

**UNIVERSIDAD DE CONCEPCIÓN**

Facultad de Ingeniería

Departamento de Ingeniería Metalúrgica

**Profesor Patrocinante**

Dennis Vega G.

**Ingeniero Supervisor**

Pablo Bustos C.

**EVALUACIÓN TÉCNICA-ECONÓMICA DEL  
AUMENTO DE DIÁMETRO DE APEX EN LA  
EFICIENCIA DE CLASIFICACIÓN EN MOLIENDA  
SECUNDARIA**

---

**MINERA LOS PELAMBRES**

**ROCÍO CATALINA ANTÚNEZ GARCÍA**

Informe de Memoria de Título

Para optar al Título de

Ingeniera Civil Metalúrgica

Diciembre, 2019

## **Agradecimientos**

Quiero agradecer a todas las personas que colaboraron y fueron fundamentales para la realización de mi memoria de título y en mi vida.

A mis padres, Verónica y Carlos, pilar primordial en mi vida, gracias por las enseñanzas, consejos y apoyo incondicional, sin ellos nada de esto sería posible. A mis hermanos Carlos y Valeria y mi cuñado Sergio por siempre estar ahí, en las buenas y en las malas. A la Titi por confiar en mí, siempre estar para mí, ayudarme y apoyarme en todo lo que he hecho. A toda mi familia y en especial a la Flo, mi sobrina que llegó a iluminar y alegrar nuestras vidas.

A Minera Los Pelambres por darme la oportunidad de realizar mi memoria en sus instalaciones, en especial a la Superintendencia de Gestión de Procesos. A Don Cristian Ramos y Don Nelson Manzanares por sus consejos y preocupación por mi desarrollo profesional. A mi tutor Pablo Bustos, por la paciencia, confianza, apoyo y conocimientos entregados. A Eduardo Esquivel por la paciencia, enseñanzas y apoyo cuando lo necesité en mis momentos de estrés.

A Felipe Henríquez, Carlos López, Rodrigo Cáceres, por el apoyo entregado cada vez que lo solicité, por los ratos de distracción y simpatía.

A Hugo Acevedo y su equipo de Superintendencia de Molienda, por su apoyo, confianza, consejos y enseñanzas entregadas.

A Don Daniel Silva, por su abnegada labor de profe. A Roberto, Luchito, Christian y Don Luis, por la ayuda, enseñanzas y simpatía.

Al equipo de SGS, Bureau Veritas, Contac, sala de control y operadores.

A Joaquín Barría, pareja y amigo, por su apoyo, consejos y amor entregado en esta etapa tan importante.

A mis profesores de Universidad y a Dennis Vega por su gran apoyo y preocupación. A mis amigos, por las tardes-noches de estudio, momentos de distracción y apoyo incondicional.

Muchas gracias a todos quienes aportaron con un granito de arena, de una u otra manera para que esto sea posible.

## Resumen

El estudio de esta memoria de título se llevó a cabo en Planta Concentradora Minera Los Pelambres. El objetivo principal es la optimización de la eficiencia de clasificación en hidrociclones en molienda secundaria y tiene como propósito analizar comparativamente hidrociclones con distinta dimensión de apex de 7,5" y de 8,0", de modo que se permita mejorar la eficiencia en clasificación, disminuyendo las debilidades de la Planta, logrando alcanzar las condiciones óptimas de diseño, sin generar problemas como roping o cuellos de botella en molienda secundaria los cuales provocan problemas aguas abajo.

A partir de un levantamiento de datos y un estudio estadístico, se analizaron las condiciones en que opera la planta, las cuales son desfavorables para lograr una buena clasificación, principalmente un alto porcentaje de sólidos de alimentación a los hidrociclones cercano a 72% y el hecho de no poder maximizar la presión al punto requerido.

Por otra parte y de manera simultánea se efectuaron muestreos en circuito de clasificación, es decir flujos de alimentación, descarga y rebose de hidrociclón con apex 7,5" y 8,0", para luego realizar simulaciones con éstos, y comparar y evaluar una mejora en la eficiencia de clasificación al aumentar la capacidad de evacuación del hidrociclón.

Los resultados arrojados a partir de la evaluación técnica desarrollada fueron favorables, permitiendo en primer lugar disminuir el porcentaje de sólidos de alimentación al hidrociclón a un valor cercano a 62% maximizando la presión a 13 psi, sin generar problemas de roping y llevando a los principales criterios de desempeño a un valor más óptimo, como la disminución del  $P_{80}$  a un valor cercano a 186 micrones; el  $B_{pf}$ , a un 33%; el  $B_{pw}$ , a un 37% y la CC, a un 332%. Esta mejora en la eficiencia de clasificación también se ve reflejada en una mejora en la eficiencia de etapas previas y posteriores como en molienda y flotación respectivamente.

El proyecto de aumento de diámetro de apex además de entregar buenos resultados en el ámbito técnico, también entrega beneficios económicos cada 4 meses, plasmado en un VAN (0,15) positivo de US\$ 1.218.322.

## Abstract

The study was carried out in Planta Concentradora Minera Los Pelambres. The main goal of this work was the optimization of the efficiency in hydrocyclones in secondary grinding. This has as a purpose to analyze comparatively hydrocyclones with apex of 7,5" and 8,0", in such way that permits to improve the efficiency in classification, reducing the Plant and achieving the optimal conditions of desing without generating problems as roping or bottlenecks in secondary grinding which triggers downstream problems.

The unfavourable operating conditions for classification in the plant were analized from data collection and statistical tools. Being the most important findings the high solids content and the impossibility of working at the optimal pressure.

On the other hand, samples were taken simultaneously from the hydrocyclone circuit, i.e. feed, underflow and overflow, with spigot (apex) 7,5" and 8,0". Results from this sampling were used to simulate their performance.

The obtained results from the technical evaluation developed were favorable, allowing first to decrease the solid feed percentage to the hydrocyclone to a value close to 62%. Maximizing the preassure to 13 psi, without generating roping and leading the main performance criteria to an optimal value, as the reduction of the P80 to a value close to 186 microns; the  $B_{pf}$  to 33%; the  $B_{pw}$  to 37% and the CC, to 332%. This improvement in the classification efficiency is also reflected in an improvement of the efficiency before and after like grinding and floatation respectively.

Increasing the apex diameter not only provides a better performance in the circuits but also gives economic benefits every 4 monts, embodied in a positive VAN (0.15) of US\$ 1.218.322.

## Nomenclatura

%W: Porcentaje de sólidos en peso.

$d_{50}$ : Tamaño de corte de hidrociclón.

$d_{50}^e$ : Tamaño de corte corregido de hidrociclón.

BHC: Batería de hidrociclones.

$B_{pf}$ : By-pass de finos, porcentaje de partículas finas reportadas en la descarga del HC.

$B_{pw}$ : By-pass de agua, porcentaje de agua reportada en la descarga del HC.

c/lb: Centavos de dólar la libra.

CIMM: Centro de Investigación Minera y Metalúrgica.

Cleaner: Etapa flotación de limpieza de concentrado.

CONCOL: Concentrado colectivo.

D.O.E: Dorr-Oliver Eimco.

ENAMI: Empresa nacional de minería.

$F_{80}$ : Tamaño de partícula bajo el cual se encuentra un 80% de la alimentación del circuito con tamaño menor a x.

