06%	8,07%	8,04%	8,03%	8,06%	8,06%
% Sólidos, volumen	3,11%	3,12%	3,10%	3,10%	3,11%	3,11%
Adición de floculante, (ml)	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1	1,1
Concentración de polímero, (g/l)	0,2	0,2	0,2	0,2	0,2	0,2
Dosificación de polímero, g/t	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5
Calidad del rebose (15min)	turbio	claro	claro	claro	semi-claro	turbio
Velocidad de Sedimentación, (m/h)	0,4	4,3	4,7	1,6	1,2	1,7

4.1.3 Porcentaje de dilución y dosificación de floculante

El objetivo es encontrar la dosificación mínima, tal que entregue los mejores resultados operativos sin afectar los costos de operación posteriores. El criterio para la determinación de la dosificación óptima de floculante se basa en la determinación de la velocidad de sedimentación (o tasa de alimentación) de una muestra representativa de pulpa a diferentes dosificaciones de floculante (empleando el mismo floculante pre-seleccionado de la etapa anterior).

La Figura 4.3 presenta el efecto sobre la tasa de sedimentación al variar la dosis de floculante y el porcentaje de sólidos en la alimentación. Se considera tasas de sedimentación de diseño razonables en el rango de 2 a 4 m/h. Para nuestro caso

tomaremos 10 g/t como dosificación óptima de floculante, y 8%w como óptimo contenido de sólidos.

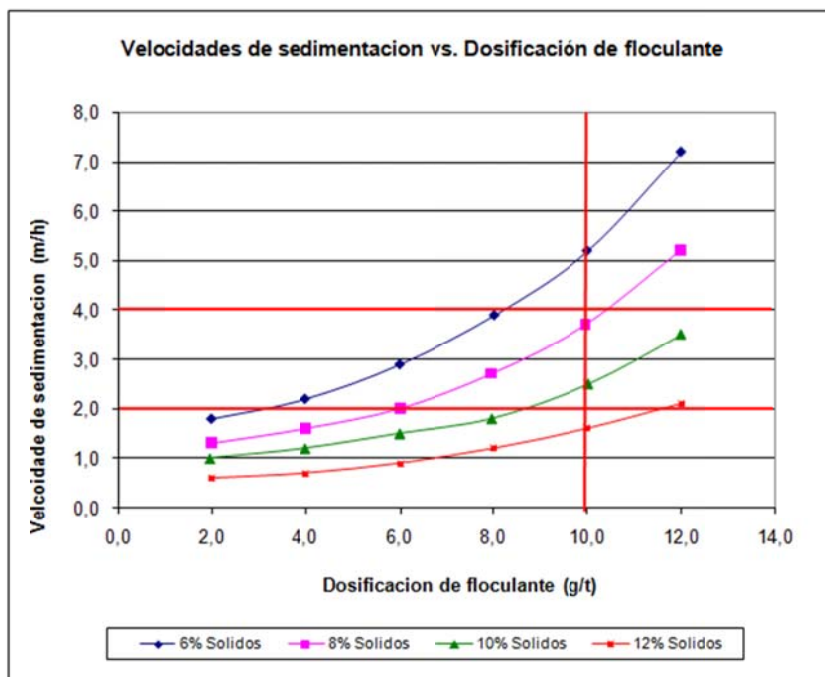


Figura 4. 3: Velocidades de sedimentación según dosificación de floculante. Elaboración propia.

4.1.4 Compactación

En ensayo de compactación nos permite conocer la concentración máxima que es posible obtener de una pulpa en particular, lo cual delimitará los niveles máximos esperados de concentración de sólidos en un espesador industrial. La prueba consiste en permitir la sedimentación floculada en probetas de dos litros de capacidad durante un periodo mínimo de 24 horas. Adicionalmente, en nuestro caso se hizo uso de un mecanismo de rotación en la probeta, de esta manera se consigue la simulación industrial del efecto de las rastras en un espesador, las cuales "cortan" la pulpa y permiten con ello el ascenso del agua contenida. Es de esperar que mayores porcentajes de sólidos se consigan por este método, que permitiendo una sedimentación libre.

Para la obtención de las densidades terminales se empleó una mayor dosificación de floculante de 15 g/t, de tal manera de obtener una compactación forzada de la muestra. En compactación forzada las concentraciones máximas logradas fueron de 82%w para 48%w de sólidos en la alimentación.

4.1.5 Área unitaria

El área unitaria se determinará mediante los tres métodos ya mencionado en la sección de espesamiento de este Estudio, y en base a la Curva de Sedimentación que se muestra en la Figura 4.4. Los parámetros de sedimentación para la obtención de la curva fueron:

1. Floculante: Praestrol 2035.
2. Dosificación de floculante: 10 g/t.
3. Porcentaje de sólidos en pulpa de alimento: 8 %w.
4. Porcentaje de sólidos objetivo: 66%w.
5. Porcentaje de sólidos de máxima compactación: 82%w.

Mayores detalles de las metodologías aplicadas en el Anexo E.

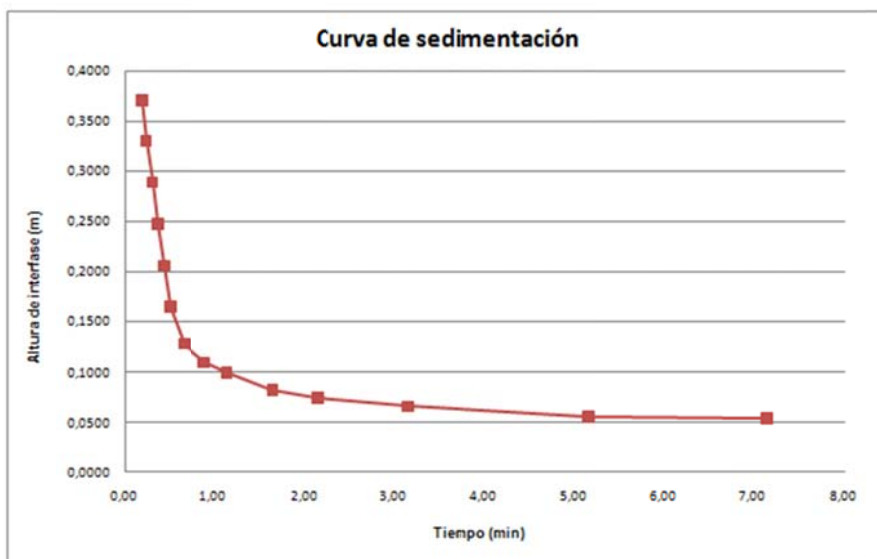


Figura 4. 4: Curva de sedimentación experimental para los relaves sintéticos de cobre. Elaboración propia.

Resultados con el método de Coe & Clevenger

Los resultados obtenidos tras aplicar este método indican que se requeriría un área de 1412 m² netos para procesar cantidad de relaves propuestos en este estudio. Aplicando un factor de seguridad de 1,5 según las recomendaciones experimentales de otros minerales, se obtienen y considerando lo tamaños más grandes de espesadores HCT disponibles a la fecha de realización de este estudio, se concluye que se necesitan 4 espesadores de 32m de diámetro.

Resultados con el método de Talmage & Fitch

Los resultados obtenidos tras aplicar este método indican que se requeriría un área de 5 270 m² netos para procesar cantidad de relaves propuestos en este estudio. Considerando lo tamaños más grandes de espesadores HCT disponibles a la fecha de realización de este estudio, se concluye que se necesitan 4 espesadores de 41m de diámetro.

Resultados con el método de Solids Settling Flux

Los resultados obtenidos tras aplicar este método indican que se requeriría un área de 5 550 m² netos para procesar cantidad de relaves propuestos en este estudio. Considerando lo tamaños más grandes de espesadores HCT disponibles a la fecha de realización de este estudio, se concluye que se necesitan 4 espesadores de 42m de diámetro.

4.1.6 Resistencia a la fluencia vs. porcentaje de sólidos

La resistencia a la fluencia de los relaves espesados es un parámetro crítico para el diseño presentado en este estudio. Para ello se determinó este valor empleando un viscosímetro rotacional Haake VT550. La técnica empleada fue la de “vane”. El resumen de resultados se presenta en la Tabla 17, presentados de manera gráfica en la Figura 4.5. Mayores detalles referirse al Anexo F, en el cual además se presenta las curvas de viscosidad de la pulpa espesada.

De los resultados obtenidos de la resistencia a la fluencia, y tomando en consideración la limitación de porcentaje de sólidos para que sea manejable por bombas centrifugas, los resultados indican que una descarga de 66%w presentaría valores adecuados de resistencia a la fluencia, a la vez maximizando la recuperación de agua.

**Tabla 17: Resistencia a la fluencia vs. Porcentaje de sólidos – relaves cizallados y sin cizallar.
Elaboración propia.**

%w Sólidos	Resistencia a la fluencia (Pa)	
	No cizallado	Cizallado ¹
74,0%	650,00	321,00
71,4%	260,00	189,00
69,0%	215,00	110,00
68,0%	130,00	88,00
67,5%	115,00	62,00
65,0%	90,00	50,00
64,0%	74,00	42,00
63,0%	68,00	37,00
62,1%	54,00	25,70
59,6%	47,40	28,10
58,0%	31,00	20,60
46,7%	20,00	17,80
54,2%	12,00	8,00
51,4%	10,00	10,00

¹ Cizallamiento mecánico externo por 60 segundos a 180 rpm

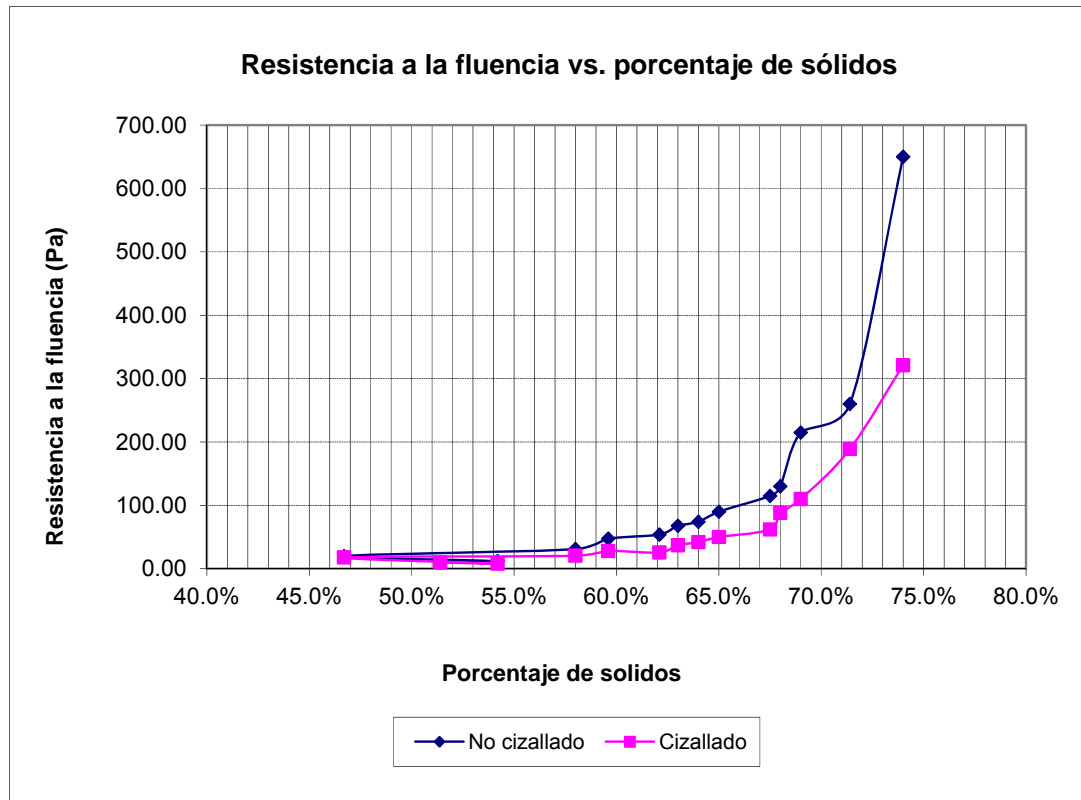


Figura 4. 5: Resistencia a la fluencia versus porcentaje de sólidos para relaves cizallados y sin cizallar. Elaboración propia.

CAPITULO V

5.0 DIRECTRICES DEL DISEÑO

Una de las principales directrices del Estudio de Pre-factibilidad es maximizar la recuperación de agua a través del espesamiento de relaves, manteniendo una reología en los relaves espesados adecuada para su transportabilidad por bombeo centrífugo. De las pruebas de sedimentación y reología, realizadas a nivel laboratorio, se estima que la descarga de los espesadores puede alcanzar 66%w de sólidos sin dificultad, a la vez que la descarga exhibe una resistencia a la fluencia sin cizallar de 150 Pa, y cizallada alrededor de 70Pa. Por medio de la información recogida por fabricantes, GIW y Warman Pumps, acerca de los límites de bombeo por bombas centrifugas y referencias de proyectos similares, se sabe que el límite de transportabilidad de estos equipos se encuentra alrededor de 100 Pa. Es por ello que un sistema de cizallamiento forzado externo para los relaves espesados es esencial para pretender reducir los niveles de resistencia a la fluencia a la descarga del espesador, antes de su ingreso a las bombas centrifugas.

Las principales directrices para el diseño se resumen en las siguientes secciones:

5.1 Espesamiento

Teniendo en cuenta los resultados obtenidos en laboratorio, se han seleccionado cuatro espesadores de alta compresión (HCT) de 41m de diámetro para producir una descarga de 66%w de sólidos. Respecto a la concentración de 8%w sólidos requerida en la alimentación, es factible lograr este bajo porcentaje de sólidos mediante los sistemas de auto-dilución forzada ofrecidos por la mayor parte de proveedores de estos equipos.

Por los requerimientos de alto porcentaje de sólidos en la descarga, se calcula que la altura del tanque (o pared del espesador) se encuentre alrededor de cinco metros. Es importante mencionar que una mayor altura de pared implicaría la posibilidad de obtener mayores alturas de cama y por ende mayor compactación. El resultado sería una descarga de alta resistencia a la fluencia imposible de ser bombeado por bombas centrífugas, es por ello que una altura de cama mayor es indeseable para esta aplicación.

Respecto al dimensionamiento de los espesadores se empleara un diseño conservador teniendo como base los resultados de las pruebas de sedimentación en laboratorio.

5.2 Espesadores de Última Generación

En el presente Estudio de Prefactibilidad, se ha tomado en consideración dos tendencias de espesamiento vigentes: la de cama profunda (DCT) y la tecnología de alta compresión (HCT), siendo ésta última la seleccionada; debido a la producción de una descarga con una reología favorable para su transporte en tubería.

Para este estudio 3 tecnologías de espesamiento, los cuales incluyen tres sistemas de auto-dilución distintos, serán evaluadas desde el punto de vista técnico: FLSmith, Outotec y Delkor. El propósito de la evaluación es mostrar las ventajas y desventajas de los

espesadores ofrecidos en el mercado actualmente, así como los parámetros que deberán ser tomados en cuenta al momento de seleccionar equipos de este tipo. A continuación en la Tabla 18 se muestra las características técnicas de las tecnologías propuestas, por los tres principales proveedores de espesadores, en la que se observa que las características principales de auto-dilución, eficiencia de floculación, rastras y equipo motriz adecuados para el manejo de pulpas espesadas, y sistemas de cizallamiento, son cubiertas.

Tabla 18: Comparativo entre tecnologías de espesamiento: Outotec, FLSmidth y Delkor. Elaboración propia.

PARAMETRO	PROVEEDOR		
	OUTOTEC	FLSMIDTH	DELKOR
Sistema de Dilución	Sistema "Autodil": Compuertas de auto-dilución en el pozo de alimentación (FeedWell). Dilución forzada con el sistema "Turbodil" para lograr altas diluciones (4-6%w de sólidos).	Sistema "E-Duc", dilución por succión tipo "Venturi" que se complementa con el sistema forzado "P-Duc" para lograr altas diluciones (4-6%w de sólidos).	Dos pozos concéntricos, el exterior con cortes en tipo "V", dilución a través del 100% del perímetro del pozo de alimentación, regulable.
Sistema de Accionamiento	Hidráulico	Eléctrico	Eléctrico o hidráulico
Transmisión	Caja de engranajes planetarias	Sistema piñón corona	Sistema piñón corona
Rotación	Ambos sentidos de rotación.	Posibilidad de revertir la rotación.	No define
Torque	Monitoreo por medio de sensor electrónico.	Monitoreo por medio de sensor electrónico.	Monitoreo por medio de sensor electrónico.
Rastras	"Low Drag" de bajo perfil, tubo triangular, sellado.	Dos largas y dos cortas con suficientes platinas para el raspado de los relaves sedimentados.	Rastras que permiten la compactación de relaves y ascenso de solución por capilaridad.
Isaje de Rastras	Con pistones hidráulicos	Con pistones hidráulicos	Mecanismo central hidráulico.
Panel de Control	Basado en PLC	Basado en PLC	Basado en PLC
Adición de Floculantes	En el pozo de alimentación.	Varios puntos: la alimentación, pozo, etc.	Matriz de dosificación en varios puntos del pozo de alimentación.

5.2.1 Outotec

1. Las transmisiones (Drive) usadas en los espesadores Outotec se basan en cajas de engranajes planetarias, a diferencia de los sistemas de piñón – corona que usan la mayoría de marcas competidoras.
2. Una transmisión planetaria puede trabajar en ambos sentidos de rotación sin ninguna modificación mecánica. Esta característica es de vital importancia por si se presentara en la operación algún atascamiento.
3. El monitoreo del torque del sistema Supaflo se realiza por medio de un sensor electrónico de la presión hidráulica existente en el sistema de mando, lo cual prevé de una medida muy precisa y confiable del torque, sin importar el sentido de la rotación. Esto permite contar con diversos sistemas de protección redundantes que evitan todo riesgo costoso y daños irreversibles.
4. Las rastras son del diseño patentado 'Low Drag', de bajo perfil que consisten en un tubo triangular sellado. Al ser sellado e interiormente hueco, ejerce una fuerza de flotación, debido a la alta densidad de la pulpa ya sedimentada.
5. Los sistemas de mando y de elevación de rastras de los espesadores Supaflo de Outotec, están accionados por motores hidráulicos, a diferencia de los clásicos motoredutores de otros sistemas. El control es automático mediante PLC.
6. El sistema de elevación de rastras está basado en pistones hidráulicos, los cuales son activados por una bomba hidráulica que está montada en el mismo eje que la bomba principal que se alimenta al motor hidráulico. Vale decir, se trata de una bomba duplex.

7. Los paneles de control de nuestros espesadores, están basados en PLC, de manera que posteriores trabajos de automatización de los espesadores se hace mucho más sencillo y barato.
8. El sistema de alimentación, tiene como característica el renombrado pozo de alimentación 'FlocMixer', que cumple las siguientes funciones:
 - Autodilución, si es necesaria
 - Tiempo de residencia y contacto floculante-pulpa; y
 - Mezcla homogénea de la pulpa y floculante.
9. Una pulpa diluida trae consigo dos importantes ventajas:
 - Sedimenta más rápido.
 - Consumo menor de floculante.

5.2.2 FLSmidth

1. La transmisión usada consiste de una corona principal de acero tratada térmicamente, cuatro piñones de acero aleado, cuatro reductores planetarios y cuatro motores con variador de velocidad que permite variar la velocidad de la rastra para optimizar la velocidad de desaguado. El mecanismo puede rotar en el rango de 0,030 a 0,075 rpm, normalmente a 0,06 rpm.
2. Todos los componentes de los engranajes son sellados en cajas con baño en aceite.
3. El sistema electrónico de control de torque balanceado es programado por FLSmidth para cumplir con los requerimientos del sistema de transmisión de la rastra, controlar el torque, arranque de la rastra y control de la velocidad variable. Es más eficiente que el sistema hidráulico. Permite un arranque y parada suave, elimina el mantenimiento de bombas hidráulicas, válvulas, filtros, etc.

4. El panel de control NEMA 4X viene con el indicador de torque, botoneras, alarmas.
5. La altura de la pared del tanque es de 5,3 m que permite la compactación de los relaves a los valores especificados.
6. El ángulo de la base del espesador es 15 grados para facilitar el manipuleo de la rastra.
7. La rastra tiene dos brazos largos y dos cortos con suficientes blades para raspar el piso dos veces por revolución. Las rastras están equipadas con varillas de acero verticales para mejorar el flujo de agua liberada que asciende y se dirige hacia la canaleta del rebose.
8. Sistema de dilución E-Duc que se complementa con el P-Duc suministra una dilución variable de la alimentación de la pulpa al espesador con la solución sobrenadante. El flujo diluido es mezclado con el floculante para que entre floculado a la foza de alimentación.
9. El sistema de elevación de las rastras para aliviar el torque es opcional.

5.2.3 Delkor

1. Diseño de rastras de bajo perfil que permiten generar altas densidades en la descarga a bajos torques.
2. El sistema de accionamiento por una unidad hidráulica que acciona un conjunto de motores hidráulicos hacia un conjunto de reductores planetarios-piñones.

3. El principio del diseño de accionamiento no requiere servicio al engranaje corona.
4. Los accionamientos Delkor pueden ser implementados con sistema reversible y velocidad variable.
5. Para el sistema de levante, hay un conjunto de pistones hidráulicos que son activados en caso que el torque sobrepase 60%w del diseño; el control es automático mediante PLC.
6. En las tuberías no sumergidas de alimentación el mantenimiento se hace con mayor facilidad, y permite su rotación alargando la vida útil.
7. La tubería de alimentación descarga a un aliviador de presión mediante el uso de una pieza de absorción de energía y una canaleta de alimentación que permite conseguir baja turbulencia y perfil tangencial al interior de la fosa de alimentación.
8. El sistema de auto-dilución regulable Delkor, permite la entrada del líquido sobrenadante al interior de la fosa de alimentación a través del 100% del perímetro del anillo. Se afirma que el sistema V permite utilizar las más bajas dosificaciones de floculante. No genera turbulencia.
9. La alimentación del floculante en la fosa de alimentación es mediante una matriz de dosificación.

5.2.4 Alternativas para el montaje de espesadores

En la Tabla 19 se presentan las ventajas y desventajas entre la opción de montaje de los espesadores sobre terreno o sobre patas metálicas. Para este proyecto, de manera conservadora se utilizarán espesadores montados sobre patas, ya que este presentan

mayor espacio para equipos complementarios, versatilidad en cuanto a mantenimiento, y ofrecen mayor capacidad de maniobrabilidad en la zona de su descarga, en comparación al ofrecido por túneles estrechos inherentes a espesadores montados sobre terreno.

Tabla 19: Alternativas para el montaje de espesadores. Elaboración propia.

Item de análisis	Propósito	HCT sobre terreno		HCT sobre patas	
		Ventajas	Desventajas	Ventajas	Desventajas
Paredes de acceso al mecanismo	Altura lateral y cónica	Menor altura desde el terreno	Ninguna	Altura alta desde el terreno para maniobras	Mayor altura para grúa y polipasto de mantenimiento
Alimentación, distribuidor y tuberías	Distribución por gravedad	Menor altura para ubicar el distribuidor y tuberías	Ninguna	Ninguna	Mayor altura para ubicar el distribuidor y tuberías
Tanque colector de rebose	Volumen de agua para lavado de tuberías	Ninguna	Mayor diámetro	Mayor volumen por altura	Ninguna
Área de descarga	Ubicación de equipos	Ninguna	Espacio reducido	Amplio espacio visual y ambiental	Ninguna
Acceso al área de descarga	Mantenimiento y servicios	Ninguna	Por túneles estrechos	Por superficie	Ninguna
Bombas de descarga	Para recirculación al cono y transferencia	Ninguna	Espacio reducido para las bombas	Amplio espacio para arreglo mecánico	Ninguna
Bombas sumidero	Limpieza de derrames y drenajes	Ninguna	Espacio reducido a entrada de túneles	Amplio espacio para ubicación	Ninguna

Bombas de sello	Alta presión para sello de bombas	Ninguna	Lejos fuera de túneles por espacio reducido	Amplio espacio cerca de puntos de aplicación	Ninguna
Tuberías de descarga	Transferencia a tanques de bombeo	Ninguna	Por túneles estrechos	Espacio para arreglo conveniente	Ninguna
Líneas de agua/aire	Para instrumentos, limpieza y mantenimiento	Ninguna	Por túneles estrechos	Espacio para arreglo conveniente	Ninguna
Energía y CCM	Cables de energía para control de motores	Ninguna	Ambiente húmedo en túneles para CCM	CCM en superficie	Ninguna
Drenajes mayores	Derrames imprevistos	Ninguna	Dirigido por túneles	Dirigido por canales sobre superficie	Ninguna
Salidas de emergencia	Accidentes no previstos	Ninguna	Por túneles y/o escaleras de desalojo	Amplia en direcciones	Ninguna
Tanques de descarga	Colectores de relave espesado para disposición	Ninguna	Mayor cota desde bombas en túneles	Menor cota desde bombas	Ninguna
Desvíos de alimentación para los espesadores	Derivar total o parcialmente a los espesadores	Ninguna	Ninguna	Ninguna	Ninguna

5.3 Reología

Como se mencionó, la resistencia a la fluencia no cizallada de los relaves espesados a 66%w de sólidos se esperan se encuentre entre 120-150Pa. Un proceso de cizallamiento permitirá disminuir estos valores a niveles que permitan su bombeo centrífugo entre 50 a 60Pa tal como se observa en la Tabla 17 y Figura 43.

5.4 Disponibilidad de agua fresca

El agua fresca necesaria para la operación de la planta solo será necesaria durante el arranque de las operaciones. Una vez, se obtenga rebose de adecuada calidad (sólidos en suspensión por debajo de 50ppm) en los espesadores, esta agua se emplearía como agua de proceso para dilución y preparación de floculante.

El exceso de agua será considerada finalmente agua recuperada la cual será enviada a un punto específico, mediante bombeo. Los requerimientos energéticos de este bombeo varían de acuerdo a la distancia, elevación, flujos, etc. Con el propósito de no introducir este costo operativo como inherente a una planta de espesamiento como la propuesta en este estudio, el costo ocasionado por bombeo de agua recuperada se considerará independiente. En aquellos casos que se requiera agua de bajo contenido de sólidos en suspensión, como por ejemplo en el agua de sello de bombas, se usará filtros en línea de tipo Amiad.

CAPITULO VI

6.0 ANÁLISIS HIDRÁULICO

6.1 Rango operativo

En base a los criterios de diseño del proyecto y considerando posibles fluctuaciones del sistema en términos de porcentaje de sólidos (60%w a 66%) se construye el rango operativo en la Figura 6.1. Este gráfico representa los límites operacionales del sistema bajo estudio, donde el área interna delimitada es el rango de trabajo. Las líneas horizontales inferior y superior representan el valor nominal y diseño de bombeo en toneladas por hora, mientras que las líneas oblicuas representan el contenido de sólidos en porcentaje en peso. La utilidad de este gráfico es definir las condiciones operacionales que el sistema es capaz de manejar sin problemas producto de las fluctuaciones inherentes a un sistema de espesamiento y bombeo.

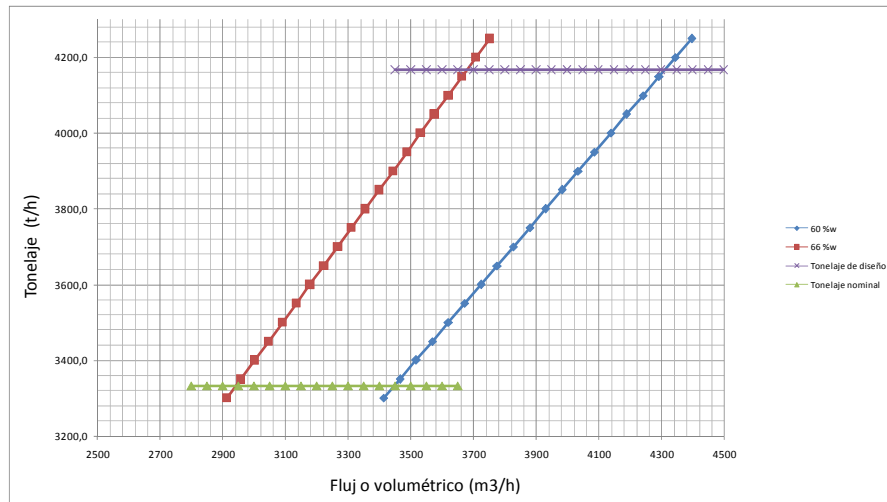


Figura 6. 1: Rango operativo del sistema de bombeo de relaves espesados. Elaboración propia

6.2 Velocidad crítica

La velocidad crítica calculada con la ecuación de Wasp para un rango de diámetro de la tubería (ID) entre el 22,63" y 27.25" resultan alrededor de 2,50 m/ s, tal como se muestra en la Figura 6.2. La velocidad crítica calculada tiene concordancia con aplicaciones similares en relaves de cobre, tal como se indica:

- **Caso de estudio 1:** Flow Loop Test con relaves de Minas Congas reportan una velocidad crítica de 3 m/s en una tubería de 25" para resistencias a la fluencia entre 30 a 45 Pa.
- **Caso de estudio 2:** Relaves espesados en Minera Escondida Limitada reportan una velocidad crítica de 2,5 m/s, 3,1 m/s y 3,7m/s para resistencias a la fluencia de 50, 60 y 100 Pa respectivamente en una tubería de 36" de diámetro.

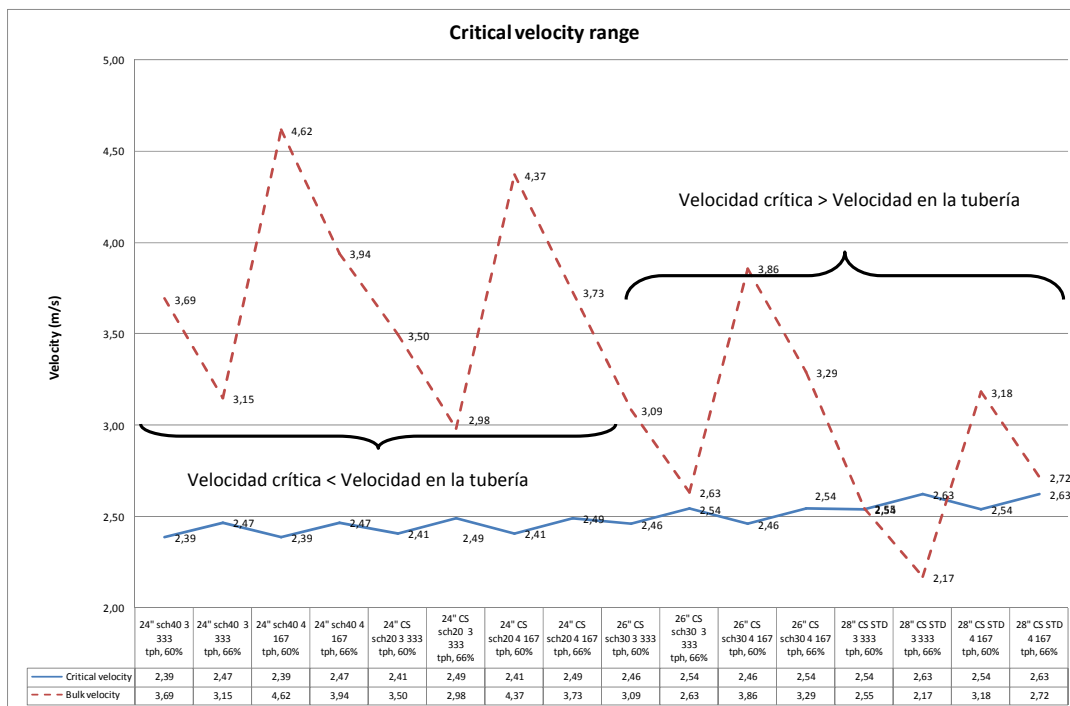


Figura 6. 2: Velocidad crítica calculada para relaves de cobre. Elaboración propia

6.3 Velocidad de transición

La velocidad de transición se define como la velocidad cuando los regímenes laminar y turbulento se encuentran en transición, y se determina mediante el número de Reynolds para fluidos newtonianos. Sin embargo, en muchos casos, una mezcla altamente concentrada no puede acercarse a la transición laminar-turbulento. El flujo laminar se extiende hasta que las fuerzas de inercia superan las fuerzas viscosas y el flujo pasa de una transición a un régimen totalmente turbulento. El punto en el que los flujos no newtonianos se vuelven turbulentos es todavía un tema de investigación.

La Figura 6.3 indica que para alcanzar un régimen turbulento con la pulpa de 66%w se requiere al menos 4,0 m/s. La figura señala también la velocidad crítica 2,5 m/s anteriormente determinada, la cual sería insuficiente para sobrepasar la velocidad de

transición del sistema. La alta velocidad y desgaste asociado a este, suponen el uso de un revestimiento interno. Por este motivo, se estima que la tubería a seleccionar deberá tener un revestimiento interno con el doble propósito de reducir el desgaste por abrasión y aumentar la velocidad necesaria para alcanzar una velocidad de 4m/s.

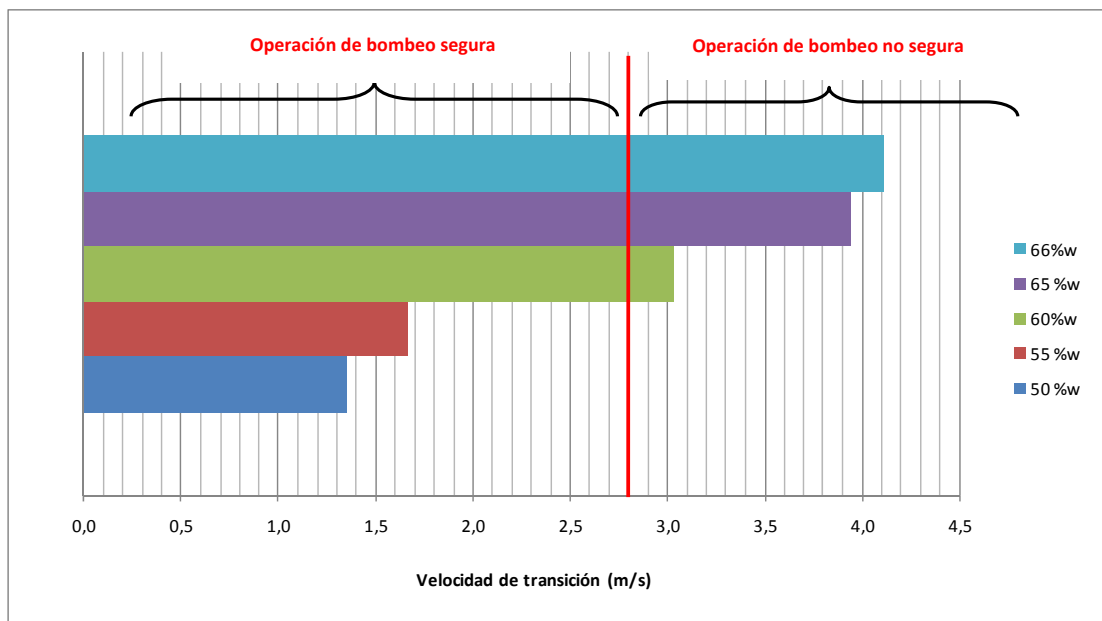


Figura 6. 3: Velocidad de transición de acuerdo a metodología de Slatter y Wasp para pulpas tipo Bingham $K=23$. Elaboración propia.

6.4 Tasas de abrasión y revestimiento en HDPE

La tasa de abrasión es un parámetro que se determina de manera experimental por medio de pruebas específicas o por medio de mediciones industriales de campo. A pesar de ello, la tasa de abrasión (mm/año) puede ser estimada de acuerdo al material de la tubería y a la velocidad que desarrolla la pulpa dentro de ésta.

La Tabla 20 muestra que con el objetivo de mantener una velocidad nominal de 4m/s, una tubería de 24" acero al carbono cédula 40 con revestimiento de 1,3" de HDPE es la mejor decisión. Este revestimiento permitiría una operación durante 20 años sin cambio alguno de la tubería.

Tabla 20: Determinación de espesor de HDPE contra desgaste por abrasión. Elaboración propia.

Tamaños de tubería	24"		26"	Unidades
	24" CS sch40	24" CS sch20	26" CS sch30	
OD (acero)	24	24	26	Pulgadas
e (acero)	0,687	0,375	0,625	Pulgadas
ID (acero)	22,626	23,25	24,75	Pulgadas
ID requerido	20	20	20	Pulgadas
e (HDPE)	1,313	1,625	2,375	Pulgadas
e (HDPE)	33,3502	41,275	60,325	mm
Tasa de abrasión (20% seguridad)	1,44	1,44	1,44	mm/año
Vida del proyecto	35	35	52	Años
Espesor consumido	50,4	50,4	74,9	mm
Espesor residual	0,4	0,4	1,3	mm

6.5 Pérdida por fricción

De acuerdo a la ecuación de Darby, la pérdida por fricción calculada es 0,6 kPa/m. Se considera para fines de diseño un valor conservador de pérdida por fricción de 1 KPa/m que permite forzar al máximo la concentración en el espesador, de manera tal que el sistema de bombeo no se la limitación.

CAPITULO VII

7.0 CRITERIOS DE DISEÑO

A continuación se presentan los criterios de diseño empleados en este estudio. En el anexo A se puede encontrar mayor detalles de los mismos.

7.1 Distribución de relaves

Un sistema compuesto por un tanque de acero al carbono de 7m de diámetro por 7m de altura y 4 descargas radiales en la parte inferior controladas mediante válvulas tipo dardos, constituirá el sistema de distribución de pulpa a 50%w a los cuatro espesadores de alta compresión. El sistema de distribución es capaz de manejar relave en pulpa a razón de 5 699 m³/h (flujo de diseño) con un tiempo de residencia de 2,5 minutos, y adicionalmente contará con una descarga extra para el bypass de uno de los espesadores, en caso de presentarse problemas operativos.

7.2 Espesadores de relaves

El dimensionamiento de los espesadores se basa en una tasa de alimentación de $0.7 \text{ t/m}^2/\text{h}$, equivalente a una área unitaria de $0.06 \text{ m}^2/\text{tpd}$, determinada en laboratorio a partir de una muestra representativa. Debido a la aplicación y limitaciones en cuanto al máximo contenido de sólidos permisible a la descarga y la reología involucrada, se considera el uso de espesadores de alta compresión (HCT) de 41m de diámetro y altura de pared máximas de 5m. De esta manera la posibilidad de desarrollar pulpas de altos porcentajes de sólidos y altas viscosidades las cuales limitarían su transportabilidad, se reduce enormemente en comparación al uso de espesadores de pasta ($> 8\text{m}$ de altura). Se prevé que dentro de los espesadores, el alimento con 50%w de sólidos sea diluido a 8%w sólidos (ó incluso menos) usando el sistema ofrecido por el proveedor de los espesadores, para producir una descarga de aproximadamente 66%w de sólidos tras los procesos de floculación y compactación.

El circuito de espesamiento será diseñado para manejar una descarga de 66%w de sólidos con bomba centrífuga, de función doble: transferencia y recirculación a la alimentación del espesador. La recirculación de la pulpa es un aspecto vital del diseño, pues permitirá cizallar el relave espesado y volverlo más amigable al bombeo centrífugo. Para tareas de recirculación (cizallamiento) se prevé el uso de dos bombas centrífugas (1 operando y 1 en stand by), mientras que para la transferencia se prevé sólo una bomba centrífuga. La bomba de transferencia y una de las bombas de recirculación contarán con energía de emergencia.

El circuito de espesamiento es altamente automatizado e incluye válvulas de accionamiento hidráulico.

7.3 Sistema de emergencia

Como se mencionó anteriormente el diseño contará con un sistema de emergencia el cual consiste en el Bypass total de la pulpa a 50%w entrante a la planta. De tal manera que éstos sean derivados hacia una poza destinada especialmente para este propósito en las inmediaciones de la planta de espesamiento. Las líneas de emergencia de 36" HDPE SDR 17 conducirán los relaves por gravedad, a un pendiente mínima de 1,5%. Se considera que la poza de emergencia se ubica a 1km distante de la planta de espesamiento.

7.4 Floculación

Se proponen dos sistemas por duplicado destinados a la preparación y manejo de los requerimientos de floculante, tal que permitan un flujo de solución de floculante a los espesadores en forma interrumpida a razón de 10 gramos por tonelada de sólidos entrantes. Cada sistema contará con tanques de preparación y almacenamiento de floculante, así como de bombas de transferencia y dosificación. Los tanques de mezclado de floculante de 3m de diámetro y 3m de altura con sistema de agitación serán los primeros encargados de la preparación y homogenización de la solución de floculante madre a 0,25%. Enseguida dos tanques adicionales de almacenamiento de 5m de diámetro por 5m de altura recibirán la solución madre para ir dosificándola según los requerimientos del sistema.

7.5 Tanque de almacenamiento de relaves espesados

El diseño propuesto prevé que la descarga de los relaves espesados de los cuatro espesadores sea transferida a dos tanques de almacenamiento. Estos tanques contarán con sistemas de agitación vigorosa, capaces de mantener la pulpa en suspensión e inducir cizallamiento adicional.

Los dos tanques de almacenamiento de acero al carbono de 9m de diámetro por 9m de altura serán capaces en total de manejar el relave espesado total a razón 3 679 m³/h con un tiempo de residencia de 15 minutos cada uno.

7.6 Bombeo de relaves espesados

Los relaves espesados a 66%w serán bombeados por bombeo centrífugo a un punto asumido de descarga a una elevación positiva de 50m con referencia a la planta de espesamiento y a una longitud de 3km. Para ello dos trenes con tres bombas centrífugas por tren, serán capaces de manejar el flujo de diseño de 3 679 m³/h. Las bombas centrífugas consideradas para este trabajo se especifican de trabajo pesado (Heavy Duty).

7.7 Tanque de almacenamiento de agua de rebose

Los reboses de los cuatro espesadores se conducirán por gravedad hacia un tanque de almacenamiento desde el cual se prevé la utilización de agua de proceso para su uso dentro de la planta (agua de dilución de floculante, agua de limpieza, agua de lavado, etc.) y fuera de la planta (agua recuperada en sí). El tanque de almacenamiento de agua recuperada será de acero al carbono capaz de manejar el total del agua recuperada a razón 812 m³/h con un tiempo de residencia de 15 minutos cada uno y tendría las siguientes dimensiones: 10,5m de diámetro por 10,5m de altura. De este tanque y previo a una etapa de filtrado, se prevé la instalación dos bombas de agua de alta presión para propósito de sello de las bombas bajo la descarga de los espesadores.

7.8 Bombeo de agua de rebose

Desde el tanque de almacenamiento de los reboses de los espesadores se prevé bombas centrífugas cuya función es suministrar agua de proceso para diversos propósitos, tales

como dilución de pulpa, preparación de floculante, agua de sello, etc. El flujo excedente de agua de proceso es decir el flujo de los reboses menos el agua empleada en la planta, es considerado finalmente agua recuperada. A continuación una breve descripción de las tareas de las bombas centrífugas ubicadas en el mencionado tanque de agua.

7.8.1 Bombas para dilución y recirculación

Las bombas de dilución y recirculación de agua serán capaces de suministrar el flujo necesario para la dilución a 8%w del relave en pulpa de 50%w, y para la dilución de la solución madre de floculante de 0,25% a 0,01%. Un flujo adicional para requerimientos de agua de sello también sería suministrado por medio de estas bombas. Se estima un flujo de diseño de 470 m³/h para cubrir todas las tareas descritas.

7.8.2 Bombas de agua recuperada

En este caso particular de estudio se asumirá que el punto de descarga del agua recuperada se encuentra a una elevación positiva de 150m con referencia a la planta de espesamiento y a una longitud de 5km. Dos trenes de tres bombas centrífugas en serie cada uno son dimensionadas para esta tarea (un tren en operación y el otro tren en espera) manejando un flujo total de 2 020 m³/h (561 l/s). Para efectos de ahorro por concepto de materiales para el transporte del agua recuperada, se considera un primer tramo de 2km compuesto de acero al carbono, mientras que el resto de HDPE.

CAPITULO VIII

8.0 INGENIERÍA DEL PROYECTO

8.1 Descripción del proceso

Los cuatro espesadores en paralelo recibirán los relaves a un ritmo de 100 000 t/d, con un contenido de 50%w sólidos. La descarga de los espesadores será de 66%w sólidos mientras que el flujo de agua recuperada será de 2 020 m³/h.

8.2 Filosofía de control

La planta de espesamiento contará con instrumentación capaz de ser operada bajo modo totalmente automatizado. Las válvulas de aislamiento (tipo cuchilla) debido al gran diámetro de tubería se operarían por accionamiento hidráulico. Cada válvula tendrá una botonera local para accionamiento local o remoto. Los niveles de los tanques son monitoreados con controles de nivel, los niveles son mantenidos con lazos de control entre la bomba y los sensores de nivel.

Se dispondrá de paneles de control local para el uso del operador en el lugar de trabajo. Se propone un panel de control para el área de preparación de floculante, y otro para el mecanismo de rastra del espesador. El monitoreo y control de cada área también se hará desde otro panel ubicado en el cuarto de control de la planta de espesamiento.

Con respecto a la instrumentación de las tuberías de transporte de pulpas, las variables más importantes a controlar serán:

1. Caudal: Los instrumentos de medición de caudal considerados serán flujómetros magnéticos, los cuales constan de un tubo de flujo recubierto al interior por un elastómero, que se instala como una pieza en la tubería. Los flujómetros modernos pueden garantizar precisiones de $\pm 2\%$ si están bien revestidos y calibrados, los que los posibilita para detectar fugas.
2. Densidad: Se realizara mediante densímetros radioactivos. Los densímetros nucleares modernos pueden tener una precisión de $\pm 2\%$ en pulpas de minerales, y consisten básicamente de una fuente radioactiva y un detector instalado al lado opuesto de la tubería.
3. Presión: Para la medición de presión en la tubería se utilizaran medidores de presión electrónicos de diafragma, lo cual permite aislar la medición de presión de las vibraciones de la línea y evitan la creación de zonas de sedimentación en la tubería. Los transductores de presión pueden tener precisión de hasta $\pm 3\%$.

8.3 Diagrama de flujo de proceso y Balance de masa

El diagrama de flujo de proceso así como el a balance de masa (Anexo B) se muestra en detalles en el plano FS-001.

La alimentación de los relaves se hará a través de un cajón distribuidor escurriendo por gravedad a los espesadores. El distribuidor estará equipado con válvula tipo dardo, habrá dos válvulas de ajuste para cada espesador.

El dimensionamiento y selección de los 4 espesadores de 41 metros de diámetro, los cuales operarían en paralelo y son del tipo de alta compresión HCT (High Compression Thickener), ha sido basado de acuerdo a resultados de pruebas de sedimentación en laboratorio. Los espesadores HCT serían montados sobre estructuras metálicas y base de concreto. El desvío (by-pass) del circuito de espesadores se realizará mediante una válvula manual tipo cuchilla, con la cual se puede lograr un desvío parcial ó total.

La etapa de floculación es una fase importante en la producción de los relaves espesados, las condiciones operativas serán propuestas teniendo en cuenta las pruebas de sedimentación realizadas. El sistema de floculación contara con la capacidad de preparación de floculante a partir de su estado sólido (proviene de bolsas de 1 tonelada o menos), terminando en la dosificación de una solución diluida al espesador.

El sistema de espesamiento se lleva a cabo de acuerdo a la tecnología seleccionada (HCT) que comprende el sistema de alimentación de relaves, fosa de alimentación "feed well" y sistema de rastra, éste último dispone de un mecanismo de levante que se usa en condiciones de emergencia por altos torques.

El producto de espesamiento, la descarga de los espesadores a 66%w se hace mediante bombas de transferencia. Las bombas sirven para el control de la descarga mediante el lazo de control entre el flujómetro y densímetro. El arreglo de tuberías permite la recirculación de la descarga del espesador hacia la entrada de alimentación del mismo. Se prevé una línea de agua para las operaciones de limpieza de los espesadores, lavado de tuberías y usos generales en planta.

8.4 Servicios

Los siguientes servicios fueron considerados:

1. Se considera el suministro de aire comprimido para aire comprimido de planta, y aire seco para instrumentación.
2. El agua de sello para las bombas centrifugas debe ser limpia de sólidos mayores de 100 micrones para lo cual se considera la instalación de filtros antes de las bombas de agua de sello. La presión del agua se regulará mediante válvulas reguladoras de presión.
3. El agua para el sistema de preparación del floculante proviene del tanque de agua recuperada, que será sometida a dos etapas de filtración en línea, sistema Amiad. Para el agua de limpieza se usa la misma fuente.

8.5 Arreglo general

Los planos adjuntos AG-01 y AG-02 muestran la disposición mecánica de los espesadores, la planta de floculante y el edificio para los almacenes de floculante, entre otros. Los espesadores son instalados sobre estructuras metálicas, de manera que el área debajo del espesador será accesible para facilitar la operación y mantenimiento de los equipos.

8.6 Listado de equipos mecánicos

El listado de equipos mayores se muestra en el Anexo C. Los equipos, la selección y el dimensionamiento se basan en el diagrama de flujo FS-01 y criterios de diseño (Anexo A).

8.7 Estimado de costo de capital

El costo de capital fue estimado en base a cotizaciones referenciales de los equipos mayores: espesadores tipo HCT, sistema de floculantes típicos, bombas centrífugas, agitadores, etc. La base de datos y la experiencia del autor en proyectos de ingeniería similares han servido para la determinación de los costos unitarios de equipos menores y materiales: compresor de aire, bombas centrífugas, monorriel, etc. Por otro lado, los costos de tuberías de acero y HDPE fueron estimados en base a costo por kilo. A continuación (Tabla 21) se presenta un resumen del estimado de costos de capital dividido en 2 subtotales: el primero (26,8 MUS\$) designa la inversión necesaria para la producción de 560 l/s, mientras que el segundo (27.8 MUS\$) presenta la inversión requerida para el manejo de los relaves espesados y agua recuperada que generaría el sistema, es decir su transporte desde la planta hacia determinados puntos referenciales. La inversión total se estima en 54,5 MUS\$. En el Anexo H se puede encontrar mayores detalles del estimado.

Tabla 21: Estimado de costos de capital $\pm 25\%$. Elaboración propia.

Item	Subtotal - Producción de 560 l/s	Subtotal - Manejo de relaves espesados y agua recuperada	Total
Total Equipos Mecánicos de Proceso (TEMP)	US\$ 13,781,600	3846000	US\$ 17,627,600
Total de Tuberías principales (TTP)	US\$ 0	5741000	US\$ 5,741,000
Total de movimiento de tierra (TMT)	US\$ 1,103,000	308000	US\$ 1,411,000
Costo total de instalación	US\$ 3,437,000	8896000	US\$ 12,333,000
Costo Directo Total (CDT)	US\$ 18,322,000	18,791,000.00	US\$ 37,113,000
Total Costos Indirectos (TCI)	US\$ 5,321,000	5710000	US\$ 11,031,000
Costos del dueño	US\$ 709,000	735000	US\$ 1,444,000
Contingencia	US\$ 2,435,000	2524000	US\$ 4,959,000
Costo Total de Capital del Proyecto	US\$ 26,787,000	US\$ 27,760,000	US\$ 54,547,000

8.8 Estimado de costo de operación

El costo estimado de operación se compone de consumo de floculante y energía; además de costos de mantenimiento, materiales y mano de obra (operadores y supervisión), como se muestra en el Anexo H. Se observa que cerca del 64% del costo de operación lo constituye el rubro energético, seguido del costo por floculante alrededor del 20% del total.

A continuación (Tabla 22) se presenta un resumen del estimado de costos de operación anual, dividido en dos subtotales: el primero (2,8 MUS\$, equivalente a 0.16 \$/m³ de agua recuperada) designa los costos para la operación del sistema de producción de 560 l/s de agua, mientras que el segundo (6.0 MUS\$, equivalente a 0.34 \$/m³ de agua recuperada) presenta el costo operativo para el manejo de los relaves espesados y agua recuperada - que generaría el sistema - hacia determinados puntos referenciales. En el Anexo H se puede encontrar mayores detalles del estimado.