Feeder: Alimentadores de correa.

ft: Pie.

HC: Hidrociclón/es.

HP: Caballo de fuerza.

inch: Pulgada.

INCO: Infraestructura Complementaria.

Inlet: Entrada alimentación al hidrociclón.

J: Nivel llenado total.

$J_b$ : Nivel llenado bolas.

KTPD: Kilo toneladas por día.

MB: Molino de bolas.

MLP: Minera Los Pelambres.

Mo: Molibdeno.

O': Overflow (Rebose o Rebalse HC).

P<sub>80</sub>: Tamaño de partícula bajo el cual se encuentra un 80% del producto del circuito con tamaño menor a x.

Pebbles: Tamaño mineral que no puede ser molido, ni ayuda a la tarea de molienda.

Rougher: Etapa flotación recuperadora.

rpm: Revoluciones por minuto.

SAG: Molino semi autógeno.

Scavenger: Etapa flotación de barrido, recuperación de las colas del cleaner.

TIR: Indicador de rentabilidad, Tasa Interna de Retorno.

TMF: Tonelada métrica fina.

U': Underflow (Descarga HC).

VAN: Indicador de rentabilidad, Valor Actual Neto.

## Índice

1. INTRODUCCIÓN.....	1
1.1. Marco general.....	1
1.2. Problemática.....	3
1.3. Objetivos.....	6
1.3.1. Objetivo general.....	6
1.3.2. Objetivos específicos.....	6
1.4. Entregable de la memoria.....	6
2. ANTECEDENTES GENERALES DE LA COMPAÑÍA.....	7
2.1. Minera Los Pelambres, Antofagasta Minerals.....	7
2.1.1. Empresa.....	7
2.1.2. Marco teórico.....	7
2.1.3. Localización.....	8
2.2. Descripción proceso planta concentradora, MLP.....	10
2.2.1. Antecedentes generales.....	10
2.2.2. Etapa molienda y clasificación.....	11
2.2.3. Etapa flotación colectiva y selectiva.....	13
2.3. Filosofía de control avanzado molienda secundaria.....	16
2.3.1. Controles estabilizadores.....	18
2.3.2. Control optimizante.....	18
2.3.3. Diferencias control actual y propuesto.....	19
3. MARCO TEÓRICO.....	20
3.1. Conceptos básicos.....	20
3.1.1. Análisis granulométrico.....	20
3.1.2. Distribución de tamaño.....	20
3.2. Molienda y clasificación.....	21

3.3. Clasificación .....	22
3.4. Principio del HC .....	22
3.5. Variables que afectan la operación de un HC .....	25
3.5.1. Variables operacionales más importantes .....	27
3.5.2. Variables de diseño más importantes .....	27
3.6. Tipos de descarga .....	28
3.6.1. Roping .....	29
3.7. Curva clasificación y eficiencia .....	30
4. MODELOS EMPÍRICOS DE CLASIFICACIÓN .....	33
4.1. Modelo de Lynch & Rao .....	33
4.2. Modelo de Nageswara Rao .....	34
4.3. Modelo de Plitt Modificado .....	34
4.3.1. Correlación 1: Presión de alimentación al HC .....	34
4.3.2. Correlación 2: Tamaño de corte corregido .....	35
4.3.3. Correlación 3: Partición de flujo .....	36
4.3.4. Correlación 4: Eficiencia corregida (Plitt) .....	36
4.3.5. Correlación 5: Corto circuito de pulpa .....	37
5. DISEÑO EXPERIMENTAL .....	38
5.1. Software .....	39
5.1.1. PI System .....	39
5.1.2. Moly-Cop Tools .....	39
5.1.3. Minitab .....	39
5.2. Antecedentes operacionales .....	40
5.2.1. Mineralogía .....	40
5.2.2. Levantamiento de datos operacionales .....	41
5.3. Muestreos .....	46

5.3.1. Protocolo muestreos .....	46
5.3.2. Protocolo laboratorio .....	50
5.4. Balance másico .....	51
5.4.1. Teoría .....	51
5.4.2. Aplicación .....	53
5.5. Estimación de parámetros .....	54
5.6. Simulación en Moly-Cop Tools .....	55
6. RESULTADOS Y DISCUSIONES .....	57
6.1. Datos operacionales .....	57
6.2. Balance másico .....	61
6.2.1. Análisis granulométricos .....	61
6.2.2. Balance de masa .....	62
6.3. Estimación de parámetros .....	65
6.3.1. Eficiencia de clasificación .....	67
6.4. Simulación en Moly-Cop Tools .....	68
6.4.1. Análisis $P_{80}$ .....	69
6.4.2. Análisis by-pass finos y by-pass agua .....	71
6.4.3. Análisis carga circulante .....	72
6.4.4. Análisis porcentaje sólido overflow y porcentaje sólido underflow .....	73
7. CONSIDERACIÓN ECONÓMICA .....	75
7.1. Inversión .....	75
7.2. Costos e ingresos .....	75
7.3. Flujo de caja .....	76
8. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES .....	78
8.1. Conclusiones .....	78
8.2. Recomendaciones .....	79

9. REFERENCIAS .....	80
10. ANEXOS .....	82
A. CORRELACIONES MODELO DE PLITT .....	82
A.1. Correlación 1 .....	82
A.2. Correlación 2 .....	82
A.3. Correlación 3 .....	83
A.4. Correlación 4 .....	83
A.5. Correlación 5 .....	84
B. ANÁLISIS ESTADÍSTICO DE LAS PRINCIPALES VARIABLES EN MOLIENDA SECUNDARIA. ....	84
C. ESTADO AVANCE EN NORMALIZACIÓN Y ESTANDARIZACIÓN DE INSTRUMENTACIÓN EN MOLIENDA SECUNDARIA .....	85
D. FLUJÓMETROS DE CICLONES VS. ESTIMACIÓN CAUDAL.....	85
E. CURVA DE CAPACIDAD DE HC, MODELO GMAX 33-20 FLSMIDTH.....	86
F. PROTOCOLO DE MUESTREOS .....	87
F.1. Introducción .....	87
F.2. Metodología experimental.....	87
F.3. Análisis de muestras y resultados. ....	89
G. GRÁFICAS DE CONTROL, ESTADÍSTICA PARA FUNCIÓN ERROR ASOCIADA. ....	91
H. INVERSIÓN PROYECTO .....	91
I. INGRESOS Y COSTOS .....	92
J. FLUJO DE CAJA .....	93

## Índice de figuras

Figura 1: Diagrama causa efecto del cobre fino filtrado pagable [3].	1
Figura 2: Representación Net Metal Production (NMP) [2].	2
Figura 3: Pérdidas por restricciones [4].	4
Figura 4: Pérdidas por restricciones molienda secundaria [4].	5
Figura 5: Accionistas controladores MLP.	8
Figura 6: Área planta concentradora [9].	9
Figura 7: Ubicación geográfica de áreas de operación MLP [9].	9
Figura 8: Línea de proceso productivo, MLP.	10
Figura 9: Flowsheet molienda y clasificación planta concentradora MLP [9].	12
Figura 10: Flowsheet flotación colectiva [9].	14
Figura 11: Flowsheet flotación selectiva [9].	15
Figura 12: Estrategia de control molienda secundaria [10].	16
Figura 13: Circuito molienda clasificación directo e inverso respectivamente [13].	22
Figura 14: Esquema HC.	23
Figura 15: Esquema de movimientos característicos en un HC [15].	24
Figura 16: Distribución de velocidad radial, axial y tangencial en el HC [12].	24
Figura 17: Esquema clasificación de una partícula [16].	25
Figura 18: Descarga correcta, sobrecargada y con falta de carga [15].	29
Figura 19: Descarga tipo cuerda [15].	30
Figura 20: Curvas de selectividad y clasificación de un HC [12].	32
Figura 21: Círculo virtuoso de optimización.	38
Figura 22: Gráfica de serie de tiempo dureza mineral/año 2018.	41
Figura 23: Datos históricos representativos y no representativos.	42
Figura 24: Datos representativos y confiables para un análisis estadístico.	42