Tabla 22: Estimado de costos de operación ±25%. Elaboración propia.

item	Subtotal - Producción de 560 l/s	Subtotal - Manejo de relaves espesados y agua recuperada	Total
Energía	US\$ 204,000	US\$ 5,382,459	US\$ 5,586,459
Floculante	US\$ 1,643,000	US\$ 0	US\$ 1,643,000
Mano de Obra	US\$ 162,150	US\$ 162,150	US\$ 324,300
Mantención	US\$ 551,000	US\$ 154,000	US\$ 705,000
Operación	US\$ 200,000	US\$ 300,000	US\$ 500,000
Equipos móviles	US\$ 17,000	US\$ 17,000	US\$ 34,000
Costo Anual de Operación del Proyecto	US\$ 2,777,150	US\$ 6,015,609	US\$ 8,792,759
US\$/m³ de agua recuperada	0.16	0.34	0.50

8.9 Distribución por períodos trimestrales del costo de capital

En el Anexo I se puede encontrar el detalle de la distribución por periodos trimestrales del costo total de capital.

CONCLUSIONES

1. El estudio de pre-factibilidad realizado indica que es factible técnicamente la instalación de un sistema de recuperación de agua a partir de relaves de flotación de cobre mediante tecnologías de espesamiento, para el caso de grandes tonelajes 100 000 t/d, cuyo concepto y filosofía de operación pueda aplicarse a otros casos de plantas de tratamiento de gran minería de esta magnitud.
2. Reológicamente los relaves espesados de cobre presentan cizallamiento yendo, por ejemplo para una concentración de sólidos de 66%, de valores iniciales, sin cizallar, alrededor de 150Pa a valores cercanos e inferiores a 60Pa tras la aplicación de cizallamiento mecánico externo.
3. En cuanto a la limitación de porcentaje de sólidos para que sea manejable por bombas centrifugas, los resultados indican que una descarga de 66%w presentaría valores adecuados de resistencia a la fluencia, a la vez maximizando la recuperación de agua.

4. La tasa de alimentación de espesamiento para relaves de cobre típicos se identificó alrededor de $0.7 \text{ t/m}^2/\text{h}$ (Área Unitaria: $0.06 \text{ m}^2/\text{tpd}$), tomando en cuenta las metodologías de Coe & Clevenger, Talmage & Fitch y Solids Settling Flux. Considerando los tamaños más grandes de espesadores HCT disponibles a la fecha de realización de este estudio, se concluye que se necesitarían 4 espesadores de 41m de diámetro.
5. La inversión necesaria para la producción de 560 l/s se estima en 26,8 MUS\$, mientras que la inversión requerida para el manejo de los relaves espesados y agua recuperada que generaría el sistema, es decir su transporte desde la planta hacia determinados puntos referenciales, se estima en 27.8 MUS\$.
6. Los costos totales de inversión se estiman en U\$ 54,5 millones de dólares americanos. El estimado de inversión comprende la adquisición e instalación de equipos, así como las obras civiles, de movimiento de tierras, costos mecánicos, eléctricos y de instrumentación.
7. Los costos anuales para la operación del sistema de producción de 560 l/s de agua, se estiman en 2,7 MUS\$ equivalente a $0.16 \text{ \$/m}^3$ de agua recuperada. Mientras que el costo operativo anual para el manejo de los relaves espesados y agua recuperada - que generaría el sistema - hacia determinados puntos referenciales se estima en 6.0 MUS\$, equivalente a $0.34 \text{ \$/m}^3$ de agua recuperada.
8. Los costos totales de operación de la planta de espesamiento alcanzarían los 0.50 US\$/m³ de agua recuperada.

BIBLIOGRAFIA

ALDERMAN, Neil y Nigel HEYWOOD

2004a "Improving slurry viscosity and flow curve measurements". *Chemical engineering progress magazine*. Estados Unidos de América, volumen 100, número 4, pp. 27-32.

2004b "Making accurate slurry flow curve measurements". *Chemical engineering progress magazine*. Estados Unidos de América, volumen 100, número 5, pp. 35-41.

ASTM D 4648-00

2000 *Standard test method for laboratory miniature vane shear test for saturated fine-grained clayey soil*. 10 de Febrero del 2000

AUSTRALIAN GOVERNMENT

2007 *Tailings management*. Primera edición. Australia: Australian Government, Department of Industry, Tourism and resources

BOGER, D., P.J. SCALES y F. SOFRA

2002 "Rheological concepts". En JEWELL, R. J., A. FOURIE y E.R. LORD (editores). *Paste and thickened tailings – A guide*. Western Australia: Australian Centre for Gheomechanics, pp. 25-37.

BOSHOFF, J.C. y T. KLEINHANS

2009 "Improved water consumption at the Sishen tailings storage facility complex". En JEWEL, R.J., A.B, FOURIE, S. BARRERA y J. WIERTZ (editores). *Proceedings of the twelfth international seminar on paste and thickened tailings*. Perth: Australian Centre for Gheomechanics, pp. 161-166.

BURGER, R.

2000 "Phenomenological foundation and mathematical theory of sedimentation-consolidation processes". *Chemical Engineering Journal*. Alemania: volumen 80, pp. 177-188

CABRERA, V.R

1979 "Slurry pipelines: theory, design, and equipment". *World mining*. Canadá: volumen s/n, pp. 56-64

- CHANDLER, R.J. y G. TOSATTI
1995 "The Stava tailings dams failure". *Geotechnical Engineering*. Italy: volumen 113, número s/n, pp. 67-79
- CONCHA, F. y R. BURGER
2003 "Thickening in the 20th century: a historical perspective". *Minerals and metallurgical processing*. Volumen 20, número 2, pp. 57-67.
- CONSTRUMATICA
2010 *Cono de Abrams*. Consulta: 10 de Septiembre de 2010.
<http://www.construmatica.com/construpedia/Cono_de_Abrams>
- CROWDER, J.J. y M.W.GRABINSKY
2005 "Discussion of "Assessment of modified slump test as a measure of the yield stress of high density thickened tailings". *Canadian Geotechnical Journal*. Canadá, volumen 42, número 1, pp. 316–318.
- DAY, Arnold y otros
2002 *Cytec: mining chemical handbook*. Tercera edición. Estados Unidos de América: Cytec Industries Inc. pp. 187-195.
- DEKKER, Marcel
2004 "Liquid Pipeline Hydraulics" en FAULKER, L.L.(editor) *Mechanical Engineering : A series of textbooks and reference Books*. Columbus Division, Battelle Memorial Institute and Department of Mechanical Engineering, The Ohio State University, Estados Unidos de America, pp. 65-70
- DEVENTER Van y Otros
2003 *Sustainability in the Minerals Industry: threat or opportunity?. En International Mineral Processing Congress*. Ciudad del Cabo, Sudáfrica: 2002, pp. 29-30
- DIN 53 019
2001 *Determination of viscosities and flow curves using standard design rotary viscometers with a standard geometry measuring system (Part 1 & 2)*. Febrero 2001
- DIN 53 018
1976 *Measurement of the dynamic viscosity of Newtonian fluids with rotational viscometers (Part 2)*. Marzo 1976

ESTRUAGUA

2010 *Arreglo tipico de espesador de picas central*. Consulta: 7 de febrero de 2010.
<<http://www.estruagua.com/productos/espesador-de-picas-central.html>>

FARROW, J.B, P.D.FAWELL y otros

2000a "Recent developmens in techniques and methodologies for improving thickener performance". *Chemical Engineering Journal*. Australia: volumen 80, pp. 149-155.

FARROW, J.B., R.R.M. JOHNSTON y otros

2000b "Consolidation and aggregate densification during gravity thickening". *Chemical Engineering Journal*. Australia, volumen 80, pp. 141-148.

FONT, R. y M.L. LAVEDA

2000 "Semi-batch test of sedimentation. Application to design". *Chemical Engineering Journal*. España: volumen 80, pp. 157-165.

FONT, R. y F. RUIZ

1993 "Simulation of batch and continuous thickeners". *Chemical Engineering Science*. España: volumen 48, número 11, pp. 2039-2047.

GARRIDO, P. y otros

2003 "Software for the design and simulation of gravity thickeners". *Mineral Engineering*. Volumen 16, número 1 , pp. 85-92.

GLADMAN, B.J, S.P. USHER y P.J. SCALES

2006 "Understanding the thickening process". En *JEWELL, Richard y otros (editores). Proceedings of the ninth international seminar on paste and thickened tailings*. Limerick: Australian Centre for Gheomechanics, pp. 5-12.

GOLDER PASTETEC (compiladores)

2005a "Introduction to paste". *Marketing Brochure. Still throwing the baby water with the baby?*. Sudbury, Canadá: Golder Associates Ltd. pp. 1-2.

GOLDER PASTETEC (compiladores)

2005b "Statement of Qualification for Services in Paste Fill System Design for Underground Backfill and Surface Disposal". *Marketing Brochure. Still throwing the baby water with the baby?*. Sudbury, Canadá: Golder Associates Ltd. pp. 1-12.

GOLDER PASTETEC (compiladores)

- 2005c "Project Experience for Services in Underground Backfill and Surface Disposal using Paste Technology". *Marketing Brochure. Still throwing the baby water with the baby?*. Sudbury, Canadá: Golder Associates Ltd. pp. 1-17

GOLDER PASTETEC (compiladores)

- 2005d "Project Experience for Services in Surface Disposal using Paste Technology". *Marketing Brochure. Still throwing the baby water with the baby?*. Sudbury, Canadá: Golder Associates Ltd. pp. 1-5

GOLDER PASTETEC (compiladores)

- 2005e "Service and project description". *Marketing Brochure. Still throwing the baby water with the baby?*. Sudbury, Canadá: Golder Associates Ltd. pp. 1-8

GOLDER ASSOCIATES

- 2007 *Supervisión de pruebas piloto HCT para el desaguado de relaves de Cuajone y pruebas de canaleta*. Southern Copper Corporation. Versión Final. Toquepala, Perú.

GUPTA, Ashok. y D.S. YAN

- 2006 *Mineral processing design and operation*. Primera edición. Australia: Elsevier Science Ltd. pp. 401 – 434.

HUGHES, M.A.

- 2000 Coagulation and flocculation. En SVAROVSKY, Ladislav. *Solid liquid separation*. Cuarta edición. Estados Unidos de América: Butterworth-Heinemann. pp. 178-187.

HAAKE

- s/a *Introduction to viscometry and rheology, basics, rotational testing*. Material de enseñanza. Conferencia presentada en Saskatoon, Canadá. pp.1-31.

HUYNH, Le, Paul JENKINS y John RALSTON

- 2002 "The rheological properties of a copper concentrate slurry: From surface chemistry to pipeline transport". *Rheofuture*. Australia. pp. 1-11.

INGESITE

- 2009 *Pagina web de IngeSite - Ingeniería y Construcción*. Consulta: 9 de Agosto de 2009. <<http://ingesite.com/2009/06/29/>>

ITESCAM

2010 *Introducción a la reología*. Consulta: 23 de Mayo de 2010.
<<https://www.itescam.edu.mx/principal/sylabus/fpdb/recursos/r53208.DOC>>

JEWELL, Richard

2002 "Introduction". En JEWELL, Richard, A.B. FOURIE y E.R. LORD (editores). *Paste and thickened tailings - a guide*. Nedlands, Australia, pp. 1-8.

JEWELL, Richard y Andie FOURIE

2006 *Paste and thickend tailings - a guide*. Segunda edición. Perth, Australia: Australian Centre for Geomechanics.

KEALY, Tim

2006a "How to measure flow and viscosity curves for mining slurries". *Rheology Solutions Pty*. Australia, número 327, pp. 1-16.

2006b "How to measure thixotropy for mining slurries". *Rheology Solutions Pty*. Australia, número 329, pp. 1-7.

KING, R.P.

2001 *Modeling and simulation of mineral processing systems*. Primera edición. Estados Unidos de América: Butterworth-Heinemann. pp. 213-223.

KING, Donald L.

1982 *Espesadores*. En MULAR, Andrew y Roshan BHAPPU (editores). *Diseño de plantas de proceso de minerales*. Segunda edición. Madrid: Editorial Rocas y Minerales. pp. 83-126

KUYUCAK, N. y F. PALKOVITZ

2009 "Integrated approach to water management . En JEWELL, Richard y otros (editores). *Proceedings of the twelfth international seminar on paste and thickened tailings*. Chile: Australian Centre for Gheomechanics, pp. 151-159.

MINERA ESPERANZA

2010 *Pagina web del proyecto Minera Esperanza*. Consulta: 13 de Junio de 2010.
<http://www.mineraesperanza.cl/que_es.html>

MIP - Process Technologies

2009 *Pagina web de MIP - Process Technologies*. Consulta: 13 de Junio de 2010.
<<http://www.mipprocess.co.za/news/MIP%20Thickener%20Design-02.pdf>>

MEGGYES, T y otros

2008 "Enhancing the safety of tailings management facilities". *Soil and Sediment Contamination: An International Journal*. Alemania, volumen 17, pp. 323-345

NGUYEN, Q. Dzuy y otros

2006 "Yield stress measurement in suspensions: an inter-laboratory study". *Korea-Australia Rheology Journal*. Australia, volumen 18, número 1, pp. 15–24.

NUÑEZ, Adolfo

s/a *Decantación y clarificación. Floculantes. Ensayos*. Material de enseñanza. Madrid: Universidad politécnica de Madrid, Escuela técnica superior de ingeniería de minas. Consulta: 10 de Octubre 2009. <<http://www.minas.upm.es/catedra-anefa/Nunez-M3/Decantacion-04-c.pdf>>

OLCAY, Rubén Heriberto

s/a *Desenvolvimento de pasta mineral*. Tesis de Mestrado em engenharia metalúrgica e de minas. Brasil: Universidad Federal de Minas Gerais. pp.1-150

PASHIAS, N., D.V. BOGER y J. SUMMERS

1996 "A fifty cent rheometer for yield stress measurement". *Journal of rheology*. Volumen 40, número 6, pp. 1179-1189.

PENNAN, A.

2007 "From tailings to paste". En FOURIE, Andie y otros (editores). *Proceedings of the tenth international seminar on paste and thickened tailings*. Perth: Australian Centre for Gheomechanics, pp. 407-411.

PSI CHILE

s/a *Memoria hidráulica de sistema de transporte de relaves – Optimización de sistema de transporte de relaves de Minera Escondida Limitada*. Chile.

PULLUM, L.

2007 "Pipelining tailings, pastes and backfill". En FOURIE, Andie y otros (editores). *Proceedings of the tenth international seminar on paste and thickened tailings*. Perth: Australian Centre for Gheomechanics, pp. 113-127.

QUISPE, Javier, Fernando CONCHA, Pedro G. TOLEDO

2000 "Discrete sedimentation model for ideal suspensions". *Chemical Engineering Journal*. Santiago de Chile: volumen 80, pp. 13-22

- RAVINA, Louis
1993 *Everything you want to know about coagulation and flocculation*. Cuarta edición. Estados Unidos de América: Zeta-Meter Inc. pp.1-11.
- RAYO, J.
1993 "Transporte hidráulico a grandes distancias". Seminario. Lima, Perú.
- RAYO, J., R. FUENTES y R. ORELLANA
2009 "Pipelining tailings, pastes and backfill". En JEWEL, R.J., A.B, FOURIE, S. BARRERA y J. WIERTZ (editores). *Proceedings of the twelfth international seminar on paste and thickened tailings*. Perth: Australian Centre for Gheomechanics, pp. 271-278.
- ROBINSKY, E.I
1999 "Tailings dam failure need not be disasters - the thickened tailings disposal (TTD) system". *CIM bulletin*. Canadá: volumen 92, número 1028, pp. 140-142
- RUSHTON, A., A.S.WARD y R.G. HOLDICH
1996 *Solid-liquid filtration and separation technology*. Primera edición. Estados Unidos de América: VCH Publishers, Inc.
- SLATTER P.T
2005 "The hydraulic transportation of thickened sludges". *Water SA*. Ciudad del Cabo, Sudáfrica: volumen 30, número 5, pp. 66-68
- SLOTTE S., J. JHONSON y M. CROZIER
2005 "*Paste thickening iron ore tailings*". XXXV Seminário de reducao de minério de ferro e matérias primas. Brasil, pp. 904-911.
- SOFRA, F
2006 "Rheological assessment - A road map for plant designers and operator". En JEWELL, Richard y otros (editores). *Proceedings of the ninth international seminar on paste and thickened tailings*. Limerick: Australian Centre for Gheomechanics, pp. 13-23.
- SRC
2007 *Slurry pipeline course*. Material de enseñanza. Conferencia presentada en Saskatoon, Canadá. 4 al 7 de Junio del 2007

- SVAROVSKY, Ladislav
2000 *Solid liquid separation*. Cuarta edición. Estados Unidos de América: Butterworth-Heinemann
- TALMAGE W.P. y E.B. FITCH
1955 "Determining thickener unit areas". *Industrial and engineering chemistry*. Estados Unidos de América: volumen 47, número 1, pp. 38-41.
- TARRER A.R. y otros
1974 "A model for continuous thickening". *Industrial and engineering chemistry*. Estados Unidos de América: volumen 13, número 4, pp. 341-346.
- TIWARI, Brajesh
2004 *Simulation of batch thickening phenomenon for young sediments*. Tesis de Maestría en Ingeniería Civil. Estados Unidos de América: Polytechnic Institute and State University Virginia.
- WATERS A.G. y K.P. GALVIN
1991 "Theory and application of thickener design". *Filtration and separation*. Brisbane, Australia: Volumen 28, número 2, pp. 110-116.
- WILLIAMS D.A. y D.J. WILLIAMS
2004 "Trends in tailings storage facility design and alternative disposal method". *Proceedings of ACMER Workshop on design and management of tailings storage facilities to minimise environmental impacts during operation and closure*. Perth, Australia: Australian Centre for Minerals Extension and Research.
- WILLS, Barry y Tim NAPIER-MUNN
2006 *Mineral processing technology*. Séptima edición. Estados Unidos de América: Elsevier Science & Technology Books. pp.378-389.
- WILSON, K.C., G.R. ADDIE, A. SELLGREN y otros
2006 *Slurry transport using centrifugal pumps*. Tercera edición. Estados Unidos de América: Springer Science+Business Media, Inc.
- WORLDLINGO
2010 *Página web de WorldLingo*. Consulta: 13 de Enero de 2011. <http://www.worldlingo.com/ma/enwiki/es/Density_of_air>

NOMENCLATURA – LISTA DE SÍMBOLOS Y ABREVIATURAS

Los principales símbolos usados en este estudio se presentan a continuación, acompañados de una breve descripción y sus unidades en términos de Masa [M], Longitud [L] y Tiempo [T]. Cantidades adimensionales serán indicadas como [-] y en aquellas que no aplican se señalan como [N/A]

γ	: Deformación [-]
$\dot{\tau}$: Gradiente de esfuerzos cortantes (modelo de Maxwell) [-]
$\dot{\gamma}$: Razón de corte [T ⁻¹]
%ef	: Eficiencia [-]
%v	: Concentración o porcentaje de sólidos en volumen [-]
%w	: Concentración o porcentaje de sólidos en peso [-]
ν	: Viscosidad cinemática [L ⁻² T ⁻¹]
τ_o	: Resistencia a la fluencia [L ⁻¹ MT ⁻²]
μ	: Viscosidad dinámica [L ⁻¹ MT ⁻¹]
μ^0	: Viscosidad aparente [L ⁻¹ MT ⁻¹]
A	: Área de la sección transversal de la tubería [L ²]
Af	: Factor de frecuencia [N/A]
At:	: Área transversal del tanque en m ² [L ²]
B	: Constante de Boltzmann [-]
D	: Relación en peso de la descarga (líquido/sólido)
D ₅₀	: Tamaño de partícula pasante 50% [L]

D_{80}	:	Tamaño de partícula pasante 80% [L]
D_{85}	:	Tamaño de partícula pasante 85% [L]
D_{90}	:	Tamaño de partícula pasante 90% [L]
D_e	:	Diámetro de espesador [L]
D_i	:	Diámetro interior de la tubería [L]
D_p	:	Diámetro de partícula esférica [L]
e	:	Carga eléctrica [N/A]
E	:	Factor de seguridad basado en tipo de soldadura [N/A]
ed	:	Espesor de diseño [L]
f	:	Factor de fricción [-]
F	:	Relación en peso de la alimentación (líquido/sólido) [N/A]
F_A	:	Fuerza aplicada [MLT^{-2}]
F_f	:	Factor de diseño respecto al esfuerzo de fluencia según código [N/A].
F_L	:	Parámetro de Mc. Elvain & cave [-]
g	:	Aceleración de la gravedad [LT^{-2}]
H	:	Función de Debye-Huckel [N/A]
He	:	Número de Hedstron
H_F	:	Pérdida de carga por efecto de la fricción del fluido a lo largo de la tubería [L]
H_r	:	Factor de corrección por contenido de sólidos [-]
I	:	Fuerza iónica [N/A]

k	:	Rugosidad hidráulica de la tubería [L]
K	:	Índice de consistencia de fluido. Modelo de Herschel Bulkley [$L^{-1}MT^{-3}$]
Kt	:	Factor de Slatter [N/A]
L	:	Longitud [L]
Meff	:	Eficiencia del motor [N/A]
msnm.	:	Metros sobre el nivel del mar [L]
n	:	Índice de comportamiento de flujo del modelo de Herschel Bulkley [-]
N	:	Velocidad de caja de engranajes de espesador [LT^{-1}]
n'	:	Concentración del ión [N/A]
N _A	:	Número de Avogrado [N/A]
Nr	:	número de Reynolds [N/A]
P	:	Presión [$L^{-1}MT^{-2}$]
Peff	:	Eficiencia de la bomba [N/A]
Po	:	Potencia [L^2MT^{-1}]
Pw	:	Potencia absorbida [L^2MT^{-1}]
Q	:	Caudal [L^3T]
Q _{M(F)}	:	Capacidad de alimentación en peso [MT^{-1}]
R	:	Radio esférico de la partícula [L]
Re	:	Número de Reynolds [-]
S	:	Gravedad específica media de la pulpa durante período de compresión [-]
SGI	:	Gravedad Especifica del líquido [-]

SGm	:	Gravedad Especifica de mezcla [-]
SGs	:	Gravedad Especifica de sólidos [-]
St	:	Esfuerzo de tensión ó Límite de fluencia del material (psi).
T	:	Temperatura [N/A]
t	:	Tiempo de vida del proyecto [T]
TDH	:	Altura dinámica total referida a pulpa [L]
TDH	:	Cabeza dinámica total del sistema de bombeo [L]
TDH	:	Altura dinámica total [L]
To	:	Torque [L^2MT^{-2}]
t_u	:	Valor en horas correspondiente al punto de compresión [T]
V	:	Velocidad [LT^{-1}]
V	:	Es la valencia del ión con carga opuesta al de la superficie del coloide [N/A]
V_c	:	Velocidad crítica [$L^{-1}T$]
V_e	:	Volumen del espesador [L^3]
V_r	:	Velocidad periférica de la rastra [LT^{-1}]
V_s	:	Velocidad de sedimentación [$L^{-1}T$]
V_t	:	Velocidad de transición [$L^{-1}T$]
V_u	:	Vida útil del proyecto
W	:	Velocidad terminal [$L^{-1}T$]
WR	:	Tasa de desgaste [LT^{-1}]
WR_a	:	Tasa de desgaste por abrasión por año [LT^{-1}]
WR_b	:	Tasa de corrosión por año [LT^{-1}]

x	:	Desplazamiento en la dirección y [N/A]
y	:	Desplazamiento en la dirección x [N/A]
Z	:	Factor de torque de espesador [-]
ΔH	:	Diferencia en elevación [L]
ΔP	:	Diferencia de presión [L]
ε	:	Constante dieléctrica de la fase líquida [N/A]
η	:	Función viscosidad [-]
λ	:	Tiempo de relajación (modelo de Maxwell) [N/A]
λ	:	Tiempo de relajación (modelo de Maxwell) [-]
ρ	:	Densidad [$L^{-3}M$]
ρ_L	:	Densidad del líquido [$L^{-3}M$]
φ	:	Potencial de la doble capa eléctrica a una distancia x [N/A]
ϕ	:	Energía de Van der Waals [N/A]
φ_δ	:	Potencial de la doble capa eléctrica en la capa de Stern [N/A]
Ω	:	Densidad de carga en la superficie del coloide.
Ω_g	:	Densidad de carga. Modelo de Gouy con φ_0 reemplazado por φ_δ [N/A]
Ω_g	:	Densidad de carga. Modelo de Gouy con φ_0 reemplazado por φ_δ [N/A]
Ω_m	:	Carga correspondiente a la monocapa de contra iones [N/A]
Ω_s	:	Carga absorbida por unidad de área debido a la Capa de Stern [N/A]
TDH_w	:	Altura dinámica total referida al agua
τ	:	Esfuerzo de corte [$L^{-1}MT^{-2}$]

UNIDADES

La totalidad de magnitudes presentadas en este informe se basan en el Sistema Legal de Unidades de Medida del Perú vigente (Ley 23560), el cual está constituido básicamente por:

- El sistema internacional de unidades, SI; y
- Las unidades fuera del SI, que se consideran necesarias y convenientes en el país, en concordancia con las resoluciones de la XI Conferencia General de Pesas y Medidas (CGPM), realizada en Paris (Octubre 1960).

ANEXO A

ANEXO A
CRITERIOS DE DISEÑO

**ESTUDIO DE PRE-FACTIBILIDAD PARA LA RECUPERACIÓN DE AGUA
A PARTIR DE RELAVES DE GRAN MINERÍA DE COBRE MEDIANTE
LA TECNOLOGÍA DE RELAVES ESPESADOS**

Referencias

El siguiente código de letras será usado para la identificación de la fuente de la información presentada en este documento.

- A Data extraída de pruebas de laboratorio
- B Recomendación del autor
- C Recomendación del proveedor
- D Dato extraído de Handbook de ingeniería
- E Dato asumido
- F Dato producto de cálculos

Notas:

Toda la información se encuentra en el Sistema Internacional de Unidades

PC (por confirmar): Implica información que deberá ser confirmada por trabajos adicionales, en una etapa posterior de ingeniería

	Unidades	Nominal	Diseño	Referencia/Comentario
1.0 ALIMENTACIÓN				
1.1 Producción total				
Disponibilidad	%	95%	95%	B
Relaves total, (secos)	t/y	30,736,842	38,421,053	F
1.2 Producción en Pta. Espesamiento				
Relaves total, (secos)	t/d	80,000	100,000	B
Relaves total, (secos)	t/h	3,333	4,167	F
2.0 CARACTERIZACIÓN DE RELAVES				
2.1 Caracterización				
Tamaño de partícula, d_{80}	μm	430	430	A
Tamaño de partícula, d_{50}	μm	40	40	A
Porcentajes pasantes				
2000 μm	%	100.00	100.00	A
1000 μm	%	100.00	100.00	A
208 μm	%	85.16	85.16	A
147 μm	%	77.85	77.85	A
104 μm	%	69.00	69.00	A
74 μm	%	61.69	61.69	A
53 μm	%	54.27	54.27	A
38 μm	%	48.27	48.27	A
20 μm	%	38.72	38.72	A
Gravedad específica de sólidos		2.73	2.73	A
pH		10 a 11	10 a 11	A
2.0 Alimentación a Pta. Espesamiento				
Porcentaje de Sólidos de alimento	%	50	50	F
Flujo de pulpa total	m ³ /h	4559	5699	F
Gravedad específica de pulpa	-	1.46	1.46	F
Flujo de agua en la pulpa	m ³ /h	3333	4167	F
Porcentaje de dilución	%	8	8	A

3 CRITERIO DE DISEÑO DE EQUIPOS					
3.1 Distribuidor de Relaves					
DI-001					
Flujo entrante al tanque	m3/h	4559	5699		B
Tiempo de residencia	min	2.5	2.5		B, E
Volumen del tanque, requerido	m3	190	237		F
Altura libre	m	0.3	0.3		B
Altura total	m	7	7		F
Diámetro	m	7	7		F
Volumen del tanque, efectivo	m3	258	258		F
Numero de compartimientos, op/stby/byPass	unidades	4/0/1	4/0/1		B
Lining interno de caucho		SI	SI		B
3.2 Espesadores de alta compresion (HCT)					
TH-001 @004					
Tasa de alimentación, laboratorio	t/m2/h	0.7	0.7		A
Área unitaria, laboratorio	m2/t/d	0.06	0.06		F
Área de sedimentación requerida	m2	4762	5952		F
Diámetro por espesador	m	41	41		C
Área de sediment. por espesador	m2	1320	1320		F
Área de sedimentación total, teórico	m2	5281	5281		F
Numero, operando	unidad	4	4		F
Altura de pared	m	5	5		B
Tecnología	tipo	HCT	HCT		B
3.3 Características de la descarga de espesadores					
Porcentaje de sólidos, en peso	wt%	66	66		B
Flujo de descarga, por espesador	m3/h	736	920		F
Gravedad específica de descarga	-	1.72	1.72		F
Flujo de descarga, total	m3/h	2943	3679		F
Factor de fricción	kPa/m	1.00	1.00		B, F
3.4 Bombas de recirculación					
PP-X01 @X02. X:1to4					
Unidades por espesador, op/stdby	unidad	1/1	1/1		B
Flujo de pulpa, por bomba	m3/h	1839	2299		F
Gravedad específica de pulpa	-	1.72	1.72		F
Diámetro de tubería (18" sch40)	m	0.43	0.43		B
Área de tubería	m2	0.14	0.14		F
Velocidad de pulpa	m/s	3.54	4.43		F
Cabeza estática, por bomba	m, pulpa	10	10		F
Longitud recorrida	m	20	20		E
Cabeza dinámica total, por bomba	m, pulpa	12.3	12.3		F
Potencia adsorbida, por bomba	kWh	156	195		F
Tipo de bomba	tipo		Centrifuga		B, C
3.5 Bombas de transferencia de descarga					
PP-201 @204					
Unidades por espesador, op/stdby	unidad	1/0	1/0		B
Flujo de pulpa, por bomba	m3/h	736	920		F
Gravedad específica de pulpa	-	1.72	1.72		F
Diámetro de tubería (10" sch40)	m	0.25	0.25		B
Área de tubería	m2	0.05	0.05		F
Velocidad de pulpa	m/s	4.02	5.02		F
Cabeza estática, por bomba	m, pulpa	10	10		F
Longitud recorrida	m	40	40		E
Cabeza dinámica total, por bomba	m, pulpa	13.6	13.6		F
Potencia adsorbida, por bomba	kWh	69	86		F
Tipo de bomba	tipo		Centrifuga		B, C

3.6 Bombas de agua de sello para bombas de pulpa				
PP-901@910				
Numero por espesador, op/stdby		1/1	1/1	B
Numero por bomba entrega de espesado, op/stdby		1/1	1/1	B
Numero total de bombas, op/stdby		5/5	5/5	B
Flujo requerido por bomba de descarga	l/s	3	3	C
Number of U.F pumps	numero	5	5	F
Flujo total requerido, por bomba de agua de sello	l/s	15	15	F
Cabeza total, por bomba	m, agua	34.1	34.1	F
Potencia adsorbida, por bomba	kWh	7.4	7.4	F
Tipo de bomba		Centrifuga		B,C
3.7 Tanque de almacenamiento de relaves espesados				
TK-001/002				
Numero	unidad	2	2	B
Sistema de agitación		SI	SI	B, C
Tapado		NO	NO	B, C
Flujo entrante, a cada tanque	m3/h	1472	1839	F
Tiempo de residencia	min	15	15	B, E
Volumen del tanque, requerido	m3	368	460	F
Altura libre	m	0.5	0.5	B
Altura total	m	9	9	F
Diámetro	m	9	9	F
Volumen del tanque, efectivo	m3	541	541	F
Material de construcción		Acero al carbono		B, C
Servicio del agitador		Suspension, cizallamiento		B, C
3.8 Características del rebose de espesador				
Flujo de agua, por espesador	m3/h	504	627	F
Flujo de agua total	m3/h	2017	2507	F
Sólidos en suspensión, máximo	ppm	20	20	A
3.9 Tanque de almacenamiento de agua recuperada				
TK-003				
Numero	unidad	1	1	B
Sistema de agitación		NO	NO	B, C
Tapado		NO	NO	B, C
Flujo entrante al tanque	m3/h	2017	2507	F
Tiempo de residencia	min	20	20	B, E
Volumen del tanque, requerido	m3	672	836	F
Altura libre	m	0.5	0.5	B
Altura total	m	10.5	10.5	F
Diámetro	m	10.5	10.5	F
Volumen del tanque, efectivo	m3	866	866	F
Material de construcción		Acero al carbono		B, C
3.10 Bomba de agua para dilución y recirculación				
PP-005/006				
Numero, op/stdby		1/0	1/0	B
Flujo, por bomba	m3/h	387	471	F
Gravedad específica de agua	-	1.00	1.00	F
Diámetro de tubería (10" sch40)	m	0.25	0.25	B, F
Area de tubería	m2	0.05	0.05	F
Velocidad de pulpa	m/s	2.11	2.57	F
Cabeza estática, por bomba	m, pulpa	30	30	F
Longitud recorrida	m	100	100	E
Factor de fricción	m/m	0.009	0.020	D
Cabeza dinámica total, por bomba	m, pulpa	34.0	34.0	F
Potencia adsorbida, por bomba	kWh	47	57	F
Tipo de bomba	tipo	Centrifuga		B, C

3.11 Bombas de entrega de relave espesado				
PP-301@306				
Numero, op/stby		3/3	3/3	B
Flujo, por bomba	m3/h	2943	3679	F
Gravedad especifica de pulpa	-	1.72	1.72	F
Diámetro de tubería (24" sch40)	m	0.60	0.60	B, F
Area de tubería	m2	0.28	0.28	F
Velocidad de pulpa	m/s	2.92	3.65	F
Cabeza estatica, por bomba	m, pulpa	50	50	F
Longitud recorrida	m	3000	3000	E
Cabeza dinamica total, por bomba	m, pulpa	84.3	84.3	D
Potencia adsorbida, por bomba	kWh	1517	1896	F
Tipo de bomba	tipo		Centrifuga	B, C
3.12 Bomba de agua recuperada				
PP-008@013				
Numero, op/stby		3/3	3/3	B
Flujo, por bomba	m3/h	1616	2020	F
Gravedad especifica de agua	-	1.00	1.00	F
Diámetro de tubería (24" sch40)	m	0.57	0.57	B, F
Area de tubería	m2	0.26	0.26	F
Velocidad de pulpa	m/s	1.73	2.16	F
Cabeza estatica, por bomba	m, pulpa	150	150	F
Longitud recorrida	m	5000	5000	E
Factor de friccion	m/m	0.009	0.002	D
Cabeza dinamica total, por bomba	m, pulpa	72.2	72.2	F
Potencia adsorbida, por bomba	kWh	416	519	F
Tipo de bomba	tipo		Centrifuga	B, C
3.13 Tanque de agua filtrada				
TK-004				
Numero	unidad	1	1	B
Sistema de agitación		NO	NO	B, C
Tapado		NO	NO	B, C
Flujo entrante al tanque	m3/h	64	64	F
Tiempo de residencia	min	40	40	B, E
Volumen del tanque, requerido	m3	43	43	F
Altura libre	m	0.5	0.5	B
Altura total	m	4	4	F
Diámetro	m	4	4	F
Volumen del tanque, efectivo	m3	44	44	F
Material de construcción			Acero al carbono	B, C
3.14 Bombas de agua fresca				
PP-014/015				
Numero, op/stby		1/1	1/1	B
Flujo, por bomba	m3/h	27	33	F
Gravedad especifica de agua	-	1.00	1.00	F
Diámetro de tubería (3" sch40)	m	0.08	0.08	B, F
Area de tubería	m2	0.00	0.00	F
Velocidad de pulpa	m/s	1.55	1.94	F
Cabeza estatica, por bomba	m, agua	7	7	F
Longitud recorrida	m	40	20	E
Factor de friccion	m/m	0.009	0.002	D
Cabeza dinamica total, por bomba	m, agua	8.1	7.7	F
Potencia adsorbida, por bomba	kWh	0.8	0.9	F
Tipo de bomba	tipo		Centrifuga	B, C

4 SISTEMA DE FLOCULACION					
4.1 Tipo de floculante					
Marca, referencial			Praestrol 2530		A
Peso Molecular			Alto		D
Carga Ionica			Media		D
Concentracion madre	g/l	2.5	2.5		A
Concentracion diluida	g/l	0.1	0.1		A
4.2 Consumo					
Consumo	g/t	10	10		A
	kg/d	800	1000		F
	kg/h	33	42		F
4.3 Preparación de floculante					
Concentración de floculante madre	w%	0.25	0.25		
Concentración de floculante diluido	w%	0.01	0.01		
4.4 Entrega, big bags					
Almacenamiento de polímero	t	20	20		C, D
4.5 Tanque de mezclado de floculante					
TK-005/006					
Numero, op/standy	unidad	2/0	2/0		B
Sistema de agitación		NO	NO		B, C
Tapado		NO	NO		B, C
Flujo entrante, a cada tanque	m3/h	7	8		F
Tiempo de residencia	min	120	120		B, E
Volumen del tanque, requerido	m3	13	17		F
Altura libre	m	0.5	0.5		B
Altura total	m	3	3		F
Diámetro	m	3	3		F
Volumen del tanque, efectivo	m3	18	18		F
Material de construcción			Acero al carbono		B, C
4.6 Tanque de almacenamiento de floculante					
TK-007/008					
Numero, op/standy	unidad	2/0	2/0		B
Sistema de agitación		NO	NO		B, C
Tapado		NO	NO		B, C
Flujo entrante, a cada tanque	m3/h	7	8		F
Tiempo de residencia	min	240	240		B, E
Volumen del tanque, requerido	m3	27	60		F
Altura libre	m	0.5	0.5		B
Altura total	m	5	5		F
Diámetro	m	5	5		F
Volumen del tanque, efectivo	m3	88	88		F
Material de construcción			Acero al carbono		B, C
4.7 Bombas de transferencia de floculante					
PP-401 @404					
Numero, op/stby		2/2	2/2		B
Flujo total	m3/h	13.33	16.63		F
Tipo			Peristalticas		B
4.8 Bombas de dosificación de floculante					
PP-501 @508					
Numero, op/stby		4/4	4/4		B
Flujo total	m3/h	100.15	121.81		F
Tipo			Peristalticas		B

ANEXO B

ANEXO C

ANEXO C

LISTADO DE EQUIPOS MECÁNICOS

ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD PARA LA RECUPERACION DE AGUA A PARTIR DE RELAVES DE GRAN MINERIA DE COBRE MEDIANTE TECNOLOGIA DE RELAVES ESPESADO:

item	TAG	Equipo mecánico de proceso	Descripción	Cantidad			Potencia adsorbida kW	Potencia instalada Power kW	Factor de funcionamiento	Carga conectada total, Kwh	Carga instalada total, Kwh	VFD	Energía de emergencia	Cap.	Unidad	Long. m	Ø m ID	W, m	H, m	TDH (m)
				Operando	StandBy	Total														
Alimentación de pulpa a la planta de espesamiento																				
1	DI-001	Distribuidor de Relaves	Distribuidor de 5699 m ³ /h. Acero al carbono, incluye valvulas tipo de	1	0	1	0.0	0.0	100%	0.0	0	No	-	258	m ³			7	7	
Area de espesamiento																				
2	TH-001@004	Espesadores de alta compresion (HCT)	41m diametro, rastras, feed well, e-duc, puente y accionamiento	4	0	4	75.0	112.0	100%	300.0	448	No	SI		m ³ /h					
3	HS-101@104	Izador de servicio del espesador	Hoist de servicio, 5 Tons	4	0	4	8.0	15.0	20%	6.4	60	No	No	5.0	tons					
4	PP-X01@X02. X:1to4	Bombas de recirculación	Centrifuga Heavy Duty, revestida en caucho, con VFD	4	4	8	194.8	220.0	100%	779.1	1760	SI	No							
5	PP-201@204	Bombas de transferencia de descarga	Centrifuga Heavy Duty, revestida en caucho, con VFD	4	0	4	86.3	100.0	100%	345.1	400	SI	SI		m ³ /h					
6	PP-901@910	Bombas de agua de sello para bombas de pulpa	Centrifuga de alta presion	5	5	10	7.4	9.0	100%	36.9	90	No	SI		psi					
7	HS-201/204	Izador de servicio del cuarto de bombas underflow	Hoist de servicio, 2.5 Ton	4	0	4	1.0	2.2	20%	0.8	8.8	No	No		tons					
8	PP-111@114	Bomba de sumidero del espesador	Sumidero en zona de bombas bajo espesador	4	0	4	14.0	22.0	20%	11.2	88	No	No		m ³ /h					
Sistema de bombeo de relaves espesados																				
9	TK-001/002	Tanque de almacenamiento de relaves espesados	Acero al carbono, con agitador	2	0	2	150.0	200.0	100%	300.0	400	No	SI		m ³ /h			9	9	
10	PP-301@306	Bombas de entrega de relave espesado	Centrifuga Heavy Duty, revestida en caucho.	3	3	6	1896.3	2000.0	100%	5689.0	12000	No	SI	3679	m ³ /h					
Sistema de floculación																				
11	TK-005/006	Tanque de mezclado de floculante	Acero al carbono. Con agitador	2	0	2	20.0	25.0	40%	16.0	50	No	No				18	3	3	
12	TK-007/008	Tanque de almacenamiento de floculante	Acero al carbono. Con agitador	2	0	2	0.0	0.0	40%	0.0	0	No	No							
13	PP-401@404	Bombas de transferencia de floculante	Bomba peristaltica	2	2	4	2.0	4.0	40%	1.6	16	No	No							
14	PP-501@508	Bombas de dosificación de floculante	Bomba peristaltica	4	4	8	3.0	5.0	40%	4.8	40	No	No							
15	HS-003	Izador de servicio para el manejo de Big Bag	Hoist de servicio, 2 Ton	1	0	1	2.0	4.0	20%	0.4	4	-	No		ton					
16	PP-200	Bomba de sumidero, zona de floculación	Sumidero en zona de floculación	1	0	1	14.0	22.0	20%	2.8	22	No	No		m ³ /h					
Area de recirculación de agua de proceso																				
17	TK-003	Tanque de almacenamiento de agua recuperada	Acero al carbono. Sin agitador	1	0	1	0.0	0.0	100%	0.0	0	No	No		m ³			10.5	10.5	
18	PP-005/006	Bomba de agua para dilución y recirculacion	Centrifuga de agua.	1	1	2	57.0	75.0	100%	57.0	150	No	No		m ³ /h					
19	PP-008@013	Bomba de agua recuperada	Centrifuga	3	3	6	519.5	550.0	100%	1558.5	3300	No	SI	2020.2	m ³ /h					72.2
20	FT-001/002	Filtro de agua recuperada	Autolimpiante en línea	2	0	2	0.0	0.0	100%	0.0	0	No	No							
Area de agua fresca																				
21	TK-004	Tanque de agua filtrada	Acero al carbono. Sin agitador	1	0	1	0.0	0.0	100%	0.0	0	No	No	44.0	m ³			4	4.0	
22	FT-003/004	Filtro para agua de sello	Autolimpiante en línea	2	0	2	0.0	0.0	100%	0.0	0	No	No		m ³ /h					
23	PP-014/015	Bombas de agua fresca	Centrifuga	1	1	2	0.9	1.5	25%	0.2	3	No	No		m ³ /h					
Otros																				
24	CO-001	Compresores	Aire de instrumentación, para limpieza, etc.	2	0	2	97.0	120.0		0.0	240	No	SI		cfm					

ANEXO D

PRAESTOL® 2530

Flocculating Agents

Product Description

Composition:	high molecular, medium anionic polyelectrolyte based on polyacrylamide
Supply form:	white granular material
Charge type:	medium anionic
Bulk density:	approx. 700 kg/m ³
Viscosity (0.5 % in distilled water):	approx. 4000 mPa·s
Viscosity (0.1 % in distilled water):	approx. 500 mPa·s
Viscosity (0.5 % in tap water*):	approx. 1000 mPa·s
Viscosity (0.1 % in tap water*):	approx. 30 mPa·s
pH-value (0.1 % in tap water*):	approx. 7
Effective in pH range:	6 - 10

Range of Application and Mode of Action

PRAESTOL 2530 is used mainly for flocculation of mineral and hydroxide type solid particles and colloids, preferably for clarification of washing water in the treatment of mining raw materials, such as hard coal, rock salt, sand, gravel and clay. It is also used in the metal producing and processing industries and in the chemical industry.

These applications usually involve the flocculation of very fine to colloidal solid particles suspended in neutral to alkaline slurries, which contain mainly inorganic solids.

Other applications include the treatment of surface and ground water, and all types of waste water, after preliminary treatment with hydroxide forming substances.

The mode of action of anionic PRAESTOL products is based essentially on ion exchange between the electrical charges along the polymer chain, which are present in aqueous solution, and the surface charges on the suspended solid particles. The particle surfaces are destabilized, thus bringing about coagulation or flocculation.

Application/Dosage

PRAESTOL 2530 is used as a dilute solution (0.05 to 0.1 %). For preparation of stock solutions (approx. 0.5 %) the original product is added to water with uniform stirring. After a dissolving period of approx. 60 min. (at a temperature of ≥ 15 °C) the solution is mature and is thus ready for use. Owing to the very variable properties of the slurries and sludges to be treated, the required addition quantities for a particular application can only be determined by carrying

out laboratory tests and industrial trials. When used as a sedimentation accelerator or clarifying agent (in static sedimentation processes), only a few grams of PRAESTOL 2530 per cubic metre of the slurry to be clarified are required. In mechanical sludge dewatering, in order to achieve a high machine throughput and a discharge water free of settleable solid materials, approx. 100 g/m³ of wet sludge are required.

Working Safety and Accident Prevention

In case of spillage/leakage:

Caution: Severe skidding hazard in combination with water and moisture. Keep public away from the danger area! Completely remove/reload the dry product. Completely remove and store moist/liquid product with sand or binders. Repeat this procedure as required. Remove minor residue carefully from the road by spraying with a strong water jet.

Safety Measures: Prevent dust development in case of dry product! Avoid contact with the eyes! Avoid extended contact with the skin! Rinse off the product after handling/touching!

Our experience has shown that PRAESTOL solutions can be classified as non corrosive in contact with normal materials used for containers and pipes, such as plastics, plastic coated materials and stainless steel.

Storage

High molecular flocculating agents, such as PRAESTOL 2530 are all basically sensitive to the effect of moisture, for example in the form of condensation water, water spray or splashes and

atmospheric moisture. Contact with water (drops) can cause localized lump formation. The product must therefore be stored in dry, closed containers and protected from moisture.

Water hazard class: 1 (self classification)

Storage Stability when Stored Correctly

Granular material in original packing container:	at least 12 months
0.5 % stock solution in tap water*:	at least 2 weeks
0.1 % ready-to-use solution in tap water*:	at least 3 days

* Krefeld tap water: approx. 25 °dH (degrees of German hardness)
pH-value approx. 7, conductivity: approx. 600 µS/cm

Supply Containers

25 kg sacks on palettes of 625 kg
500 kg bulk bags

Business Unit Water Treatment

Information given above corresponds to the current status of our knowledge and experience, and is intended to advise without obligation. The given data do not represent specifications! Please adapt all data concerning the use of our products to the conditions existing in your particular application and to your materials.

36493/13/08/2007

ANEXO E

ANEXO E-1

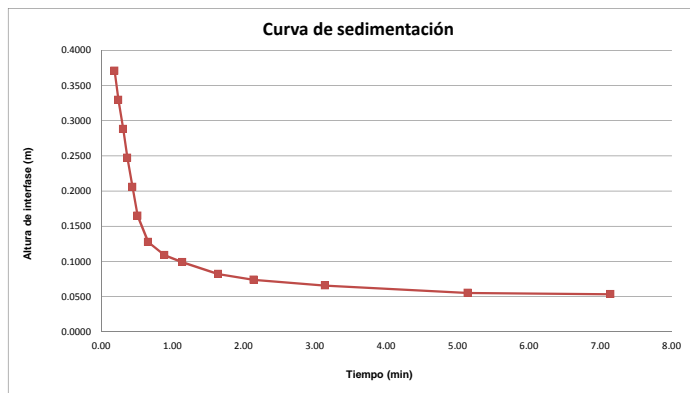
DETERMINACIÓN DE ÁREA UNITARIA . MÉTODO DE COE & CLEVENGER

ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD PARA LA RECUPERACION DE AGUA A PARTIR DE RELAVES DE GRAN MINERIA DE COBRE MEDIANTE TECNOLOGIA DE RELAVES ESPESADOS

Floculante	
Concentración (g/l)	
Volumen añadido (ml)	
Dosificación (g/t)	

Tamaño de probeta	
1480	ml/feet
4855.64304	ml/m
CO	8.0%
CF	82.0%
W	4170 t/h

Tiempo (min)	Volumen (ml)	H (m)	f(x)' (m/min)	H (m)	C (%)
0.00	2000	0.4119			
0.19	1800	0.3707	-0.97410	0.556	5.93%
0.24	1600	0.3295	-0.67502	0.492	6.70%
0.31	1400	0.2883	-0.45166	0.428	7.69%
0.37	1200	0.2471	-0.34211	0.374	8.82%
0.44	1000	0.2059	-0.26063	0.321	10.28%
0.51	800	0.1648	-0.20671	0.270	12.20%
0.66	620	0.1277	-0.13790	0.219	15.07%
0.89	530	0.1092	-0.08624	0.186	17.72%
1.14	480	0.0989	-0.05847	0.166	19.91%
1.64	400	0.0824	-0.03303	0.137	24.13%
2.14	360	0.0741	-0.02175	0.121	27.30%
3.14	320	0.0659	-0.01191	0.103	31.89%
5.14	270	0.0556	-0.00550	0.084	39.30%
7.14	260	0.0535	-0.00328	0.077	42.81%
15.64	250	0.0515	-0.00096	0.066	49.58%
21.64	240	0.0494	-0.00058	0.062	53.25%
29.14	220	0.0453	-0.00036	0.056	59.04%
29.14	218	0.0449	-0.00036	0.055	59.48%
107.14	215	0.0443	-0.00005	0.049	66.86%



Coe & Clevenger

Vs	-0.9741	-0.6750	-0.4517	-0.3421	-0.2606	-0.2067	-0.1379	-0.0862	-0.0585	-0.0330	-0.0218	-0.0119	-0.0055	-0.0033	-0.0010	-0.0006	-0.0004	-0.0004	0.0000	m/min
Vs	0.9741	0.6750	0.4517	0.3421	0.2606	0.2067	0.1379	0.0862	0.0585	0.0330	0.0218	0.0119	0.0055	0.0033	0.0010	0.0006	0.0004	0.0004	0.0000	m/min
Vs	58.4458	40.5009	27.0993	20.2677	15.6378	12.4026	8.2739	5.1743	3.5080	1.9819	1.3051	0.7149	0.3297	0.1968	0.0575	0.0345	0.0216	0.0216	0.0028	m/h
C	0.1198	0.1428	0.1677	0.1946	0.2283	0.2757	0.3439	0.4029	0.4489	0.5380	0.6019	0.6902	0.8318	0.8916	1.0009	1.0653	1.1725	1.1811	1.3072	
F	7.3441	6.0044	4.9620	4.1394	3.3611	2.6271	1.9079	1.4822	1.2277	0.8588	0.6614	0.4488	0.2022	0.1216	-0.0009	-0.0613	-0.1471	-0.1534	-0.2350	
D	0.2195	0.2195	0.2195	0.2195	0.2195	0.2195	0.2195	0.2195	0.2195	0.2195	0.2195	0.2195	0.2195	0.2195	0.2195	0.2195	0.2195	0.2195	0.2195	
W	4170	4170	4170	4170	4170	4170	4170	4170	4170	4170	4170	4170	4170	4170	4170	4170	4170	4170	4170	t/h
Densidad	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	kg/m3
A	0.50832774	595.611491	729.766607	796.31636	837.731752	809.48524	850.91507	1017.59411	1198.50121	1345.11931	1412.0247	1337.45704	-218.923306	-2073.84189	-15990.2448	-33927.7873	-70664.5376	-71869.2074	-676570.341	m2