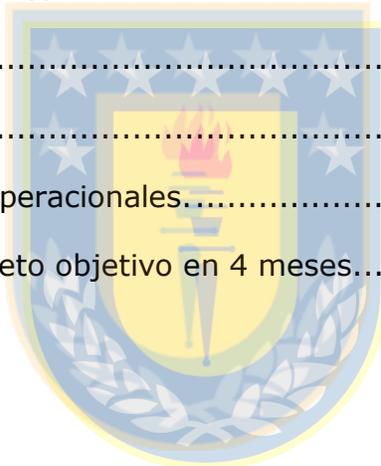
Figura 25: Mediciones de HC realizadas en terreno. ....	46
Figura 26: Puntos de muestreo específicos del HC. ....	47
Figura 27: Punto de muestreo de flujo alimentación. ....	47
Figura 28: Punto de muestreo overflow. ....	48
Figura 29: Procedimiento en laboratorio. ....	50
Figura 30: Equipos de laboratorio. (a) Equipo de granulometría gruesa. (b) Equipo divisor de muestras. (c) Rotap, equipo tamizador de laboratorio. ....	51
Figura 31: Hoja Data File, Planilla CycloBal_Single Moly-Cop Tools [21]. ....	54
Figura 32: Hoja Control_Panel, Planilla Cyclobal_Single Moly-Cop Tools [21]. ....	55
Figura 33: Hoja Data_File, Planilla CycloSim_Single Moly-Cop Tools [22]. ....	56
Figura 34: Gráfica de caja, comparación estadística de presión con HC de apex 7,5" y de 8,0". ....	58
Figura 35: Gráfica de caja, comparación estadística de agua a TK736 con HC de apex 7,5" y de 8,0". ....	59
Figura 36: Gráfica de caja, comparación estadística de flujo alimentación con HC de apex 7,5" y de 8,0". ....	59
Figura 37: Comparación de flujos de alimentación por #HC, con respecto a HC con apex 7,5" y 8,0". ....	60
Figura 38: Gráfica de caja, comparación estadística de velocidad de bomba con HC de apex 7,5" y de 8,0". ....	60
Figura 39: (a) Discriminación según tamaño de partícula [13]. (b) Curva de clasificación M02. ....	62
Figura 40: Comparación eficiencia de clasificación. ....	67
Figura 41: Efecto % sólido de alimentación sobre $P_{80}$ , por modificación dimensión en apex. ....	70
Figura 42: Gráfica intervalos de confianza $P_{80}$ simulados. ....	70
Figura 43: Efecto % sólido de alimentación sobre $B_{pfr}$ , por modificación dimensión en apex. ....	71

Figura 44: Efecto % sólido de alimentación sobre $B_{pw}$ , por modificación dimensión en apex.....	72
Figura 45: Efecto % sólido de alimentación sobre CC, por modificación dimensión en apex.....	73
Figura 46: Efecto % sólido de alimentación sobre %W O'flow, por modificación dimensión en apex. ....	73
Figura 47: Efecto % sólido de alimentación sobre %W U'flow, por modificación dimensión en apex. ....	74
Figura 48: Presión de alimentación experimental vs. ajustada [13].....	82
Figura 49: Tamaño de corte corregido experimental vs. ajustado [13]. ....	82
Figura 50: Partición de flujo experimental vs. ajustada [13]. ....	83
Figura 51: Eficiencia corregida (Plitt) [13]. ....	83
Figura 52: Cortocircuito de agua vs. cortocircuito de pulpa [13]. ....	84
Figura 53: Estado anterior y actual de instrumentación.....	85
Figura 54: Flujómetros volumétricos previo calibración. ....	85
Figura 55: Flujómetros volumétricos posterior calibración.....	86
Figura 56: Curva de capacidad HC.....	86
Figura 57: Cortador pico pato. ....	87
Figura 58: Puntos de muestreo específicos HC. ....	88
Figura 59: Representación muestreo.....	88
Figura 60: Gráfica de control para función error asociada. ....	91

## Índice de tablas

Tabla 1: Diferencias entre controles para molienda secundaria [10].....	19
Tabla 2: Efecto de variables sobre la operación de HC.....	26
Tabla 3: Media de condiciones operacionales de variables de molienda/clasificación en año 2018. ....	43
Tabla 4: Dimensiones BHC, modelo Gmax33-20 FISmidth. ....	45
Tabla 5: Parámetros registrados en muestreos.....	48
Tabla 6: Parámetros operacionales a registrar en muestreos. ....	49
Tabla 7: Fechas muestreos BHC CS703 apex 7,5". ....	49
Tabla 8: Fechas muestreos BHC CS703 apex 8,0". ....	49
Tabla 9: Comparación principales variables molienda secundaria por modificación de apex.....	57
Tabla 10: Información muestreos BHC CS703 apex 7,5" .....	61
Tabla 11: Información muestreos BHC CS703 apex 8,0" .....	61
Tabla 12: Datos operacionales muestreos BHC apex 7,5". ....	62
Tabla 13: Datos operacionales muestreos BHC apex 8,0". ....	63
Tabla 14: Balance de masa de muestreos BHC apex 7,5". ....	64
Tabla 15: Balance de masa de muestreos BHC apex 8,0". ....	64
Tabla 16: Constantes de clasificación BHC apex 7,5". ....	65
Tabla 17: Constantes de clasificación BHC apex 8,0". ....	65
Tabla 18: Parámetros de clasificación BHC apex 7,5". ....	66
Tabla 19: Parámetros de clasificación BHC apex 8,0". ....	66
Tabla 20: Modelos finales de clasificación. ....	67
Tabla 21: Efecto variación de % sólido de alimentación sobre principales variables de clasificación en BHC apex 7,5". ....	68

Tabla 22: Efecto variación de % sólido de alimentación sobre principales variables de clasificación en BHC apex 8,0". .....	69
Tabla 23: Especificaciones apex requerido. ....	75
Tabla 24: Información requerida de área de gestión y control. ....	76
Tabla 25: Impuestos.....	76
Tabla 26: Índices de rentabilidad para caso objetivo, conservador y pesimista. ....	77
Tabla 27: Análisis estadístico completo molienda secundaria.....	84
Tabla 28: Tabla cantidad de muestreos .....	89
Tabla 29: Registro datos. ....	90
Tabla 30: Análisis granulométrico.....	90
Tabla 31: Inversión inicial. ....	91
Tabla 32: Inversión total. ....	91
Tabla 33: Ingresos y costos operacionales.....	92
Tabla 34: Flujo de caja completo objetivo en 4 meses.....	93



# 1. INTRODUCCIÓN

## 1.1. Marco general

Minera Los Pelambres (MLP) y en general el grupo minero Antofagasta Minerals tiene como principales focos, la preocupación por la vida y salud de las personas, la preservación del medio ambiente y el respeto por las comunidades, la innovación constante y la excelencia operacional. Este último punto en cuanto a lo operacional es muy importante puesto que es fundamental la excelencia en el desempeño diario, de forma de alcanzar mejores resultados a través de disciplina operacional, eficiencia y el cuidado de los recursos, de aquí nace el mejoramiento continuo [1].

La estrategia operacional actual de la planta concentradora MLP establece como función objetivo "maximizar la producción de finos de cobre", para ello en el primer período (2019-2021) la estrategia se basa en liberar la tarea de molienda incrementando el  $P_{80}$  a costa de la recuperación [2].

Para el segundo período cuando ingrese el proyecto INCO, el objetivo será maximizar la recuperación de cobre disminuyendo variabilidad en el  $P_{80}$  y buscar optimizarlo para obtener una máxima recuperación (2022 - 2028) [2].

La producción minera está directamente ligada a la ley de concentrado, recuperación, coeficiente de marcha y tonelaje procesado (t/d)-rendimiento de la planta (t/h), por lo cual al mover alguna de estas variables, siempre se modificará otra para poder lograr un objetivo común, que es el cobre fino filtrado pagable, como se observa en la figura 1 [3].

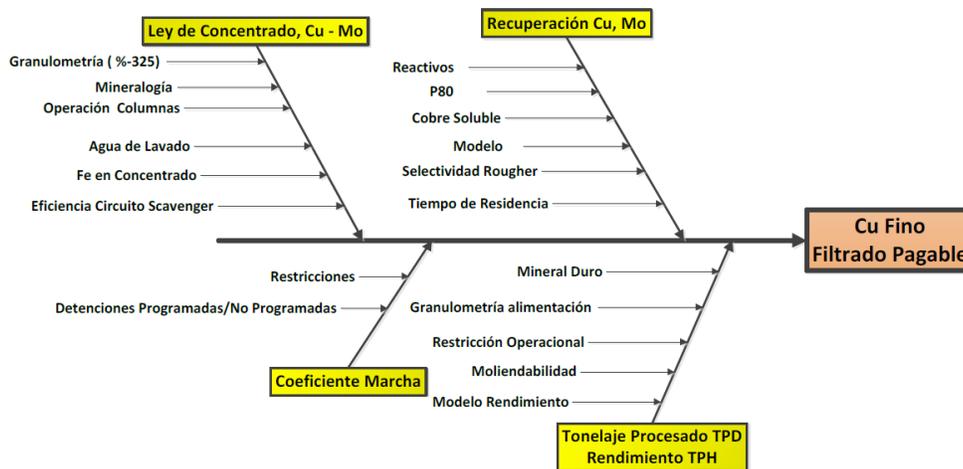


Figura 1: Diagrama causa efecto del cobre fino filtrado pagable [3].

De la figura 2, Net Metal Production se observa que un incremento de 300 t/h causa un aumento en el  $P_{80}$  de 32 micrones aproximadamente, por lo cual la recuperación disminuye en un punto porcentual. Aun así, esto resulta en un aumento de 2 TMF de Cu fino, lo cual maximiza las utilidades.

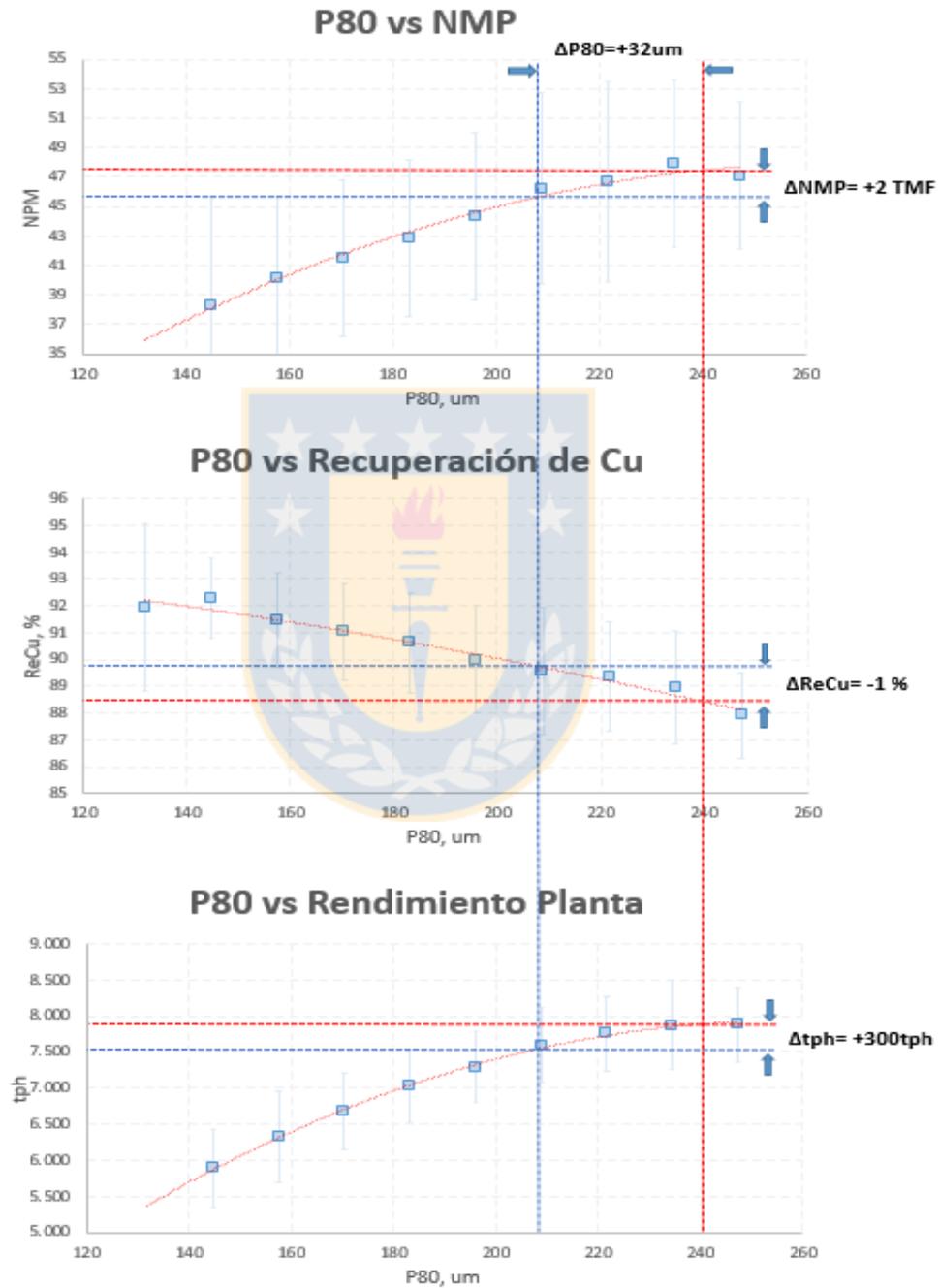


Figura 2: Representación Net Metal Production (NMP) [2].