Análisis de resultados:

Area necesaria 1412.0247 m2
 Sean 4 espesadores:
 A unitaria 353.006175 m2
 Diametro 21.2005052 m
 Factor de seguridad (1,5)
 D 31.8007578 m

Finalmente: 4 espesadores de 32m

ANEXO E-2

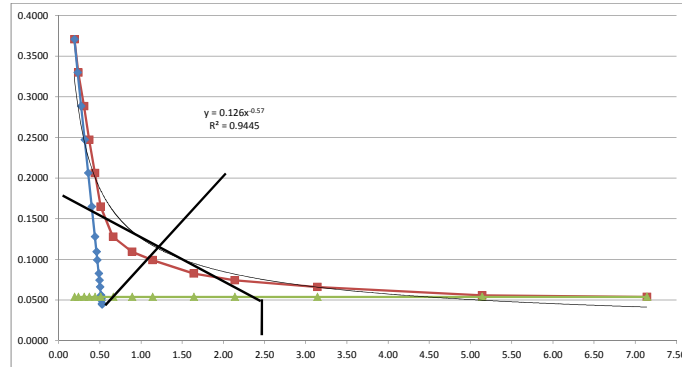
DETERMINACIÓN DE ÁREA UNITARIA . MÉTODO DE TALMAGE & FITCH

ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD PARA LA RECUPERACION DE AGUA A PARTIR DE RELAVES DE GRAN MINERIA DE COBRE MEDIANTE TECNOLOGIA DE RELAVES ESPESADOS

Floculante	
Concentración (g/l)	
Volumen añadido (ml)	
Dosificación (g/t)	

Tamaño de probeta	
1480 ml/feet	
4855.64304 ml/m	
CO	8.0%
Cf	66.0%
W	4170 t/h

Tiempo (min)	Volumen (ml)	H (m)	f(x)' (m/min)	H (m)	C (%)		
0.00	2000	0.4119					
0.19	1800	0.3707	-0.97410	0.556	5.93%	0.1900	0.0535
0.24	1600	0.3295	-0.67502	0.492	6.70%	0.2323	0.0535
0.31	1400	0.2883	-0.45166	0.428	7.69%	0.2746	0.0535
0.37	1200	0.2471	-0.34211	0.374	8.82%	0.3169	0.0535
0.44	1000	0.2059	-0.26063	0.321	10.28%	0.3591	0.0535
0.51	800	0.1648	-0.20671	0.270	12.20%	0.4014	0.0535
0.66	620	0.1277	-0.13790	0.219	15.07%	0.4395	0.0535
0.89	530	0.1092	-0.08624	0.186	17.72%	0.4585	0.0535
1.14	480	0.0989	-0.05847	0.166	19.91%	0.4691	0.0535
1.64	400	0.0824	-0.03303	0.137	24.13%	0.4860	0.0535
2.14	360	0.0741	-0.02175	0.121	27.30%	0.4944	0.0535
3.14	320	0.0659	-0.01191	0.103	31.89%	0.5029	0.0535
5.14	270	0.0556	-0.00550	0.084	39.30%	0.5135	0.0535
7.14	260	0.0535	-0.00328	0.077	42.81%	0.5156	0.0535
15.64	250	0.0515	-0.00096	0.066	49.58%	0.5177	0.0535
21.64	240	0.0494	-0.00058	0.062	53.25%	0.5198	0.0535
29.14	220	0.0453	-0.00036	0.056	59.04%	0.5240	0.0535
29.14	218	0.0449	-0.00036	0.055	59.48%	0.5245	0.0535
107.14	215	0.0443	-0.00005	0.049	66.86%	0.5251	0.0535



Coe & Clevenger

Vs	-0.9741	-0.6750	-0.4517	-0.3421	-0.2606	-0.2067	-0.1379	-0.0862	-0.0585	-0.0330	-0.0218	-0.0119	-0.0055	-0.0033	-0.0010	-0.0006	-0.0004	-0.0004	0.0000	m/min
Vs	0.9741	0.6750	0.4517	0.3421	0.2606	0.2067	0.1379	0.0862	0.0585	0.0330	0.0218	0.0119	0.0055	0.0033	0.0010	0.0006	0.0004	0.0004	0.0000	m/min
Vs	58.4458	40.5009	27.0993	20.5267	15.6378	12.4026	8.2739	5.1743	3.5080	1.9819	1.3051	0.7149	0.3297	0.1968	0.0575	0.0345	0.0216	0.0216	0.0028	m/h
C	0.0871	0.1038	0.1219	0.1414	0.1667	0.2004	0.2500	0.2928	0.3263	0.3910	0.4375	0.5017	0.6046	0.6481	0.7275	0.7744	0.8522	0.8585	0.9502	

Tu (a parti de la gráfica)
 tu 2.5 min
 tu 0.042 h

Area unitaria
 5272.92 m2

Sean 4 espesadores
 A unitaria 1318.2 m2

D	41.0 m
---	--------

Finalmente: 4 espesadores de 41m

ANEXO E-3

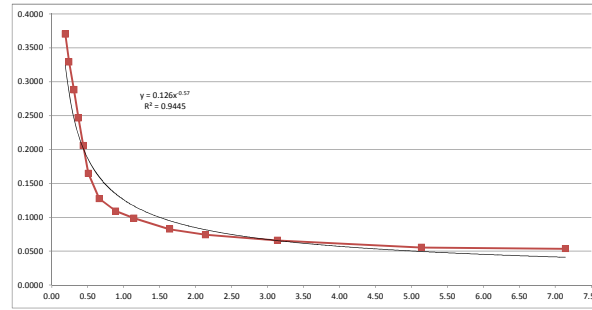
DETERMINACIÓN DE ÁREA UNITARIA. MÉTODO SOLIDS SETTLING FLUX

ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD PARA LA RECUPERACION DE AGUA A PARTIR DE RELAVES DE GRAN MINERIA DE COBRE MEDIANTE TECNOLOGIA DE RELAVES ESPESADOS

Floculante	
Concentración (g/l)	
Volumen añadido (ml)	
Dosificación (g/t)	

Tamaño de probeta	
1480	mi/feet
4855.64304	ml/m
CO	8.0%
CF	66.0%
W	4170 t/h

Tiempo (min)	Volumen (ml)	H (m)	f(x) (m/min)	H (m)	C (%)
0.00	2000	0.4119			
0.19	1800	0.3707	-0.97410	0.556	5.93%
0.24	1600	0.3295	-0.67502	0.492	6.70%
0.31	1400	0.2883	-0.45166	0.428	7.69%
0.37	1200	0.2471	-0.34211	0.374	8.82%
0.44	1000	0.2059	-0.26063	0.321	10.38%
0.51	800	0.1648	-0.20671	0.270	12.20%
0.66	620	0.1277	-0.13790	0.219	15.07%
0.89	530	0.1092	-0.08624	0.186	17.72%
1.14	480	0.0989	-0.05847	0.166	19.91%
1.64	400	0.0824	-0.03303	0.137	24.13%
2.14	360	0.0741	-0.02175	0.121	27.30%
3.14	320	0.0659	-0.01191	0.103	31.89%
5.14	270	0.0556	-0.00550	0.084	39.30%
7.14	260	0.0535	-0.00328	0.077	42.81%
15.64	250	0.0515	-0.00096	0.066	49.58%
21.64	240	0.0494	-0.00058	0.062	53.25%
29.14	220	0.0453	-0.00036	0.056	59.04%
29.14	218	0.0449	-0.00036	0.055	59.48%
307.14	215	0.0443	-0.00005	0.049	66.86%



Coe & Clevenger

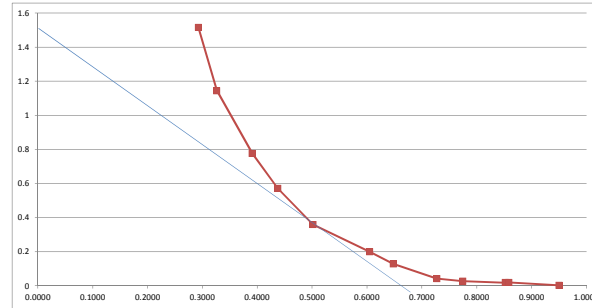
Vs	-0.9741	-0.6750	-0.4517	-0.3421	-0.2606	-0.2067	-0.1379	-0.0862	-0.0585	-0.0330	-0.0218	-0.0119	-0.0055	-0.0033	-0.0010	-0.0006	-0.0004	-0.0004	0.0000	m/min
Vs	0.9741	0.6750	0.4517	0.3421	0.2606	0.2067	0.1379	0.0862	0.0585	0.0330	0.0218	0.0119	0.0055	0.0033	0.0010	0.0006	0.0004	0.0004	0.0000	m/h
Vs	58.4458	40.5009	27.0993	20.5267	15.6378	12.4026	8.2739	5.1743	3.5080	1.9819	1.3051	0.7149	0.3297	0.1968	0.0575	0.0345	0.0216	0.0216	0.0028	m/h
C	0.0871	0.1038	0.1219	0.1414	0.1667	0.2004	0.2500	0.2928	0.3263	0.3910	0.4375	0.5017	0.6046	0.6481	0.7275	0.7744	0.8522	0.8585	0.9502	

Settling Flux 5.091343945 4.20296924 3.30389437 2.90315612 2.60641014 2.48547961 2.06822784 1.51523114 1.14459373 0.77501829 0.5709809 0.35865061 0.19937348 0.12755658 0.04180998 0.02672942 0.01843795 0.01857406 0.00266179 l/m².h

Del grafico 1.5 l/m².h
 Qv (f) 5700 m³/h
 Co 1.46 l/m³
 A 5548 m²
 Sean 4 espesadores
 A unitaria 1387 m²

Diámetro 42.02 m

Finalmente: 4 espesadores de 42m



ANEXO F

ANEXO F: PRUEBAS REOLÓGICAS

1.0 CURVA DE FLUJO Y RESISTENCIA A LA FLUENCIA BINGHAM

1.1 Definiciones previas

El reograma o curva de flujo, se refiere a la curva de Esfuerzo de Corte vs. Razón de Corte, generada por el viscosímetro.

Ya que los resultados de las curvas reológicas empleando sensores tipo Bob & Cup se ven afectados por la presencia de partículas gruesas (por ejemplo mayores a malla 200), se debe eliminar la fracción indicada para evitar distorsiones en las mediciones.

La viscosidad brinda información principalmente para el diseño mecánico de los sistemas de transporte tanto en tuberías, así como para flujos gravitatorios en canal abierto. La resistencia a la fluencia brinda principalmente información para el diseño mecánico de los sistemas de transporte.

1.2 Equipo empleado

- Viscosímetro rotacional Haake VT550
- Software: Rheowin
- Accesorios:
 - Sensor: MV-DIN
 - Cup MV-DIN
 - Técnica: Ramp up / Ramp down (Razón de corte: 0 a 400s⁻¹)
 - FL 1000 vane sensor

1.3 Condiciones del ensayo

- pH : 8.3
- Temperatura: 23,5 °C

1.4 Calibración con fluido newtoniano

Para la verificación del correcto funcionamiento del equipo y confiabilidad de los datos, se empleó el siguiente aceite estándar de calibración previamente a las mediciones reológicas:

- Fluido: 500
- Viscosidad: 0,490 Pa.s (490 mPa.s)
- Procedencia/Marca: Brookfield Engineering Laboratories, Inc.
- Lot number: 022208

1.4.1 Resultados de calibración

El reograma (Figura 1) se muestra a continuación, de donde podemos extraer

- La viscosidad promedio (pendiente de la curva) es 0,479 Pa.s (479mPa.s)
- La viscosidad límite es 0,495Pa.s (495mPa.s)

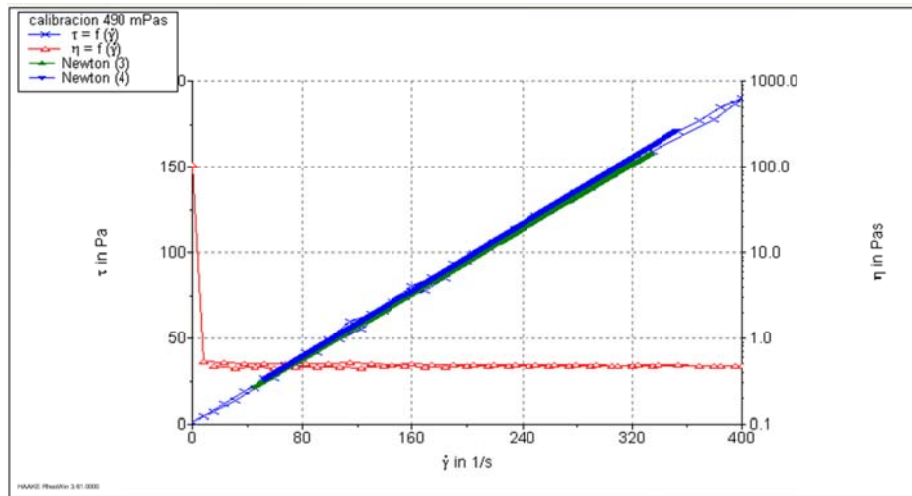


Figura 1: Reograma para el estándar de medición 0,490 Pa.s

2.0 VISCOSIDAD Y RESISTENCIA A LA FLUENCIA BINGHAM, VISCOSIDAD LÍMITE

2.1 Procedimiento

- La muestra es vertida inmediatamente al recipiente estándar (cup) para dicha medición.
- El sensor (bob) es sumergido en el recipiente.
- El equipo empleado (viscosímetro o reómetro) deberá operar bajo modo CR "Controlled Rate", el cual implica variar la razón de corte y registra la respuesta del material en esfuerzo de corte.
- Bajo este procedimiento inicialmente al material se le impone una razón de corte baja, la cual es aumentada progresivamente. El rango de razón de corte será entre 0 a 400s⁻¹.
- Generado el reograma (razón corte vs. esfuerzo cortante) se ajusta los resultados al modelo de Bingham:
- $\tau = \tau_0 + \mu\dot{\gamma}$
- Donde:
 - τ : Esfuerzo de Corte (Pa)
 - τ₀ : Resistencia a la fluencia Bingham (Pa).
 - μ : Viscosidad Bingham (Pa.s)
 - γ̇ : Razón de corte (s⁻¹)
- La viscosidad límite (razón corte vs. viscosidad) se obtiene de la curva de viscosidad cuando la razón de corte tiende al infinito.
- Desechar la muestra.
- Repetir la prueba por triplicado empleando una muestra fresca.

2.2 Resultados de la prueba No. 1 – 59% de sólidos

El reograma (Figura 2) se muestra a continuación, de donde podemos extraer

- La viscosidad Bingham promedio (pendiente de la curva) es 0.035Pa.s (35mPa.s)
- La resistencia a la fluencia Bingham promedio es 14Pa
- La viscosidad límite es 0.08Pa.s (80mPa.s)

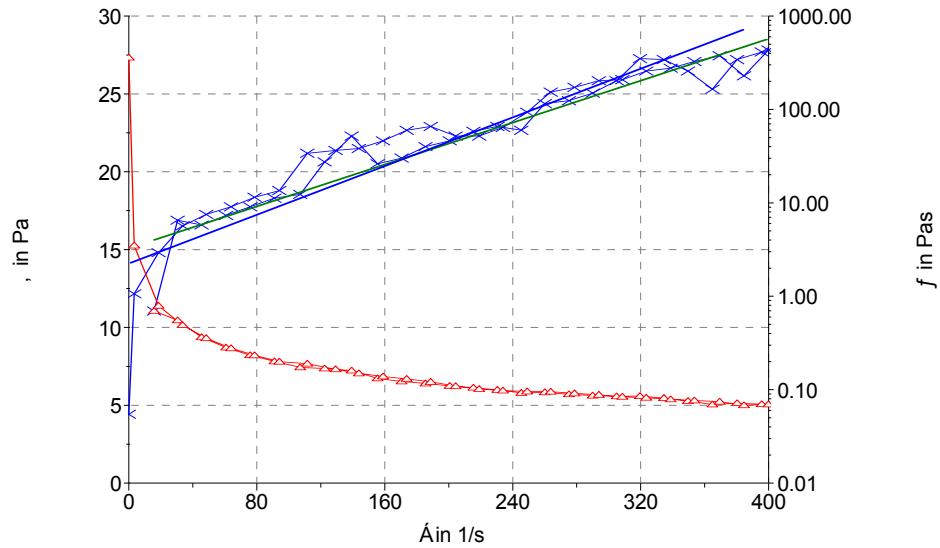


Figura 2: Figura 18: Curva de flujo y viscosidad para 59%w de sólidos

2.3 Resultados de la prueba No. 2 – 64% de sólidos

El reograma (Figura 3) se muestra a continuación, de donde podemos extraer

- La viscosidad Bingham promedio (pendiente de la curva) es 0.13Pa.s (130mPa.s)
- La resistencia a la fluencia Bingham promedio es 50Pa
- La viscosidad límite es 0.09Pa.s (90mPa.s)

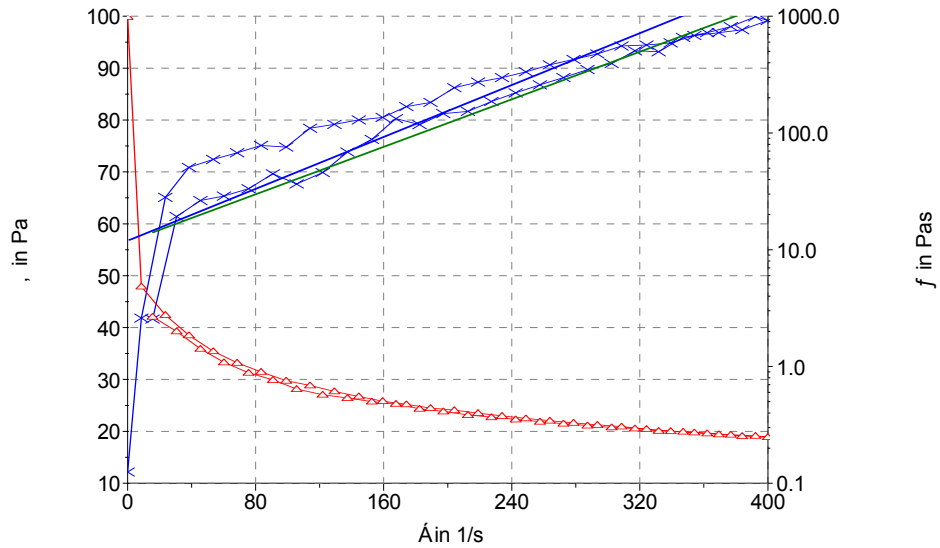


Figura 3: Curva de flujo y viscosidad para 64%w de sólidos

3.0 RESISTENCIA A LA FLUENCIA

La resistencia a la fluencia se determinará mediante medición directa empleando un sensor tipo vane (FL1000) El resultado será obtenido de las curvas de Esfuerzo Cortante vs. Tiempo (generado por el software del viscosímetro), siendo el pico más alto de la curva la resistencia a la fluencia.

3.1 Resultados

La resistencia a la fluencia se determinó para varios porcentajes de sólidos, cuyos resultados se presentan a continuación en la Tabla 1. Los detalles de los resultados se presentan en las Figura a la Figura 19.

Tabla 1: Resistencia a la fluencia sin cizallar y cizallada. Elaboración propia.

%w	Resistencia Fluencia (Pa)
74,0%	650 Pa
71,4%	260 Pa
68,0%	130 Pa
67,5%	115 Pa
65,0%	90 Pa
64,0%	42 Pa ¹
63,0%	37 Pa ²