## 1.2. Problemática

Contextualizando, la planta MLP se encuentra en las siguientes condiciones:

- Existe cambio de materiales desde la mina, como la dureza y la mineralogía, el mineral que ingresa a molienda es más blando de lo que ésta acostumbraba, lo cual provoca que el incremento de t/h genere cuello de botella en molienda secundaria. De esta forma la recuperación Cu-Mo se ve afectada puesto que al hacerse ineficiente y controlante esta etapa el tiempo de residencia en molinos de bolas debe disminuir, provocando menos tarea de molienda y a su vez entregando un producto a flotación con un mayor  $P_{80}$ , el cual puede llegar a ser de 220  $\mu\text{m}$ .
- Eventos de roping o acordonamiento, que es un tipo de descarga de los hidrociclones (HC), los cuales generan problemas aguas abajo, por by-pass de gruesos y embancamientos, empeorando la calidad del producto a flotación.
- Baja eficiencia en molienda secundaria, explicada por una alta carga circulante, un alto cortocircuito de finos y baja razón de reducción molino de bolas. (Se muestreó descarga de molino de bolas, y de 11 muestreos solo 2 se obtuvieron con una razón de reducción por sobre 1,5).
- Existe restricción de tonelaje SAG por control de nivel de cuba como límite máximo de 90%, es la primera variable a controlar, pero no quiere decir que sea lo mejor, puesto que sólo es un cajón de almacenamiento y no debiese ser una etapa controlante del proceso, por lo cual también se está mejorando la filosofía de control avanzado de molienda secundaria.
- Además existe restricción de tonelaje SAG por la calidad del producto de flotación, puesto que al haber mayor cantidad de tonelaje que procesar es necesario liberar la tarea de molienda, el  $P_{80}$  aumenta y la recuperación disminuye.
- Las condiciones anteriores no permiten mayor dilución de sólido de alimentación a HC, por capacidad de cuba.
- Alto porcentaje de sólidos en el overflow genera menor desempeño en circuito de flotación, ya que un aumento en la viscosidad del medio afecta a la colisión y adhesión de las partículas minerales a las burbujas, afectando también al ascenso

de los agregados partícula-burbuja y finalmente a la recuperación. (Hidrodinámica)

- Eventos de embanques en flotación, por acumulación de partículas, produciendo zonas muertas.

La gran problemática es que la operación no puede alcanzar las condiciones óptimas de diseño dado que se generan eventos de roping, a causa de la capacidad de evacuación de los HC. A partir de un estudio realizado en MLP se llegó a la conclusión de que la solución más rápida y con mejores resultados es modificando la dimensión del apex desde 7,5" a 8,0", con el fin de disminuir las restricciones que se generan en molienda secundaria.

MLP tiene un rendimiento presupuestado de aproximadamente 8.000 t/h, de las cuales se pierden 180 t/h por restricciones en molienda secundaria y externas, como se aprecia en la figura 3 (datos obtenidos a partir del acumulado Enero-Junio 2019).

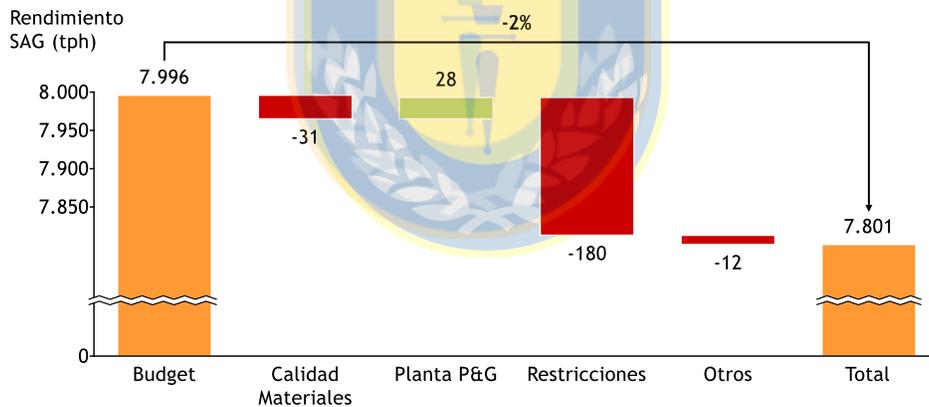


Figura 3: Pérdidas por restricciones [4].

Dentro del plan de mejoramiento continuo se busca minimizar estas pérdidas y llevarlas a 118 t/h, las cuales se explican por restricciones aguas arriba o aguas abajo, se lograrían recuperar 62 t/h siempre y cuando se lleven a cabo los proyectos de cambio de apex de los HC y la mejora en el sistema de control avanzado en molienda secundaria en forma paralela, sin embargo como una buena estimación y para efectos prácticos se desglosan en 31 t/h por cambio de apex y 31 t/h en instrumentación, más

detalladamente en el mejoramiento del sistema de control avanzado, como se observa en la figura 4.

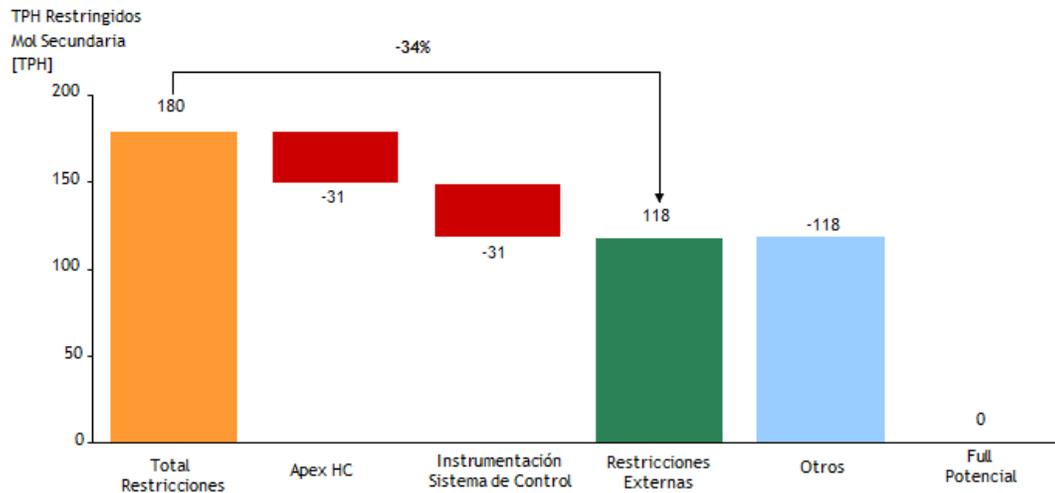


Figura 4: Pérdidas por restricciones molienda secundaria [4].

Por esta razón la clasificación toma gran relevancia puesto que busca la optimización de la etapa de molienda secundaria, de manera que, con un circuito inverso, se extraigan inmediatamente las partículas que se encuentran bajo el tamaño óptimo para la flotación, sin que exista una sobre molienda, y que las partículas gruesas vayan a molino de bolas hasta el  $P_{80}$  indicado, los HC deben cumplir un rol subsidiario a la molienda, donde envíe la mínima cantidad de partículas finas y genere niveles relativamente altos de carga circulante [5].

Para esto es necesaria la mejora de la eficiencia de clasificación de los HC, que se entiende como la capacidad del HC para discriminar entre partículas gruesas y finas, analizando sus variables de operación, tomando en consideración que los HC no son clasificadores ideales o perfectos y que se comportan como si existiera un cortocircuito (by-pass) de pulpa entre el flujo de alimentación y el flujo de descarga [6].

### **1.3. Objetivos**

#### 1.3.1. Objetivo general

- Analizar comparativamente HC de dimensión de apex de 7,5" y de 8,0" para la optimización de la eficiencia de clasificación en molienda secundaria.

#### 1.3.2. Objetivos específicos

- Identificar las condiciones actuales y las de diseño del área de molienda de la Planta Concentradora MLP.
- Efectuar en terreno muestreos puntuales en batería de hidrociclones (BHC) con apex 7,5" y 8,0".
- Modelar HC utilizando Moly-Cop Tools 3.0. como herramienta de apoyo.
- Ajustar modelos de Moly-Cop Tools, y determinar los parámetros de clasificación para ambos casos de dimensión de apex de HC.
- Simular nuevos escenarios operacionales, buscando el óptimo de porcentaje de alimentación a BHC y maximizando la presión.
- Comparar criterios de desempeño más importantes de clasificación en molienda secundaria, como la carga circulante, el  $P_{80}$ , entre otros, de BHC con dimensión de apex 7,5" y 8,0".
- Estudiar que dimensión de apex de HC responde mejor al escenario operacional en que se encuentra la planta MLP.
- Realizar evaluación económica del proyecto para mejorar la eficiencia de clasificación.

### **1.4. Entregable de la memoria**

Alcanzar las condiciones óptimas de diseño, eliminando o minimizando las deficiencias presentes en la etapa de clasificación en molienda secundaria en MLP, con el fin de optimizar la eficiencia de clasificación en BHC, con respecto al entorno operacional en que se envuelve. Además, mejorar las variables de desempeño de molienda secundaria, disminuyendo el by-pass de finos, la carga circulante y entregando un buen producto a flotación, sin dejar de lado el flujo que va al molino de bolas, de forma que esta etapa no se vuelva ineficiente.

## **2. ANTECEDENTES GENERALES DE LA COMPAÑÍA**

### **2.1. Minera Los Pelambres, Antofagasta Minerals**

#### 2.1.1. Empresa

La empresa MLP consta de explotación a cielo abierto en yacimiento ubicado en zona cordillerana a 3.300 m.s.n.m. cuenta con un recurso geológico superior a los tres mil millones de toneladas de mineral para un proyecto con un horizonte de 21 años. Su línea de producción abarca desde la extracción del mineral sulfurado con una ley de Cu de 0,7% y de Mo de 0,02% aproximadamente en el depósito minero, hasta la obtención de concentrado de cobre y en menor medida de molibdeno, con una recuperación media de 88% y 85% respectivamente. El concentrado selectivo posee leyes de 30% Cu y 55% Mo.

MLP procesa aproximadamente 355 mil toneladas de concentrado de cobre fino pagable y 13 mil toneladas de concentrado de molibdeno al año, las cuales son exportadas a sus principales compradores en Europa y Asia [7].

Esta empresa busca ser líder a nivel mundial en producción de cobre y molibdeno, siempre desarrollando y fomentando soluciones innovadoras para una minería más eficiente, pensando en cuidar la vida, la salud, el bienestar y respeto entre los trabajadores. Además de llevar este crecimiento de manera sustentable para no comprometer las necesidades de las futuras generaciones.

#### 2.1.2. Marco teórico

Los inicios se remontan al año 1914, cuando comienza la exploración del depósito los Pelambres, muchos años más tarde en 1969-1971 ENAMI realiza exploración para definir el real potencial del depósito minero. Posterior a esto, en 1978 Anaconda Minerals adquiere a ENAMI los derechos sobre Los Pelambres, pero más adelante en 1985 Antofagasta Holdings obtiene Anaconda Chile y sus derechos sobre Los Pelambres [8].

La compañía MLP opera desde fines del año 1999 con una puesta en marcha exitosa, con una capacidad de 85 kilo toneladas por día (KTPD) de mineral y hoy en día alcanza las 175 KTPD [8].

Hoy en día la empresa se encuentra dentro de los 5 primeros productores de cobre en Chile y pertenece en un 60% a Antofagasta Minerals (Filial de Antofagasta PLC) y 40% a un grupo japonés integrado por Nippon LP Resources B.V. (25%) y MM LP Holding B.V. (15%) como se muestra en la figura 5 [8].

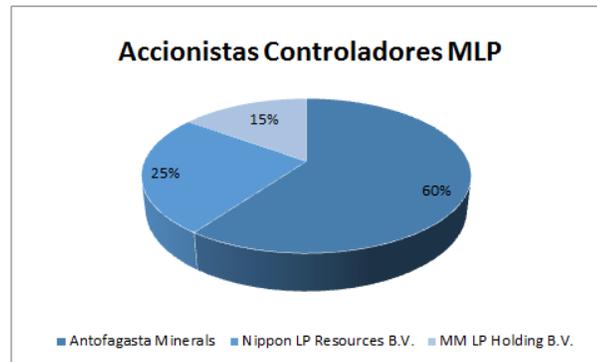


Figura 5: Accionistas controladores MLP.

### 2.1.3. Localización

Sus instalaciones están en gran parte de la provincia de Choapa, IV región de Coquimbo, Chile, recorriendo aproximadamente 120 km. pasando por Salamanca, Illapel y Los Vilos.

Se diferencian 4 áreas de operación principales dentro de MLP (Figura 7):

- 1) *Área de explotación:* Ubicado a 45 km. al este de la ciudad de Salamanca a una altura aproximada de 3.300 m.s.n.m. y se encuentra a tan solo 1.000 metros de la frontera Chile-Argentina. Aquí se encuentra el chancado primario, que es la primera etapa del proceso de reducción de tamaño del mineral generando un producto menor a 7 pulgadas, posteriormente mediante una correa transportadora de 13 kilómetros es transportado hasta su acopio en la planta concentradora.
- 2) *Área planta de concentrados:* Localizado a 35 km de Salamanca, a 1.600 m.s.n.m. Se encuentra el stock pile, molienda, flotación selectiva y colectiva, donde se obtiene concentrado de molibdeno procesado completamente listo para su comercialización, y el concentrado de cobre, en forma de pulpa, el cual se transporta a través de concentraductos hacia puerto de Punta Chungo. En la figura 6 se observa el área de planta de concentrados.



Figura 6: Área planta concentradora [9].

- 3) *Área tranque de relave:* Está ubicado a 13 km. de Caimanes, comuna de Los Vilos. Aquí llegan los relaves desde la planta concentradora, a través de los relaveductos, para ser tratados de manera segura y poder recircular el agua a planta para su posterior reutilización.
- 4) *Área puerto de Punta Chungo:* Se ubica a 3,5 km. Al norte de Los Vilos. Aquí es donde llega el concentrado de cobre por los concentraductos y se obtiene el cobre fino filtrado pagable, para su pronta exportación.

El proceso demora aproximadamente 36 horas desde que el mineral es removido en la mina hasta su llegada al puerto de Punta Chungo desde donde se exporta a diversos países del mundo.



Figura 7: Ubicación geográfica de áreas de operación MLP [9].