¹ Resistencia a la fluencia cizallada

² Resistencia a la fluencia cizallada

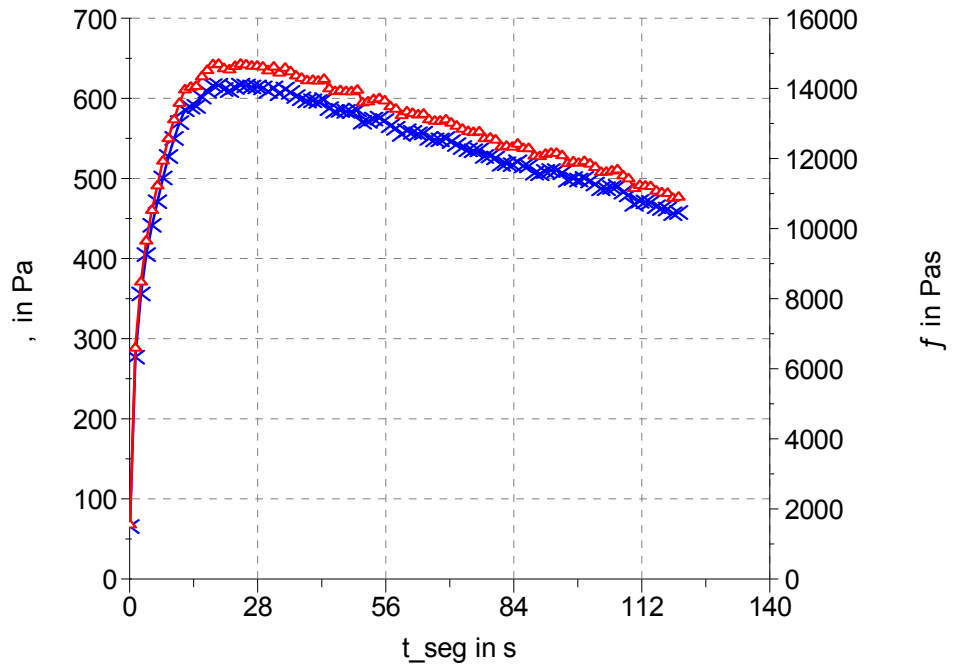


Figura 4: Resistencia a la fluencia 620 Pa para 74%w de sólidos en peso

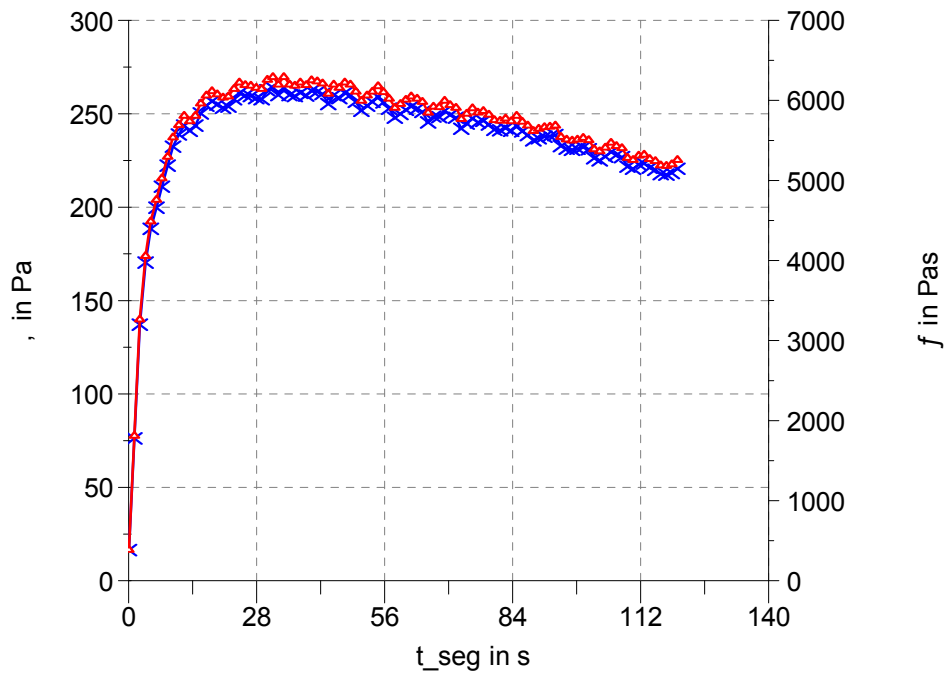


Figura 5: Resistencia a la fluencia 260Pa para 71,4%w de sólidos

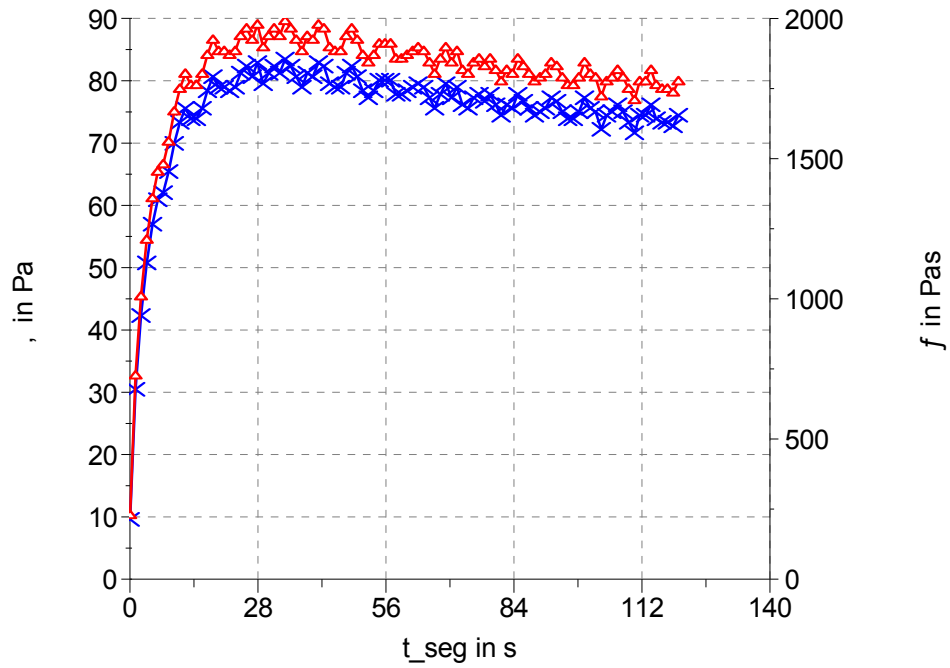


Figura 6: Resistencia a la fluencia 90Pa para 65,0%w de sólidos

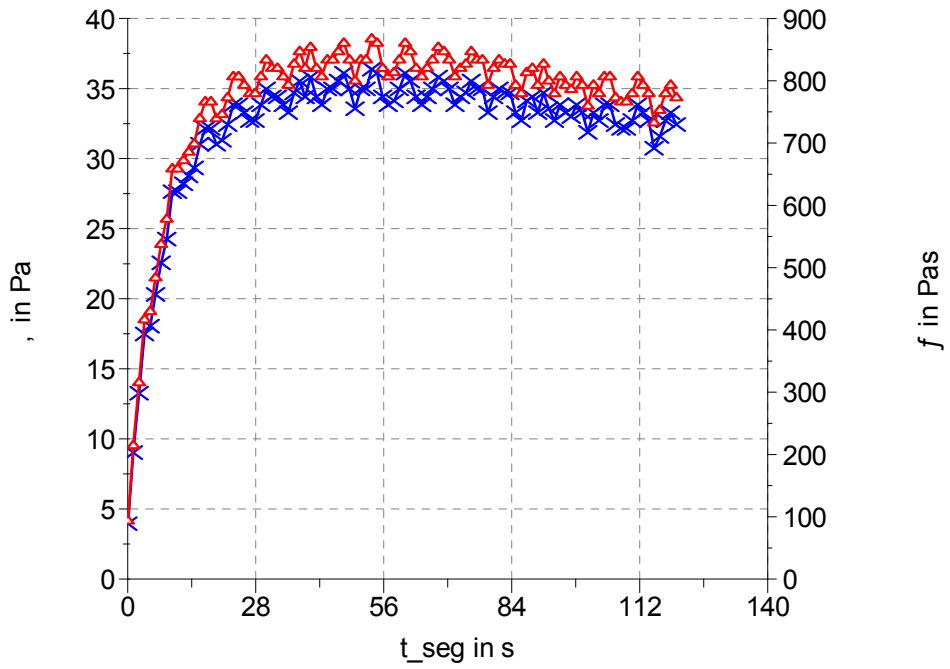


Figura 7: Resistencia a la fluencia 37Pa para 63%w de sólidos

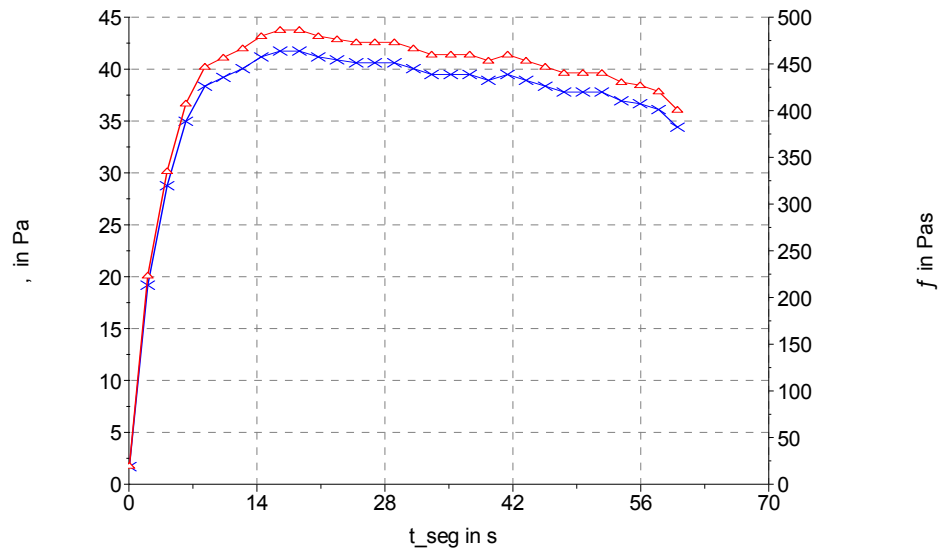


Figura 8: Resistencia a la fluencia p42Pa ara 64%w de sólidos sin cizallar

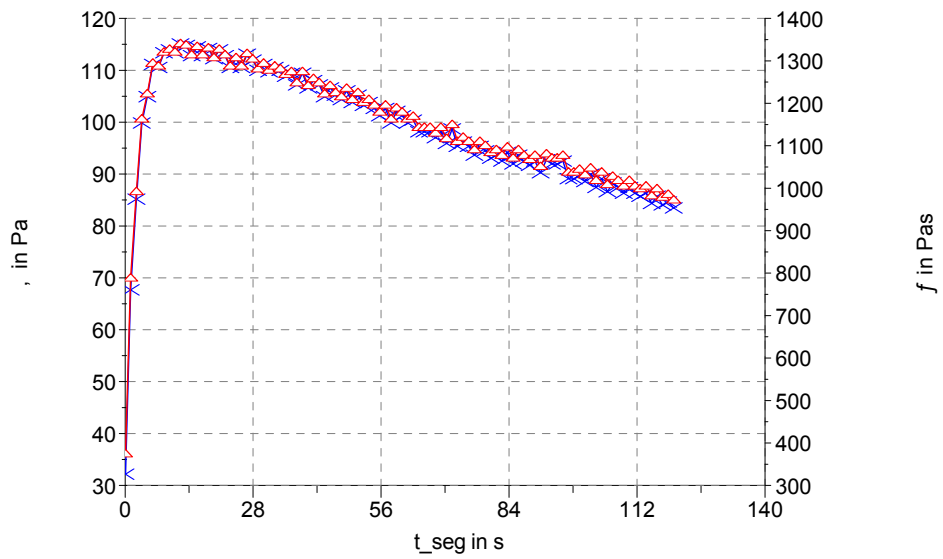


Figura 9: Resistencia a la fluencia 115Pa para 67,5%w de sólidos sin cizallar

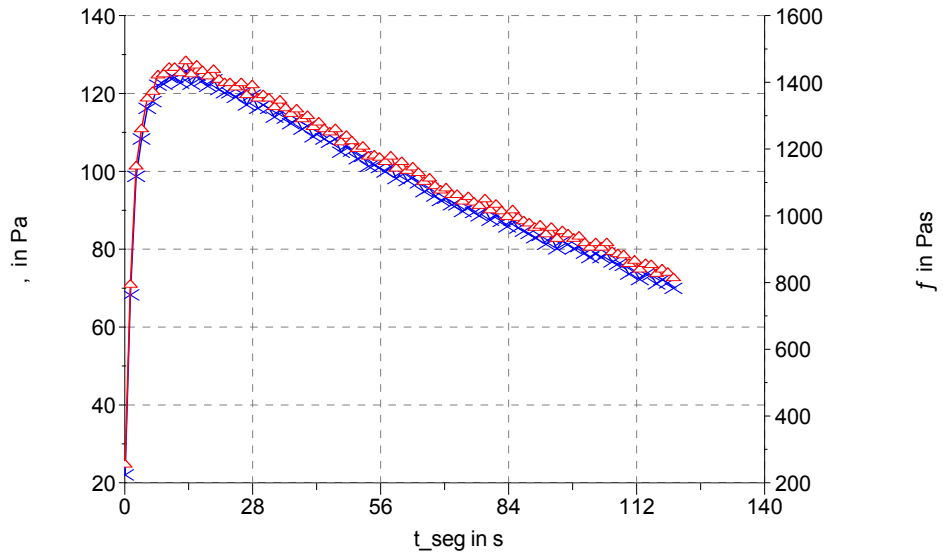


Figura 10: Resistencia a la fluencia para 68%w de sólidos sin cizalle

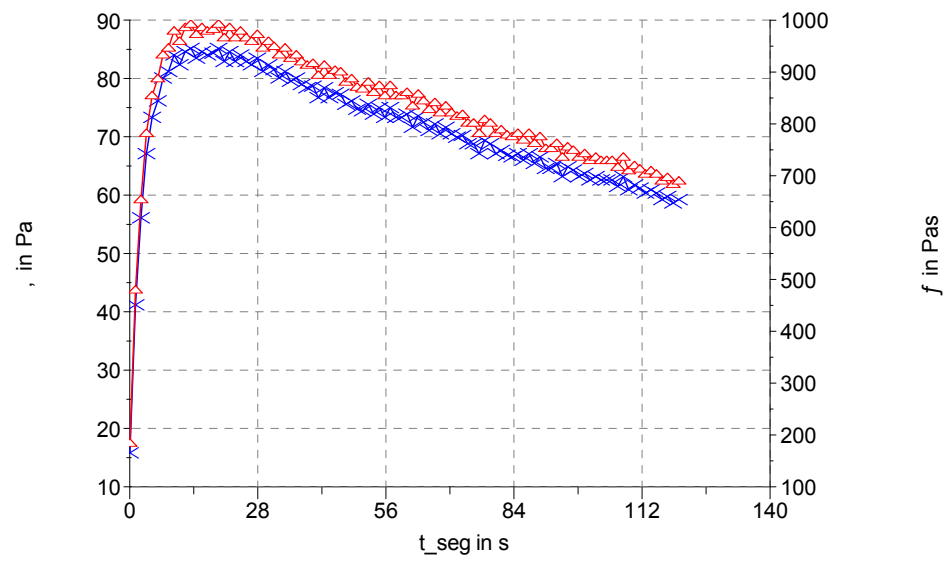


Figura 11: Resistencia a la fluencia para 68%w de sólidos 1 minuto de cizalle

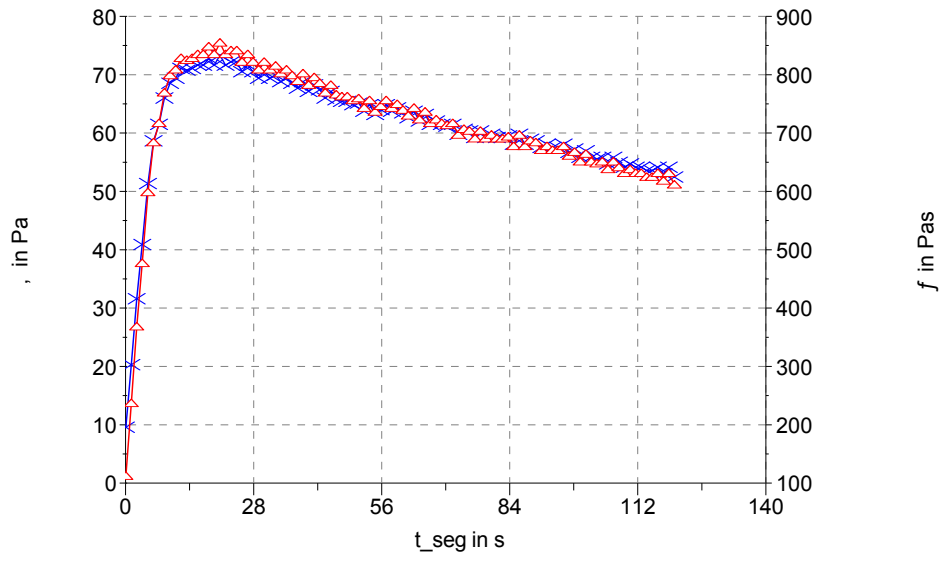


Figura 12: Resistencia a la fluencia para 68%w de sólidos 2 minutos de cizalle

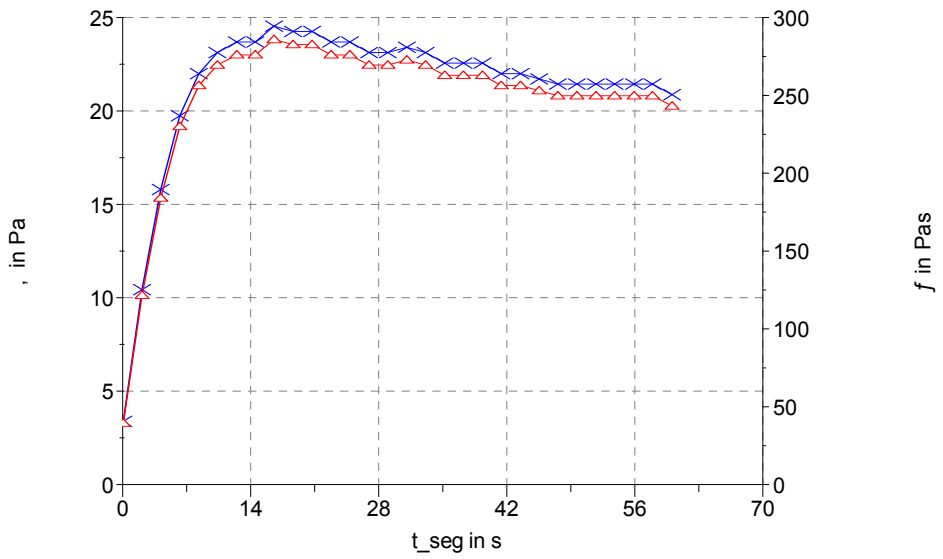


Figura 13: Resistencia a la fluencia para 63%w de sólidos con 1 minuto de cizalle

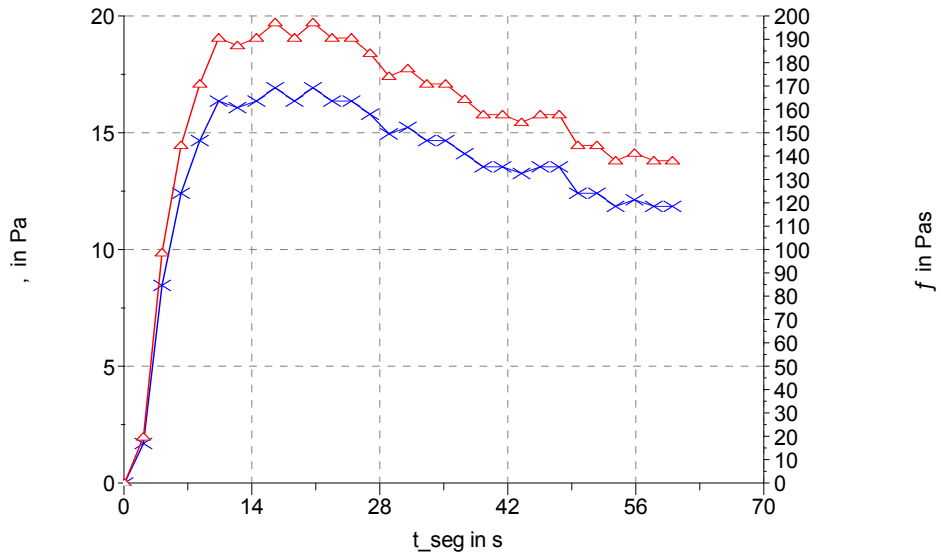


Figura 14: Resistencia a la fluencia para 63%w de sólidos con 2 minutos de cizalle

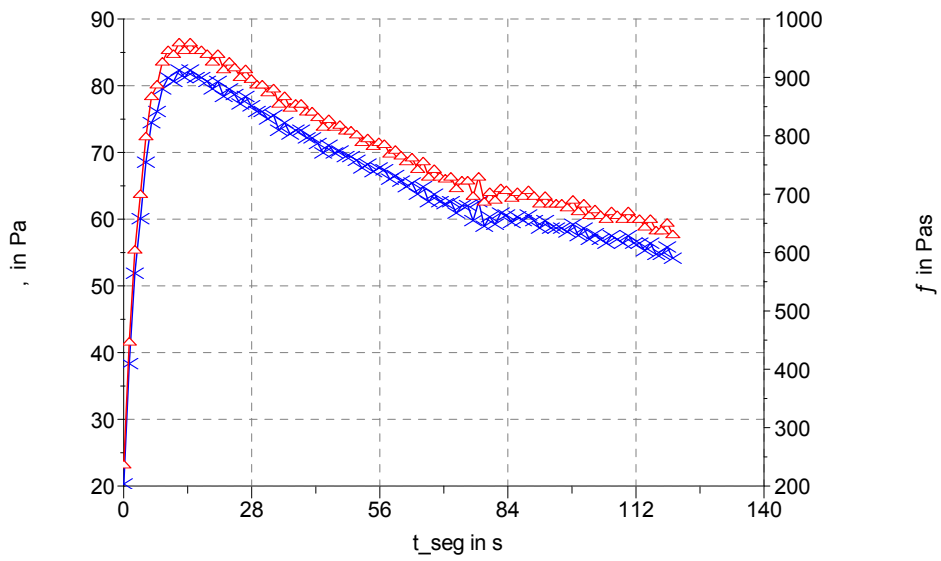


Figura 15: Resistencia a la fluencia para 65%w de sólidos 1 minuto de cizalle

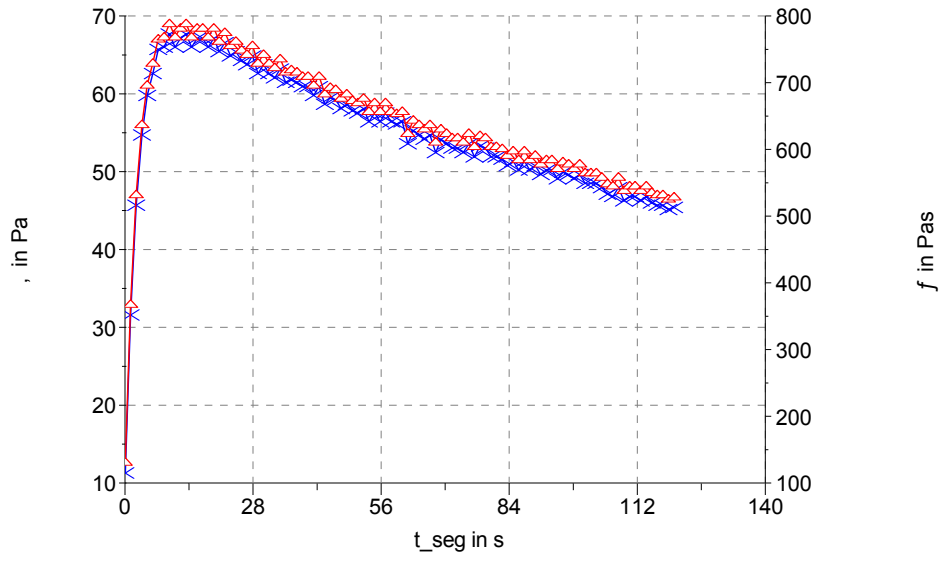


Figura 16: Resistencia a la fluencia para 65%w de sólidos 2 minutos de cizalle

ANEXO G

ANEXO G-1

ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD PARA LA RECUPERACION DE AGUA A PARTIR DE RELAVES DE GRAN MINERIA DE COBRE
MEDIANTE TECNOLOGIA DE RELAVES ESPESADOS

DETERMINACIÓN DE VELOCIDAD CRÍTICA DE SEDIMENTACIÓN

Balance	60% - 66% rango																Unidades
	24" sch40				24" CS sch20				26" CS sch30				28" CS STD				
Masa																	
Sólidos	3,333	3,333	4,167	4,167	3,333	3,333	4,167	4,167	3,333	3,333	4,167	4,167	3,333	3,333	4,167	4,167	t/h
Agua	2,222	1,717	2,778	2,147	2,222	1,717	2,778	2,147	2,222	1,717	2,778	2,147	2,222	1,717	2,778	2,147	t/h
Pulpa	5,555	5,050	6,945	6,314	5,555	5,050	6,945	6,314	5,555	5,050	6,945	6,314	5,555	5,050	6,945	6,314	t/h
Sólidos	60	66	60	66	60	66	60	66	60	66	60	66	60	66	60	66	%
Volumen																	
Sólidos	1,225	1,225	1,532	1,532	1,225	1,225	1,532	1,532	1,225	1,225	1,532	1,532	1,225	1,225	1,532	1,532	m3/h
Agua	2,222	1,717	2,778	2,147	2,222	1,717	2,778	2,147	2,222	1,717	2,778	2,147	2,222	1,717	2,778	2,147	m3/h
Pulpa	3,447	2,942	4,310	3,679	3,447	2,942	4,310	3,679	3,447	2,942	4,310	3,679	3,447	2,942	4,310	3,679	m3/h
S.G																	
Sólidos	2.72	2.72	2.72	2.72	2.72	2.72	2.72	2.72	2.72	2.72	2.72	2.72	2.72	2.72	2.72	2.72	t/m3
Agua	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	t/m3
Pulpa	1.61	1.72	1.61	1.72	1.61	1.72	1.61	1.72	1.61	1.72	1.61	1.72	1.61	1.72	1.61	1.72	t/m3

Q	Flujo	3,447.4	2,942.4	4,310.0	3,678.6	3,447.4	2,942.4	4,310.0	3,678.6	3,447.4	2,942.4	4,310.0	3,678.6	3,447.4	2,942.4	4,310.0	3,678.6	m3/h
Cw	Concentración de sólidos en peso	60%	66%	60%	66%	60%	66%	60%	66%	60%	66%	60%	66%	60%	66%	60%	66%	60%
g	Aceleración de la gravedad	9.81	9.81	9.81	9.81	9.81	9.81	9.81	9.81	9.81	9.81	9.81	9.81	9.81	9.81	9.81	9.81	m/s2
D	Diámetro interno	22.63	22.63	22.63	22.63	23.25	23.25	23.25	23.25	24.75	24.75	24.75	24.75	27.25	27.25	27.25	27.25	inch
s	Densidad del sólido	2.7	2.7	2.7	2.7	2.7	2.7	2.7	2.7	2.7	2.7	2.7	2.7	2.7	2.7	2.7	2.7	gr/cc
l	Densidad del sólido	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	gr/cc
d50	Tamaño representativo	0.00004	0.00004	0.00004	0.00004	0.00004	0.00004	0.00004	0.00004	0.00004	0.00004	0.00004	0.00004	0.00004	0.00004	0.00004	0.00004	m
Sm	Densidad de la pulpa	1.611	1.716	1.611	1.716	1.611	1.716	1.611	1.716	1.611	1.716	1.611	1.716	1.611	1.716	1.611	1.716	gr/cc
Cv	Concentración de sólidos en volumen	35.5%	41.6%	35.5%	41.6%	35.5%	41.6%	35.5%	41.6%	35.5%	41.6%	35.5%	41.6%	35.5%	41.6%	35.5%	41.6%	
F _L	Factor de veloc. Límite																	Adimensional
F _L '	Parámetro	2.67	2.76	2.67	2.76	2.67	2.76	2.67	2.76	2.67	2.76	2.67	2.76	2.67	2.76	2.67	2.76	Adimensional

1 Método Durand (ó Mc Elvain & Clave)

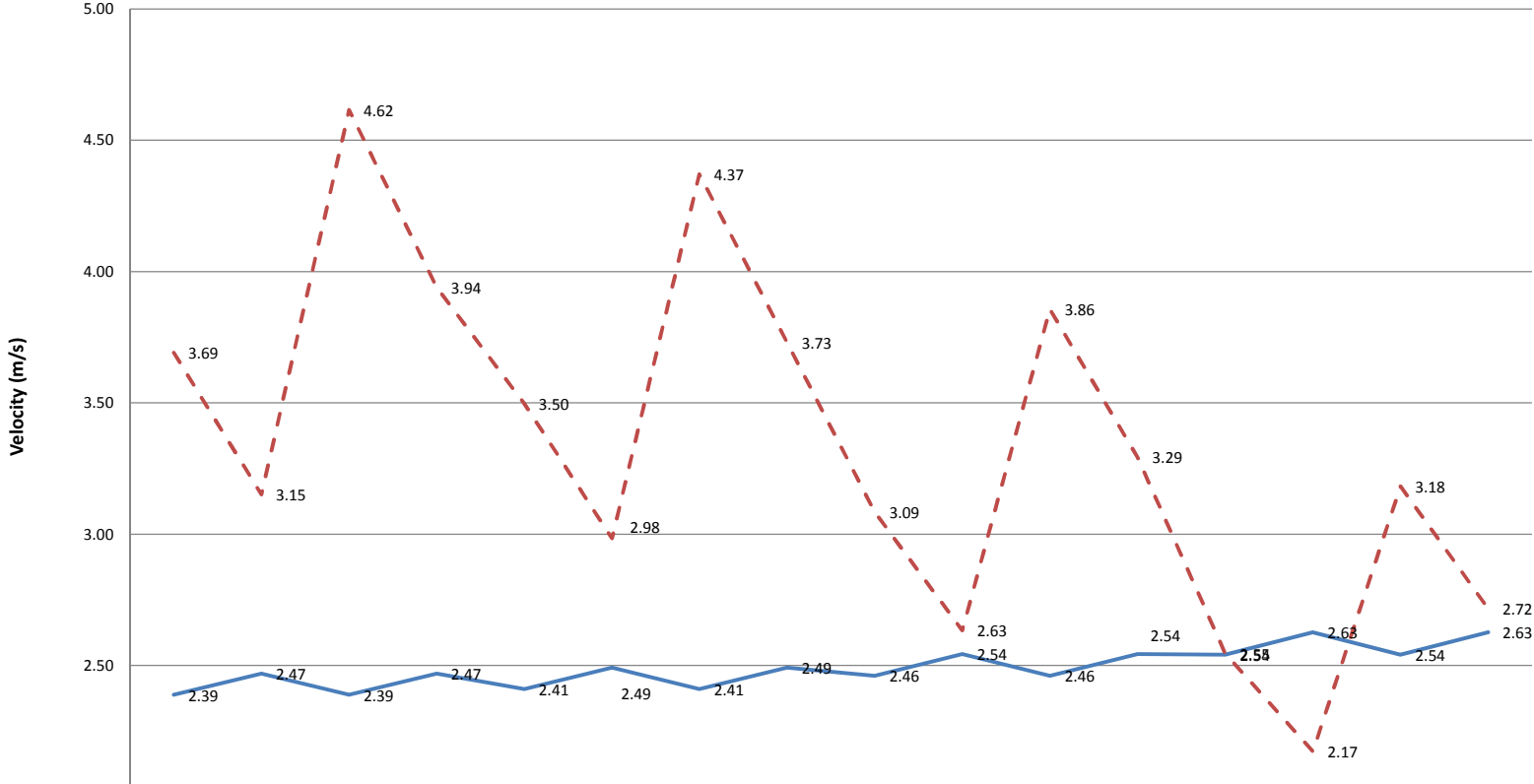
Velocidad crítica	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	m/s
-------------------	------	------	------	------	------	------	------	------	------	------	------	------	------	------	------	------	------	------	-----