## 2.2. Descripción proceso planta concentradora, MLP

### 2.2.1. Antecedentes generales

El mineral que se extrae desde el depósito minero que luego del proceso de tronadura y carguío es llevado a través de camiones de alto tonelaje (350 toneladas) es chancado y trasladado a través de correas transportadoras hacia stock pile en planta concentradora.

Posteriormente pasa a una etapa de molienda, la cual consta de 2 líneas similares las cuales están destinadas a procesar entre 2.800 y 3.200 toneladas métricas por hora aproximadamente. Y una tercera línea de molienda que procesa la misma cantidad de toneladas métricas por hora, pero con otro circuito (Figura 8).

Una vez liberado el mineral, éste entra a un proceso de flotación colectiva donde la cola/ganga se va directo a espesadores y luego a los tranques de relaves y el concentrado sigue su curso a flotación selectiva, donde se obtiene concentrado de cobre el cual es enviado a puerto por medio de concentraductos y un concentrado de molibdeno listo para comercializar, cuyo diagrama se observa en la figura 8.



Figura 8: Línea de proceso productivo, MLP.

### 2.2.2. Etapa molienda y clasificación

La planta concentradora MLP cuenta con un acopio de mineral grueso, de 105.000 toneladas de carga viva, capacidad de transporte de 11.000 t/h, lo cual permite un tratamiento diario de 219,3 KTPD y es donde comienza la etapa de molienda. El stock pile de sulfuros está provisto de 12 feeders, los cuales alimentan las 3 líneas de molienda semiautógena (SAG), que operan entregando el producto fino a la molienda secundaria y el sobre tamaño del trommel se envía a la planta de chancado de Pebbles y Gravilla para ser chancados a 80% menor 3/8" y luego retornados al molino SAG.

La línea SAG1 está compuesta por un molino SAG FULLER, de 36' x 17' de 20.000 HP y una velocidad de 9,9 rpm, éste recibe el mineral grueso por 4 alimentadores. Tiene una capacidad de 2.800-3.300 t/h, un nivel de llenado de bolas ( $J_b$ ) de 19,5%, un nivel de llenado total ( $J$ ) de 26-29% y bolas de acero de 5,5" de diámetro.

En esta etapa se introduce agua de procesos hasta lograr entre un 68-80 por ciento de sólidos, además de los reactivos cal, xantato, MATCOL, diesel, para su correcto acondicionamiento. La descarga del SAG1 va directamente a un trommel el cual clasifica entre material fino y pebbles, este último se envía a planta de pebbles y gravilla, mientras que el material fino sigue su curso hacia las cubas TK44A y TK44B.

En los TK se introduce entre 350-1.400 m<sup>3</sup>/h de agua de procesos y mediante bombas KREBS MILL MAX de 28" x 26", la pulpa es enviada a un circuito inverso de 2 BHC KREBS GMAX 33", donde se obtiene el producto fino por el overflow y que va a flotación, y el underflow que alimenta 1 molino de bolas FULLER respectivamente de 21' x 33,5' y bolas de 3" de diámetro.

La línea de SAG2 es similar a la línea 1.

La línea de SAG3 está compuesta por un molino SAG de iguales dimensiones y características que las otras dos líneas, la pulpa fina que se obtiene del trommel es transportada hacia el TK736 donde se le agregan 300-600 m<sup>3</sup>/h de agua de procesos, pero también se puede hacer un by-pass al TK707 (con 350-1.250 m<sup>3</sup>/h agua de procesos) en caso de ser necesario por condiciones operacionales, el TK736 alimenta a 3 BHC por medio de 3 bombas KREBS MILL MAX 28" x 26", estas BHC envían el sobre

tamaño a un mismo molino de bolas FULLER 26' x 40' (MB703), para la liberación de mineral, y el bajo tamaño es llevado a flotación.

El TK707 puede ser alimentado por válvulas by-pass entre baterías de hidrociclones, denominados "chimbombos", los cuales son ciclones de cada una de las BHC cuya tarea es desviar parte del flujo que las alimenta en caso de ser necesario, dándole así uso a la batería de HC y molino de bolas MB008. Se puede observar más detalladamente en la figura 9.

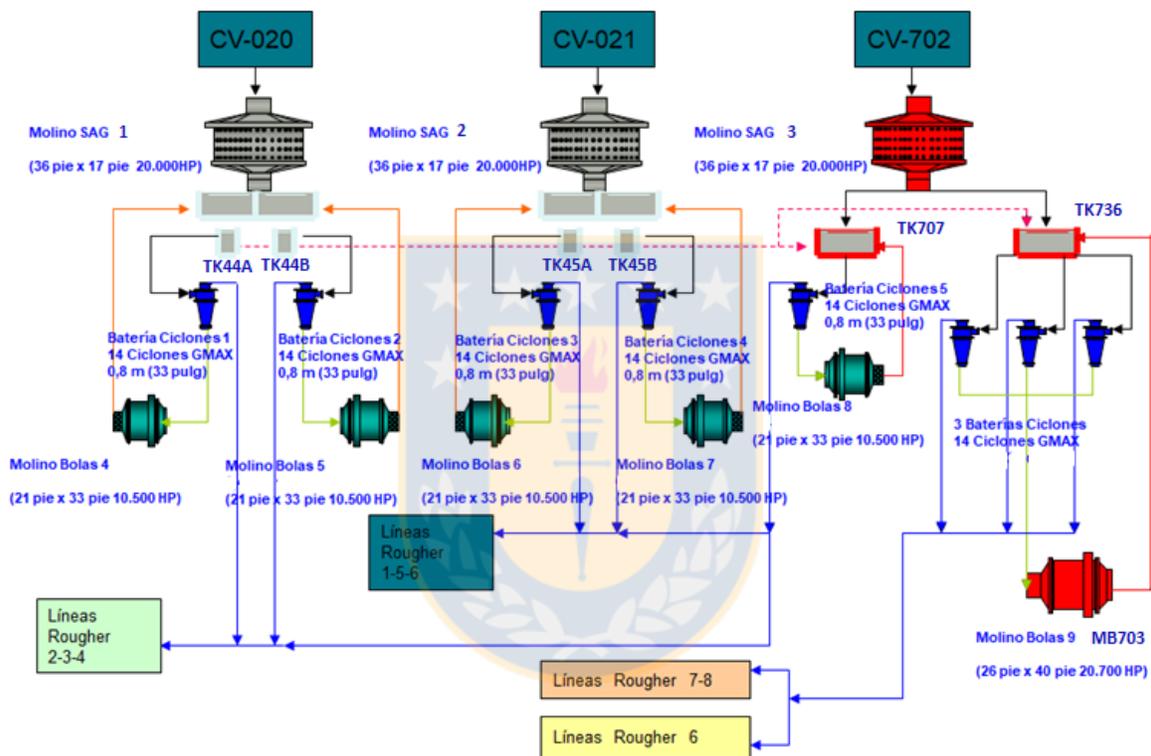


Figura 9: Flowsheet molienda y clasificación planta concentradora MLP [9].

### 2.2.3. Etapa flotación colectiva y selectiva

#### *a) Flotación colectiva*

La pulpa proveniente de la línea de SAG1 y parte de la pulpa de la línea de SAG3, es depositada en un cajón distribuidor, el cual alimenta las líneas 2, 3 y 4 de flotación colectiva Rougher y, además, es posible alimentar la línea 1, éstas cuentan con 9 celdas WEMCO auto aspirantes cada una, de 127 m<sup>3</sup>, dispuestas en 5 bancos con arreglo 1x2x2x2x2.