2 Método Durand Modificado
WASP

Velocidad crítica	2.39	2.47	2.39	2.47	2.41	2.49	2.41	2.49	2.46	2.54	2.46	2.54	2.54	2.63	2.54	2.63	2.63	2.63	m/s
Velocidad del flujo	3.69	3.15	4.62	3.94	3.50	2.98	4.37	3.73	3.09	2.63	3.86	3.29	2.55	2.17	3.18	2.72	2.72	2.72	m/s

55% 28% 93% 60% 45% 20% 81% 50% 25% 4% 57% 29% 0% -17% 25% 3%

Rango de velocidades críticas



	24" sch40 3 333 tph, 60%	24" sch40 3 333 tph, 66%	24" sch40 4 167 tph, 60%	24" sch40 4 167 tph, 66%	24" CS sch20 3 333 tph, 60%	24" CS sch20 3 333 tph, 66%	24" CS sch20 4 167 tph, 60%	24" CS sch20 4 167 tph, 66%	26" CS sch30 3 333 tph, 60%	26" CS sch30 3 333 tph, 66%	26" CS sch30 4 167 tph, 60%	26" CS sch30 4 167 tph, 66%	28" CS STD 3 333 tph, 60%	28" CS STD 3 333 tph, 66%	28" CS STD 4 167 tph, 60%	28" CS STD 4 167 tph, 66%
Critical velocity	2.39	2.47	2.39	2.47	2.41	2.49	2.41	2.49	2.46	2.54	2.46	2.54	2.54	2.63	2.54	2.63
Bulk velocity	3.69	3.15	4.62	3.94	3.50	2.98	4.37	3.73	3.09	2.63	3.86	3.29	2.55	2.17	3.18	2.72

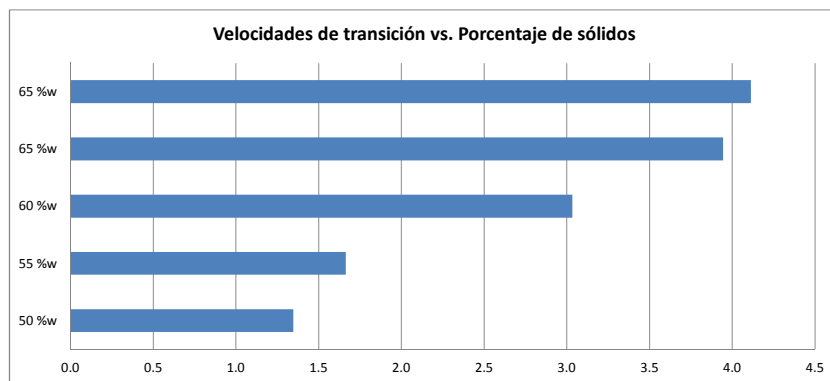
ANEXO G-2

ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD PARA LA RECUPERACION DE AGUA A PARTIR DE RELAVES DE GRAN MINERIA DE COBRE MEDIANTE TECNOLOGIA DE RELAVES ESPESADOS

DETERMINACIÓN DE VELOCIDAD DE TRANSICIÓN

K	23
Range 23 to 26	

	50 %w	55 %w	60 %w	65 %w	65 %w
τ_y (Pa or N/m ²)	5	8	28	50	55
ρ_m (Kg/m ³)	1460	1530	1610	1700	1720
	1.3	1.7	3.0	3.9	4.1



ANEXO G-3

ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD PARA LA RECUPERACION DE AGUA A PARTIR DE RELAVES DE GRAN MINERIA DE COBRE MEDIANTE TECNOLOGIA DE RELAVES ESPESADOS

DETERMINACIÓN DE RANGO DE OPERACIÓN

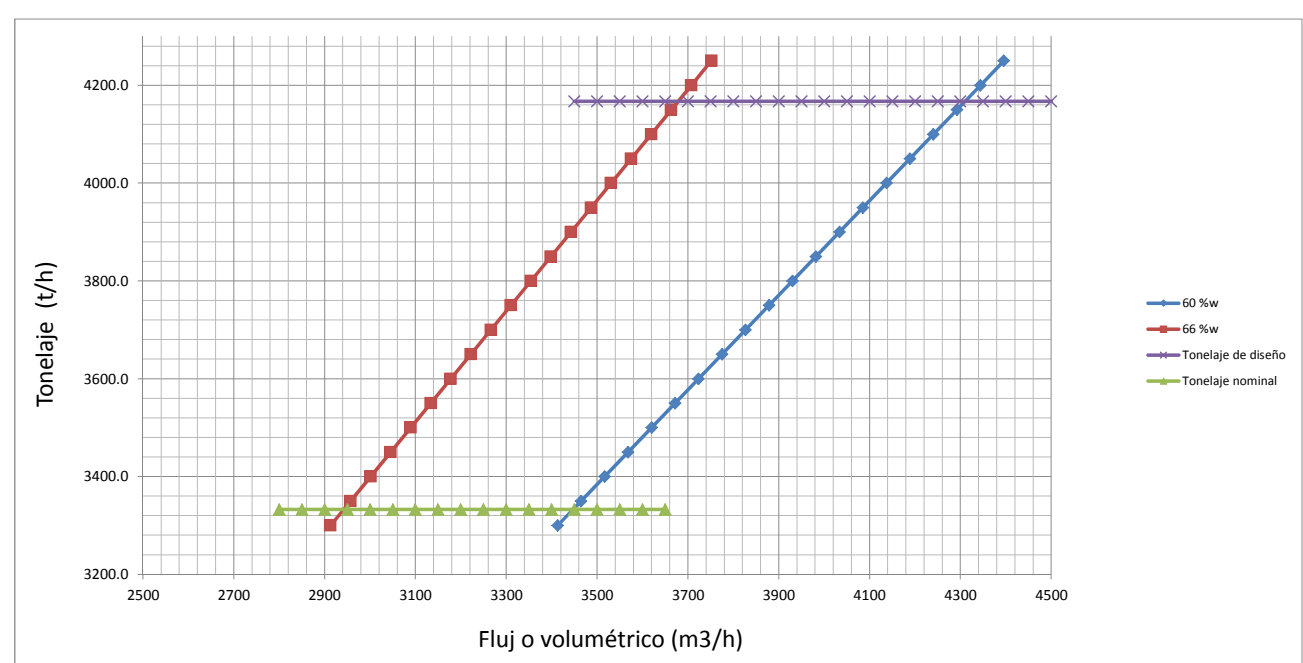
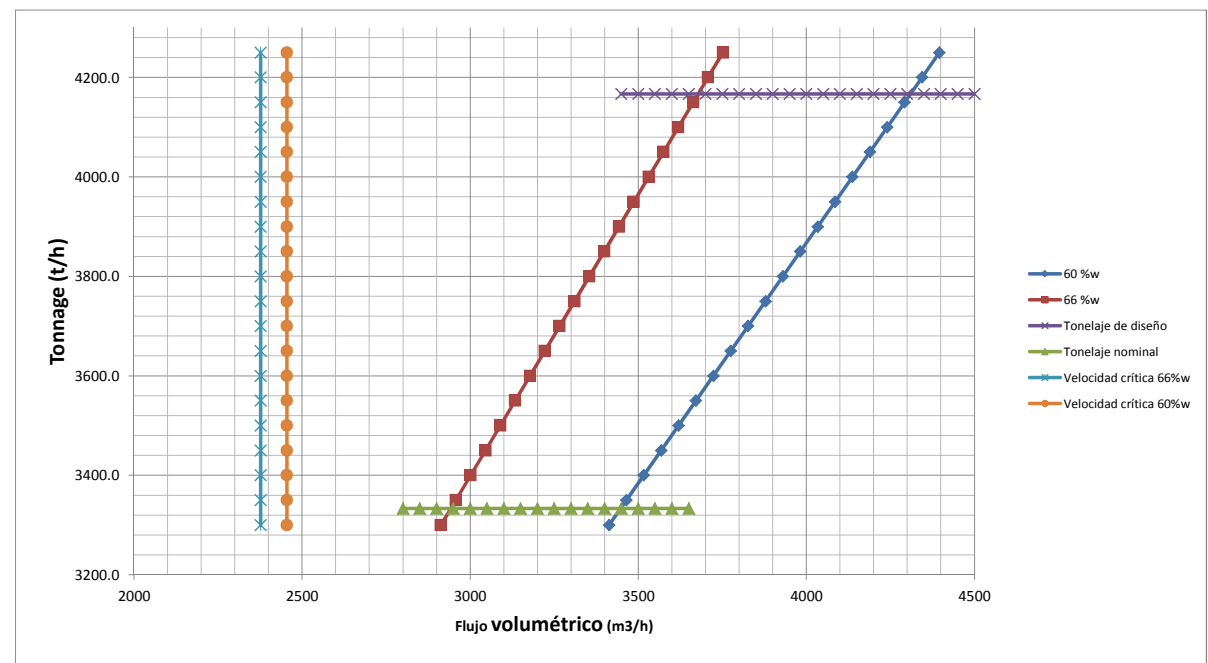
Description-Slurry	tpd	79200	80400	81600	82800	84000	85200	86400	87600	88800	90000	91200	92400	93600	94800	96000	97200	98400	99600	100800	102000
Mass Solids	t/h	3300.0	3350.0	3400.0	3450.0	3500.0	3550.0	3600.0	3650.0	3700.0	3750.0	3800.0	3850.0	3900.0	3950.0	4000.0	4050.0	4100.0	4150.0	4200.0	4250.0
Solution	t/h	2200	2233	2267	2300	2333	2367	2400	2433	2467	2500	2533	2567	2600	2633	2667	2700	2733	2767	2800	2833
Slurry	t/h	5500	5583	5667	5750	5833	5917	6000	6083	6167	6250	6333	6417	6500	6583	6667	6750	6833	6917	7000	7083
Solids w/w	%	* 60.0	* 60.0	* 60.0	* 60.0	* 60.0	* 60.0	* 60.0	* 60.0	* 60.0	* 60.0	* 60.0	* 60.0	* 60.0	* 60.0	* 60.0	* 60.0	* 60.0	* 60.0	* 60.0	* 60.0
Flow Solids	m3/h	1213	1232	1250	1268	1287	1305	1324	1342	1360	1379	1397	1415	1434	1452	1471	1489	1507	1526	1544	1563
Solution	m3/h	2200	2233	2267	2300	2333	2367	2400	2433	2467	2500	2533	2567	2600	2633	2667	2700	2733	2767	2800	2833
Slurry	m3/h	3413	3465	3517	3568	3620	3672	3724	3775	3827	3879	3930	3982	4034	4086	4137	4189	4241	4292	4344	4396
Water v/v	%	35.5	35.5	35.5	35.5	35.5	35.5	35.5	35.5	35.5	35.5	35.5	35.5	35.5	35.5	35.5	35.5	35.5	35.5	35.5	35.5
S.G Solids		2.72	2.72	2.72	2.72	2.72	2.72	2.72	2.72	2.72	2.72	2.72	2.72	2.72	2.72	2.72	2.72	2.72	2.72	2.72	2.72
Solution		1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Slurry		1.61	1.61	1.61	1.61	1.61	1.61	1.61	1.61	1.61	1.61	1.61	1.61	1.61	1.61	1.61	1.61	1.61	1.61	1.61	1.61

Description-Slurry	tpd	79200	80400	81600	82800	84000	85200	86400	87600	88800	90000	91200	92400	93600	94800	96000	97200	98400	99600	100800	102000
Mass Solids	t/h	3300.0	3350.0	3400.0	3450.0	3500.0	3550.0	3600.0	3650.0	3700.0	3750.0	3800.0	3850.0	3900.0	3950.0	4000.0	4050.0	4100.0	4150.0	4200.0	4250.0
Solution	t/h	1726	1726	1752	1777	1803	1829	1855	1880	1906	1932	1958	1983	2009	2035	2061	2086	2112	2138	2164	2189
Slurry	t/h	5000	5076	5152	5227	5303	5379	5455	5530	5606	5682	5758	5833	5909	5985	6061	6136	6212	6288	6364	6439
Solids w/w	%	* 66.0	* 66.0	* 66.0	* 66.0	* 66.0	* 66.0	* 66.0	* 66.0	* 66.0	* 66.0	* 66.0	* 66.0	* 66.0	* 66.0	* 66.0	* 66.0	* 66.0	* 66.0	* 66.0	* 66.0
Flow Solids	m3/h	1213	1232	1250	1268	1287	1305	1324	1342	1360	1379	1397	1415	1434	1452	1471	1489	1507	1526	1544	1563
Solution	m3/h	1700	1726	1752	1777	1803	1829	1855	1880	1906	1932	1958	1983	2009	2035	2061	2086	2112	2138	2164	2189
Slurry	m3/h	2913	2957	3002	3046	3090	3134	3178	3222	3266	3310	3355	3399	3443	3487	3531	3575	3619	3664	3708	3752
Water v/v	%	41.6	41.6	41.6	41.6	41.6	41.6	41.6	41.6	41.6	41.6	41.6	41.6	41.6	41.6	41.6	41.6	41.6	41.6	41.6	41.6
S.G Solids		2.72	2.72	2.72	2.72	2.72	2.72	2.72	2.72	2.72	2.72	2.72	2.72	2.72	2.72	2.72	2.72	2.72	2.72	2.72	2.72
Solution		1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Slurry		1.72	1.72	1.72	1.72	1.72	1.72	1.72	1.72	1.72	1.72	1.72	1.72	1.72	1.72	1.72	1.72	1.72	1.72	1.72	1.72

Boundaries	tpd	79200	80400	81600	82800	84000	85200	86400	87600	88800	90000	91200	92400	93600	94800	96000	97200	98400	99600	100800	102000
tph		3333	3333	3333	3333	3333	3333	3333	3333	3333	3333	3333	3333	3333	3333	3333	3333	3333	3333	3333	3333
tph		4167	4167	4167	4167	4167	4167	4167	4167	4167	4167	4167	4167	4167	4167	4167	4167	4167	4167	4167	4167
m3/h		2800	2850	2900	2950	3000	3050	3100	3150	3200	3250	3300	3350	3400	3450	3500	3550	3600	3650	3700	3750

Velocidad de sedimentación	tpd	79200	80400	81600	82800	84000	85200	86400	87600	88800	90000	91200	92400	93600	94800	96000	97200	98400	99600	100800	102000
Vdep		2.41	2.41	2.41	2.41	2.41	2.41	2.41	2.41	2.41	2.41	2.41	2.41	2.41	2.41	2.41	2.41	2.41	2.41	2.41	2.41
D (m)		0.59	0.59	0.59	0.59	0.59	0.59	0.59	0.59	0.59	0.59	0.59	0.59	0.59	0.59	0.59	0.59	0.59	0.59	0.59	0.59
A (m2)		0.27	0.27	0.27	0.27	0.27	0.27	0.27	0.27	0.27	0.27	0.27	0.27	0.27	0.27	0.27	0.27	0.27	0.27	0.27	0.27
Q		2376	2376	2376	2376	2376	2376	2376	2376	2376	2376	2376	2376	2376	2376	2376	2376	2376	2376	2376	2376

Velocidad de transición	tpd	79200	80400	81600	82800	84000	85200	86400	87600	88800	90000	91200	92400	93600	94800	96000	97200	98400	99600	100800	102000
Vdep		2.49	2.49	2.49	2.49	2.49	2.49	2.49	2.49	2.49	2.49	2.49	2.49	2.49	2.49	2.49	2.49	2.49	2.49	2.49	2.49
D (m)		0.69	0.59	0.59	0.59	0.59	0.59	0.59	0.59	0.59	0.59	0.59	0.59	0.59	0.59	0.59	0.59	0.59	0.59	0.59	0.59
A (m2)		0.37	0.27	0.27	0.27	0.27	0.27	0.27	0.27	0.27	0.27	0.27	0.27	0.27	0.27	0.27	0.27	0.27	0.27	0.27	0.27
Q		3360	2455	2455	2455	2455	2455	2455	2455	2455	2455	2455	2455	2455	2455	2455	2455	2455	2455	2455	2455



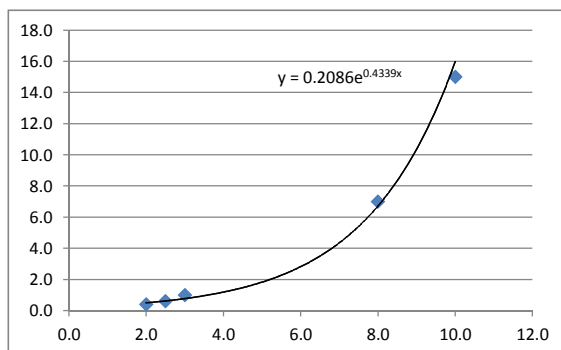
ANEXO G-4

ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD PARA LA RECUPERACION DE AGUA A PARTIR DE RELAVES DE GRAN MINERIA DE COBRE MEDIANTE TECNOLOGIA DE RELAVES ESPESADOS

DETERMINACIÓN DE ESPESOR DE REVESTIMIENTO INTERNO

Tamaños de tubería	24"		26"	Unidades
	24" CS sch40	24" CS sch20	26" CS sch30	
OD (acero)	24	24	26	Pulgadas
e (acero)	0.687	0.375	0.625	Pulgadas
ID (acero)	22.626	23.25	24.75	Pulgadas
ID requerido	20	20	20	Pulgadas
e (HDPE)	1.313	1.625	2.375	Pulgadas
e (HDPE)	33.3502	41.275	60.325	mm
Tasa de abrasión (20% seguridad)	1.44	1.44	1.44	mm/año
Vida del proyecto	35	35	52	Años
Espesor consumido	50.4	50.4	74.9	mm
Espesor residual	0.4	0.4	1.3	mm

Area (m2)	0.20	0.20	0.20
Velocidad Nominal (m/s)	4.03	4.03	4.03
Velocidad Diseño	5.04	5.04	5.04



Velocidad (m/s)	Abrasion (mm/año)
2.0	0.4
2.5	0.6
3.0	1.0
8.0	7.0
10.0	15.0

ANEXO G-5

**ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD PARA LA RECUPERACION DE AGUA A PARTIR DE RELAVES
DE GRAN MINERIA DE COBRE MEDIANTE TECNOLOGIA DE RELAVES ESPESADOS**

DETERMINACIÓN DE PRESIÓN MÁXIMA DE TRABAJO

Máxima presión	Simbolos	24" CS sch40	24" CS sch20	26" CS sch30
Tamaños				
Diámetro externo	De	24	24	26
Diámetro interno	Di	22.626	23.25	24.75
Espesor de pared (acero)	e	0.687	0.375	0.625
Factor de junta se soldadura	F	1	1	1
Factor de diseño	E	0.8	0.8	0.8
Mínima resistencia a la fluencia (psi)	S	35000	35000	35000
Factor de temperatura	T	1	1	1
Máxima presión admisible (psi)	MAP	1603	875	1346
Máxima presión admisible (kPA)		11055	6034	9284
Máxima presión admisible (m)		679	371	570
Máxima presión de trabajo (psi)	MAWP	1122	613	942
Máxima presión de trabajo (kPA)		7739	4224	6499
Máxima presión de trabajo (m)		475	259	399
Densidad de fluido		1660	1660	1660

ANEXO G-6

ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD PARA LA RECUPERACION DE AGUA A PARTIR DE RELAVES DE GRAN MINERIA DE COBRE MEDIANTE TECNOLOGIA DE RELAVES ESPESADOS

DETERMINACIÓN DE FACTOR DE FRICCIÓN PARA PULPAS ESPESADAS

Hanks & Dada's equation

$$a = -1.378 \left[1 + 0.146 \text{Exp} (-2.9 E - 5 N_{He}) \right]$$

f_f : Friction factor (turbulent regimen)

Reynolds Number: $\frac{\rho V D}{\mu}$ Hedstrom Number: $\frac{\rho^2 V D^3}{\mu}$

Parámetros del fluido		
D (m)	0.508	Diam. Interno
τ_0 (Pa or N/m ²)	55	Resist. Fluencia
ρ (Kg/m ³)	1720	Densidad
Q (m ³ /h)	3678	Flujo
μ^∞ (Pa.s)	0.01	Viscosidad límite

CALCULATE!!

Resultados:

f Fanning	0.0034	Adimensional
f_t Darcy	0.0136	Adimensional
Velocidad (m/s)	5.04	m/s
Gradiente hidráulico	0.03	m pulpa / m tubería
Gradiente de presión	0.59	kPa / m pipe
Fuerza de corte en la pared	74.51	Pa or N/m ²

D	τ_0	ρ	Q	μ^∞	Velocidad	f_t Darcy	Gradiente hidráulico	Gradiente de presión
(m)	Pa or N/m ²	Kg/m ³	m ³ /h	Pa.s	m/s	-	m slurry / m pipe	kPa / m pipe
0.508	55	1720	3678	0.01	5.04	0.01	0.03	0.59
0.508	55	1720	3678	0.02	5.04	0.02	0.04	0.67
0.508	55	1720	3678	0.03	5.04	0.02	0.04	0.72
0.508	55	1720	3678	0.05	5.04	0.02	0.05	0.80

ANEXO H

ANEXO H
ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD PARA LA RECUPERACION DE AGUA A PARTIR DE RELAVES DE GRAN MINERIA DE COBRE MEDIANTE TECNOLOGIA DE RELAVES ESPESADOS

ESTIMADO DE COSTOS DE CAPITAL (± 25%)

Item	Descripción de equipo	Descripcion	Unidades	Cantidad	Costo unitario	Subtotal - Produccion de 560 l/s	Subtotal - Manejo de relaves espesados y agua recuperada	Total
Costos de Capital								
I Equipos mecánicos de proceso								
1	Distribuidor de Relaves	Distribuidor de 5699 m3/h. Acero al carbono, incluye valvulas tipo dardo	un	1.0	\$55,000	\$55,000		\$55,000
2	Espesadores de alta compresion (HCT)	41m diametro, rastras, feed well, e-duc, puente y accionamiento	un	4.0	\$2,800,000	\$11,200,000		\$11,200,000
3	Izador de servicio del espesador	Hoist de servicio, 5 Tons	un	4.0	\$25,000	\$100,000		\$100,000
4	Bombas de recirculación	Centrifuga Heavy Duty, revestida en caucho, con VFD	un	8.0	\$220,000	\$1,760,000		\$1,760,000
5	Bombas de transferencia de descarga	Centrifuga Heavy Duty, revestida en caucho, con VFD	un	4.0	\$150,000		\$600,000	\$600,000
6	Bombas de agua de sello para bombas de pulpa	Centrifuga de alta presion	un	10.0	\$12,000		\$120,000	\$120,000
7	Izador de servicio del cuarto de bombas underflow	Hoist de servicio, 2.5 Ton	un	4.0	\$7,000		\$28,000	\$28,000
8	Bomba de sumidero del espesador	Sumidero en zona de bombas bajo espesador	un	4.0	\$17,000		\$68,000	\$68,000
9	Tanque de almacenamiento de relaves espesados	Acero al carbono, con agitador	un	2.0	\$75,000		\$150,000	\$150,000
10	Bombas de entrega de relave espesado	Centrifuga Heavy Duty, revestida en caucho.	un	6.0	\$450,000		\$2,700,000	\$2,700,000
11	Tanque de mezclado de floculante	Acero al carbono, Con agitador	un	2.0	\$7,200	\$14,400		\$14,400
12	Tanque de almacenamiento de floculante	Acero al carbono, Con agitador	un	2.0	\$15,500	\$31,000		\$31,000
13	Bombas de transferencia de floculante	Bomba peristaltica	un	4.0	\$12,000	\$48,000		\$48,000
14	Bombas de dosificación de floculante	Bomba peristaltica	un	8.0	\$23,000	\$184,000		\$184,000
15	Izador de servicio para el manejo de Big Bag	Hoist de servicio, 2 Ton	un	1.0	\$7,000	\$7,000		\$7,000
16	Bomba de sumidero, zona de floculación	Sumidero en zona de floculación	un	1.0	\$17,000	\$17,000		\$17,000
17	Tanque de almacenamiento de agua recuperada	Acero al carbono, Sin agitador	un	1.0	\$64,300	\$64,300		\$64,300
18	Bomba de agua para dilución y recirculación	Centrifuga de agua.	un	2.0	\$24,000	\$48,000		\$48,000
19	Bomba de agua recuperada	Centrifuga	un	6.0	\$30,000		\$180,000	\$180,000
20	Filtro de agua recuperada	Autolimpiante en línea	un	2.0	\$7,800	\$15,600		\$15,600
21	Tanque de agua filtrada	Acero al carbono, Sin agitador	un	1.0	\$9,300	\$9,300		\$9,300
22	Filtro para agua de sello	Autolimpiante en línea	un	2.0	\$14,000	\$28,000		\$28,000
23	Bombas de agua fresca	Centrifuga	un	2.0	\$20,000	\$40,000		\$40,000
24	Compresores	Aire de instrumentación, para limpieza, etc.	un	2.0	\$80,000	\$160,000		\$160,000
Total Equipos Mecánicos de Proceso (TEMP)						\$13,781,600	\$3,846,000	\$17,628,000
II Tuberías principales : alimentación de relave, transporte de relaves espesados y agua recuperada								
25	Tuberías de descarga de relaves espesados, costo de material	24" CS sch40	m	3,000.0	\$660		\$1,980,000	\$1,980,000
26	Tuberías de descarga de relaves espesados, costo de instalación	24" CS sch40	m	3,000.0	\$80		\$240,000	\$240,000
27	Tuberías de emergencia de relaves espesados, costo de material	36" HDPE SDR17	m	1,000.0	\$449		\$449,000	\$449,000
28	Tuberías de emergencia de relaves espesados, costo de instalación	36" HDPE SDR17	m	1,000.0	\$50		\$50,000	\$50,000
29	Tubería de transporte de agua recuperada, 1er tramo, costo de material	24" CS sch40	m	2,000.0	\$660		\$1,320,000	\$1,320,000
30	Tubería de transporte de agua recuperada, 1er tramo, costo de instalación	24" CS sch40	m	2,000.0	\$80		\$160,000	\$160,000
31	Tubería de transporte de agua recuperada, 2do tramo, costo de material	30" HDPE SDR11	m	3,000.0	\$464		\$1,392,000	\$1,392,000
32	Tubería de transporte de agua recuperada, 2do tramo, costo de instalación	30" HDPE SDR11	m	3,000.0	\$50		\$150,000	\$150,000
Total de Tuberías principales (TTP)						\$0	\$5,741,000	\$5,741,000
III Movimiento de Tierras: Area plataforma de planta de espesamiento								
33	Excavación masiva en suelo, en roca sana, relleno compactado, cimentación	@ 8% del (TEMP)	Lote			\$1,103,000	\$308,000	\$1,410,000
Total de movimiento de tierra (TMT)						\$1,103,000	\$308,000	\$1,410,000
IV Instalación de equipos en la planta de espesamiento								
34	Tanque del espesador, incluye soporte central, soportes de apoyo y vigas	Tanque de fondo cónico soportado por patas metálicas. Acero ASTM A-36.		4.0	\$300,000	\$1,200,000	\$0	\$1,200,000
35	Mecanismos del espesador (puente, rastra, feedwell, cañerías, etc)	Acero ASTM A-36.		4.0	\$200,000	\$800,000	\$0	\$800,000
36	Subestaciones, salas eléctricas, distribución hasta motores	@ 400US\$/kW instalado	kW	883.0	\$400	\$353,200	\$0	\$353,200
			kW	18196.8	\$400	\$0	\$7,278,720	\$7,278,720
37	Estructural (concreto, acero)	@ 10% del (TEMP-ESPESADOR)				\$258,000	\$385,000	\$643,000
38	Instalación mecánica	@ 10% del (TEMP-ESPESADOR)				\$258,000	\$385,000	\$643,000
39	Tuberías menores en planta de proceso	@ 12% del (TEMP-ESPESADOR)				\$310,000	\$462,000	\$772,000
40	Instrumentación	@ 10% del (TEMP-ESPESADOR)				\$258,000	\$385,000	\$643,000
Total Costo de instalación						\$3,437,000	\$8,896,000	\$12,333,000
Costo Directo Total (CDT)						\$18,322,000	\$18,791,000	\$37,113,000
Costos Indirectos								
42	Instalaciones Temporales	@ 5% del (CDT-TMT)				\$861,000	\$924,000	\$1,785,000
43	Fletes	@ 10% del (CDT-TMT)				\$1,722,000	\$1,848,000	\$3,570,000
44	Seguros	@ 5% del (CDT-TMT)				\$861,000	\$924,000	\$1,785,000
45	EPCM	@ 10% del (CDT-TMT)				\$1,722,000	\$1,848,000	\$3,570,000
46	Puesta en marcha	@ 0.9% del (CDT-TMT)				\$155,000	\$166,000	\$321,000
Total Costos Indirectos (TCI)						\$5,321,000	\$5,710,000	\$11,031,000
47	Costos del dueño (CdD)	@ 3%(CDT+TCI)				\$709,000	\$735,000	\$1,444,000
48	Contingencia	@ 10%(CDT+TCI+CdD)				\$2,435,000	\$2,524,000	\$4,959,000
Costo Total de Capital del Proyecto						\$26,787,000	\$27,760,000	\$54,547,000

ESTIMADO DE COSTOS DE OPERACIÓN (± 25%)

Item	Descripción de equipo	Descripcion	Unidades	Cantidad	Costo unitario	Subtotal - Produccion de 560 l/s	Subtotal - Manejo de relaves espesados y agua recuperada	Total
Costos de Operación								
	Producción de relaves - tpa	(*) No descontado, no escalado		36,500,000				
	Consumo de Floculante, g/t			10				
I	Energía	@ US\$ 0.07/kWh - Produccion de 560 l/s	kW/año	2,910,327	0.070	\$204,000	\$0	\$204,000
		@ US\$ 0.07/kWh - Manejo de relaves espesados y agua recuperada	kW/año	76,892,273	0.070	\$0	\$5,382,459	\$5,382,459
II	Floculante	Polímero aniónico, US\$4500 / ton	kg	365,000.00	4.50	\$1,643,000	\$0	\$1,643,000
III	Mano de Obra							
1	operadores planta		8	persona	13,500	\$54,000	\$54,000	\$108,000
2	mantenedores		10	persona	16,300	\$81,500	\$81,500	\$163,000
3	Ingeniero		1	persona	16,300	\$8,150	\$8,150	\$16,300
4	Supervisores		1	persona	37,000	\$18,500	\$18,500	\$37,000
IV	Mantenimiento	@ 4% del TEMP				\$551,000	\$154,000	\$705,000
V	Operación	Misceláneos				\$200,000	\$300,000	\$500,000
VI	Equipos móviles	@ 250 dias x 8 hrs/dia						
1	Camionetas		cada	1	34,000	\$17,000	\$17,000	\$34,000
Costo Anual de Operación del Proyecto						US\$/año	US\$/año	US\$/año
US\$/m³ de agua recuperada						\$0.16	\$0.34	\$0.50

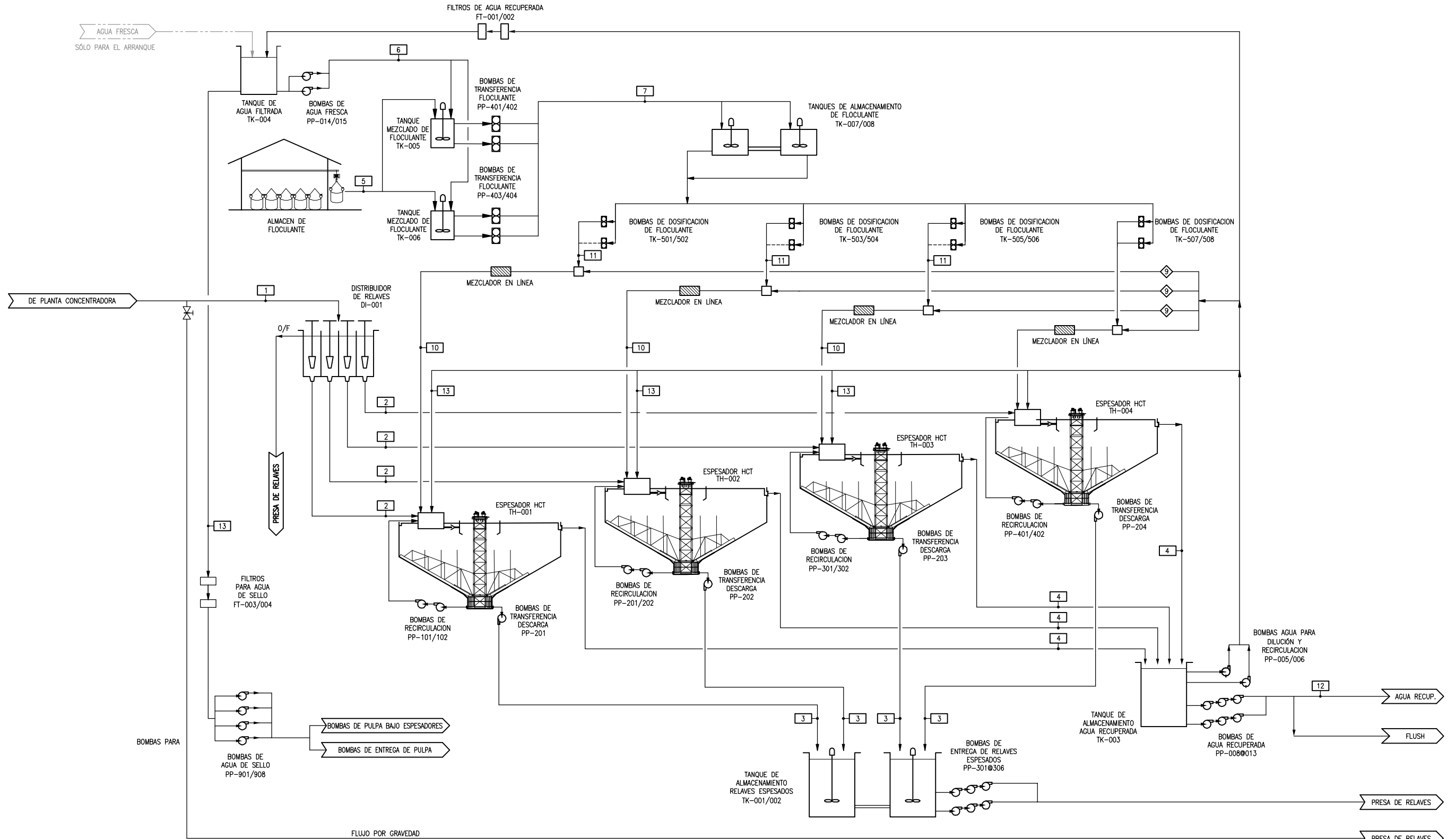
ANEXO I

ANEXO I
ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD PARA LA RECUPERACION DE AGUA A PARTIR DE RELAVES
DE GRAN MINERIA DE COBRE MEDIANTE TECNOLOGIA DE RELAVES ESPESADOS

Distribución por Periodos Trimestrales del Costo Capital

Item	Descripción de equipo	Total	t1	t2	t3	t4	t1	t2	t3	t4
Costos de Capital										
I Equipos mecánicos de proceso										
1	Distribuidor de Relaves	55,000.00		55,000						
2	Espesadores de alta compresion (HCT)	11,200,000.00	3,360,000	4,480,000		3,360,000				
3	Izador de servicio del espesador	100,000.00		100,000						
4	Bombas de recirculación	1,760,000.00	352,000	352,000	704,000	352,000				
5	Bombas de transferencia de descarga	600,000.00	120,000	120,000	240,000	120,000				
6	Bombas de agua de sello para bombas de pulpa	120,000.00	12,000	48,000			36,000	24,000		
7	Izador de servicio del cuarto de bombas underflow	28,000.00		28,000						
8	Bomba de sumidero del espesador	68,000.00	6,800	27,200			20,400	13,600		
9	Tanque de almacenamiento de relaves espesados	150,000.00			150,000					
10	Bombas de entrega de relave espesado	2,700,000.00			1,350,000	1,350,000				
11	Tanque de mezclado de floculante	14,400.00			14,400					
12	Tanque de almacenamiento de floculante	31,000.00			31,000					
13	Bombas de transferencia de floculante	48,000.00			24,000	24,000				
14	Bombas de dosificación de floculante	184,000.00			92,000	92,000				
15	Izador de servicio para el manejo de Big Bag	7,000.00		7,000						
17	Bomba de sumidero, zona de floculación	17,000.00		17,000						
18	Tanque de almacenamiento de agua recuperada	64,300.00			64,300					
19	Bomba de agua para dilución y recirculación	48,000.00			24,000	24,000				
20	Bomba de agua recuperada	180,000.00				90,000	90,000			
21	Filtro de agua recuperada	15,600.00			7,800	7,800				
22	Tanque de agua filtrada	9,300.00			9,300					
23	Filtro para agua de sello	28,000.00			28,000					
24	Bombas de agua fresca	40,000.00			40,000					
25	Compresores	160,000.00	32,000	32,000	64,000	32,000				
	Total Equipos Mecánicos de Proceso (TEMP)	17,628,000.00	3,883,000	5,266,000	2,843,000	5,452,000	146,000	38,000		
II Tuberías principales: Transporte de relaves espesados y agua recuperada										
26	Tuberías de descarga de relaves espesados, costo de material	1,980,000.00	990,000	990,000						
27	Tuberías de descarga de relaves espesados, costo de instalación	240,000.00			80,000	80,000	80,000			
28	Tuberías de emergencia de relaves espesados, costo de material	449,000.00	224,500	224,500						
29	Tuberías de emergencia de relaves espesados, costo de instalación	50,000.00			16,667	16,667	16,667			
30	Tubería de transporte de agua recuperada, 1er tramo, costo de material	1,320,000.00	660,000	660,000						
31	Tubería de transporte de agua recuperada, 1er tramo, costo de instalación	160,000.00			53,333	53,333	53,333			
32	Tubería de transporte de agua recuperada, 2do tramo, costo de material	1,392,000.00	696,000	696,000						
33	Tubería de transporte de agua recuperada, 2do tramo, costo de instalación	150,000.00			50,000	50,000	50,000			
	Total de Tuberías principales (TTP)	5,741,000.00	2,570,500	2,570,500	200,000	200,000	200,000			
III Movimiento de Tierras: Area plataforma de planta de espesamiento										
30	Excavación masiva en suelo, en roca sana, relleno compactado, cimentaciones, etc.	1,410,000.00	705,000	705,000						
	Total de movimiento de tierra (TMT)	1,410,000.00	705,000	705,000						
IV Instalación de equipos en la planta de espesamiento										
	Tanque del espesador, incluye soporte central, soportes de apoyo y vigas	1,200,000.00				1,200,000				
	Mecanismos del espesador (puente, rastra, feedwell, cañerías, etc)	800,000.00				800,000				
	Subestaciones, salas eléctricas, distribución hasta motores	7,631,920.00				7,631,920				
	Estructural (concreto, acero)	643,000.00				321,500	321,500			
	Instalación mecánica	643,000.00				214,333	214,333	214,333		
	Tuberías menores en planta de proceso	771,000.00					385,500	385,500		
	Instrumentación	643,000.00					321,500	321,500		
	Total Costo de instalación	12,332,000.00				10,167,753	1,242,833	921,333		
	Costo Directo Total (CDT)	37,111,000.00	7,159,000	8,542,000	3,043,000	15,820,000	1,589,000	959,000		
Costos Indirectos										
44	Instalaciones Temporales	1,785,000.00	255,000	255,000	255,000	255,000	255,000	255,000	255,000	255,000
45	Fletes	3,570,000.00	510,000	510,000	510,000	510,000	510,000	510,000	510,000	510,000
46	Seguros	1,785,000.00	255,000	255,000	255,000	255,000	255,000	255,000	255,000	255,000
47	EPCM	3,570,000.00	774,480	940,440	365,160	1,898,400	190,680	115,080		
48	Puesta en marcha	321,000.00								321,000
	Total Costos Indirectos (TCI)	11,031,000.00	1,794,000	1,960,000	1,385,000	2,918,000	1,211,000	1,135,000	1,341,000	
49	Costos del dueño (CdD)	1,444,000.00	269,000	315,000	133,000	562,000	84,000	63,000	40,000	
50	Contingencia	4,959,000.00	1,844,400	2,163,400	912,200	3,860,000	576,800	431,400	276,200	
	Desembolso de Costo Total de Capital del Proyecto	54,545,000.00	11,066,400	12,980,400	5,473,200	23,160,000	3,460,800	2,588,400	1,657,200	

PLANO 1: FS-01



Nominal	Unidades	Relave	Espesamiento			Mezcla de floculante			Distribución de floculante				Agua Recuperada	Agua de sello	Requerimiento de agua Fresca
			Alimento c/HCT	Descarga	Rebose	Agente	Agua de mezcla	Solución	Recirc. Rebose	Dilución en línea	Distribución	Bomba dosificadora			
	Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
Descripción-Pulpa															
Masa Sólidos	t/h	3333	833	833	0	0.033	0	0.033	0	0	0.008	0.008	0	0	0
Solución	t/h	3333	833	429	504	0	13.30	13.30	387.27	96.82	100.14	3.33	1616	54	27
Pulpa	t/h	6667	1667	1263	504	0.033	13.30	13.33	387.27	96.82	100.15	3.33	1616	54	27
Sólidos w/w	%	50	50	66	0	100	0	0.25	0	0.01	0.01	0.25	0	0	0
Flujo															
Sólidos	m3/h	1226	306	306	0	0.013	0	0.013	0	0	0.003	0.003	0	0	0
Solución	m3/h	3333	833	429	504	0	13.30	13.30	387.27	96.82	100.14	3.33	1616	54	27
Pulpa	m3/h	4559	1140	736	504	0	13	13.31	387.27	96.82	100.15	3.33	1616	54	27
Agua v/v	%	73.1	73.1	58.3	100.0	0.0	100.0	99.9	100.0	100.0	100.0	99.9	100.0	100.0	100.0
Solución	pH	9.5	9.5	9.5	9.5	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0	7.0	9.5	9.5	9.5
G.E															
Sólidos		2.72	2.7	2.7	2.7	2.5	2.5	2.5	2.5	2.5	2.5	2.5	2.7	2.7	2.7
Solución		1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Pulpa		1.46	1.46	1.72	1.00	2.50	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00

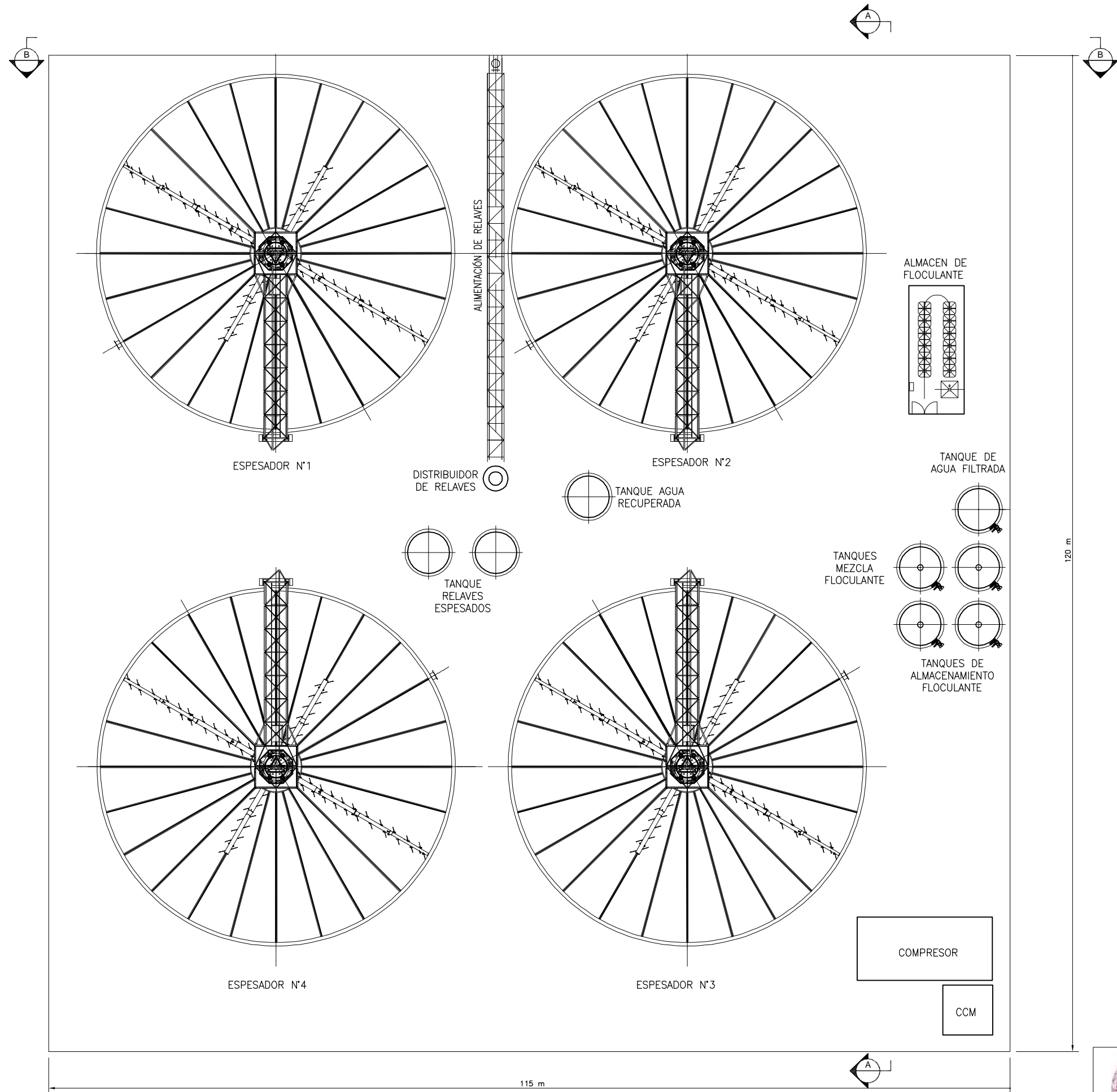


ESTUDIO DE PRE-FACTIBILIDAD PARA LA RECUPERACION DE AGUA A PARTIR DE RELAVES DE GRAN MINERIA DE COBRE MEDIANTE LA TECNOLOGIA DE RELAVES ESPESADOS

DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESOS (FS-01)

ESCALA	S/E	DIBUJADO	Juan Alberto Cabrejos Salinas
FECHA	15/01/11	REVISADO	Ing. J. Uza / Ing. A. Landouro

PLANO 2: AG-01



PLANTA DE ESPESAMIENTO
S/E

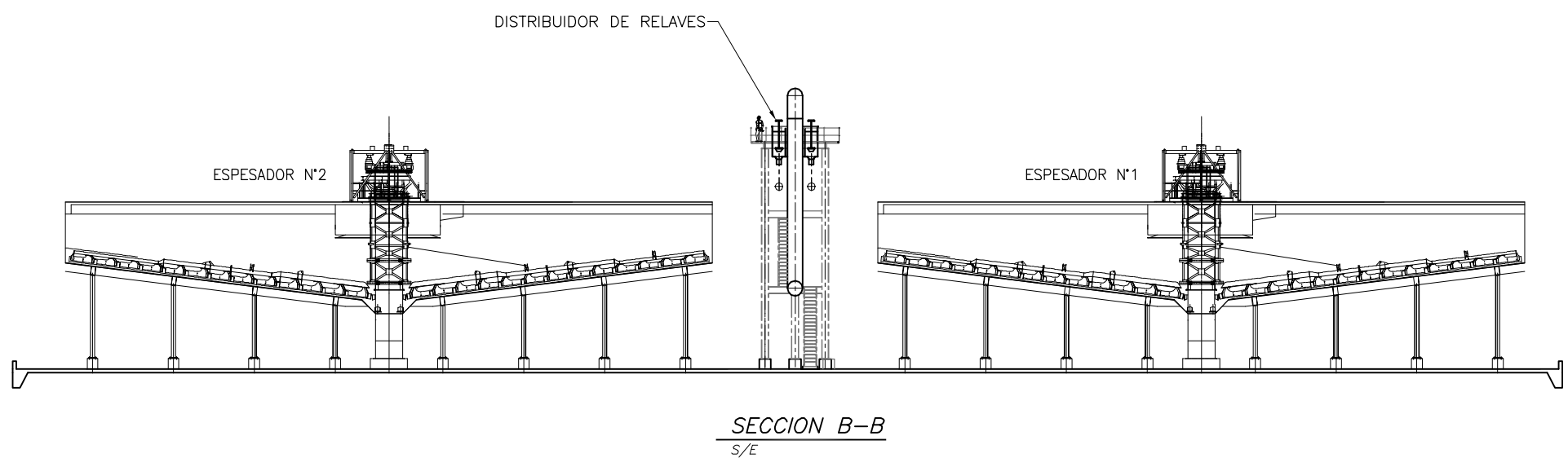
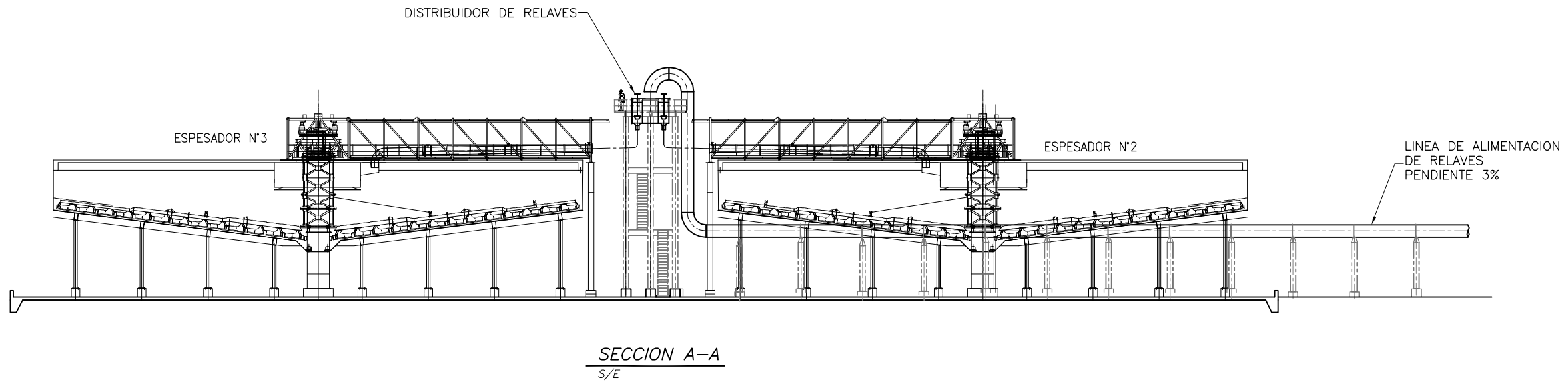


ESTUDIO DE PRE-FACTIBILIDAD PARA LA RECUPERACION DE AGUA A PARTIR DE RELAVES DE GRAN MINERIA DE COBRE MEDIANTE LA TECNOLOGIA DE RELAVES ESPESADOS

ARREGLO GENERAL - PLANTA (AG-01)

ESCALA	S/E	DIBUJADO	Juan Alberto Cabrejos Salinas
FECHA	15/01/11	REVISADO	Ing. J. Uza / Ing. A. Landouro

PLANO 3: AG-02



		ESTUDIO DE PRE-FACTIBILIDAD PARA LA RECUPERACION DE AGUA A PARTIR DE RELAVES DE GRAN MINERIA DE COBRE MEDIANTE LA TECNOLOGIA DE RELAVES ESPESADOS	
		ARREGLO GENERAL - SECCIONES (AG-02)	
ESCALA	S/E	DIBUJADO	Juan Alberto Cabrejos Salinas
FECHA	15/01/11	REVISADO	Ing. J. Uza / Ing. A. Landauro