La ganga de estas celdas es transportada directamente a espesadores y relave, mientras que el concentrado es trasladado a un cajón de almacenamiento TK095, para seguir el circuito.

La pulpa de SAG2 y parte del SAG3 suministra la línea 1, 5 y 6 de flotación, éstas dos últimas son de 6 celdas D. O. E. auto aspirantes cada una, de 250 m<sup>3</sup>, distribuidas en 6 bancos de 1x1x1x1x1. Al igual que el anterior el relave va a tranque de relave y el concentrado se almacena en cajón TK701.

Y por último, la pulpa de la línea SAG3 alimenta las líneas 6, 7 y 8, donde la 7 y 8 son, al igual que la 6, son celdas D. O. E. auto aspirantes cada una, de 250 m<sup>3</sup>, pero son sólo 5 celdas dispuestas en 5 bancos de 1x1x1x1x1, el mineral no flotado se dirige a relave, mientras que el concentrado, se transporta al cajón almacenador TK701.

Ambos cajones TK095 y TK701 envían la pulpa por un circuito inverso de clasificación/remolienda, el mineral que pasa a través del overflow se traslada a circuito de flotación columnar (cleaner), donde se agrega cal nuevamente para mejorar la limpieza del concentrado, aumentando la ley, esta etapa cuenta con 14 celdas columnares de aire forzado, de 4 x 14 m. y con una capacidad de 147 m<sup>3</sup>. El concentrado de éstos es el concentrado final de la flotación selectiva, el cual va a planta de molibdeno, mientras que la cola se transporta a etapa scavenger, la cual busca recuperar la mayor cantidad de cobre contenida en las colas columnares.

La etapa scavenger cuenta con dos líneas de 9 celdas WEMCO auto aspirantes de 127 m<sup>3</sup> cada una, distribuidas en 5 bancos de 1x2x2x2x2, el relave va inmediatamente a espesadores y tranque de relaves y el concentrado se recircula al circuito de remolienda. La figura 10 presenta el diagrama de etapa de flotación colectiva.

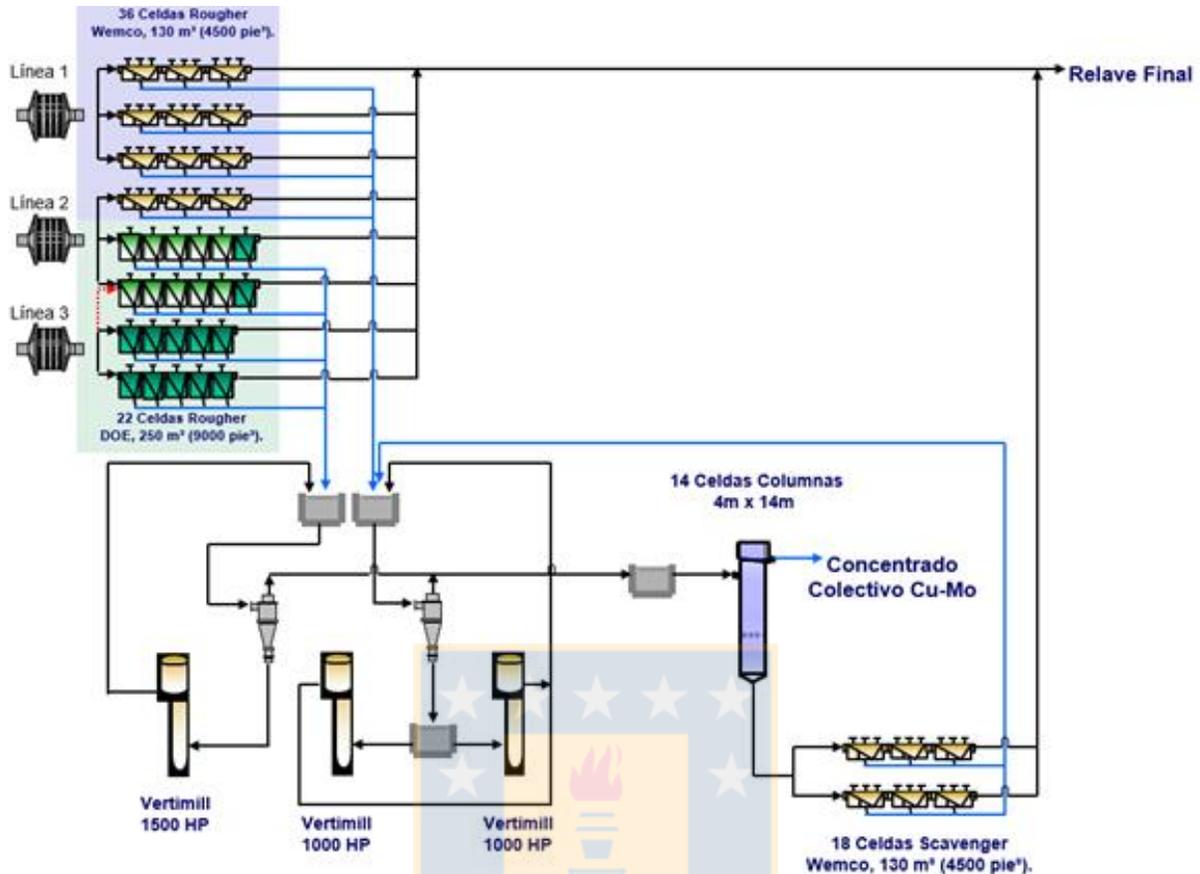


Figura 10: Flowsheet flotación colectiva [9].

### b) Flotación selectiva

El concentrado colectivo (CONCOL) proveniente de la flotación colectiva que alimenta la flotación selectiva se deposita en dos espesadores TK10 y TK12, el agua de rebose de éstos alimenta el clarificador TK13, para eliminar reactivos residuales. La descarga de espesadores alimenta TK15 y TK16 donde se acondiciona con ácido sulfúrico, para disminuir el pH y limpiar la superficie de la molibdenita, para que pueda flotar sin mayor dificultad de forma natural, además se ajusta el porcentaje de sólido y se agrega NaSH, lo que permite depresar el cobre.

La etapa de flotación tiene 3 líneas de flotación Rougher, dispuestas en bancos de 3 celdas WEMCO Inertgas de 300 pies<sup>3</sup>. Las colas de ésta son enviadas al espesador TK711 de concentrado de cobre, el concentrado de cobre con 62% de sólidos es recepcionado en puerto para luego retirarle el agua mediante filtración. La filtración se

realiza mediante filtros cerámicos los cuales entregan el concentrado con una humedad máxima de 9%, este concentrado es almacenado en un edificio cerrado con presión negativa.

El concentrado Rougher alimenta la flotación cleaner (1° limpieza), distribuidas en 2 líneas de 3 bancos con celdas WEMCO Inertgas de 300 pies<sup>3</sup> cada una. El concentrado es enviado a espesador TK55, se ajusta %W a 40-50% y se lleva al cajón ST28 donde se acondiciona con H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> por última vez, para limpiar a la molibdenita, y las colas son recirculadas a TK10 y TK12.

La etapa de segunda limpieza tiene 4 celdas WEMCO Inertgas de 300 pies<sup>3</sup>, dispuestas en dos bancos. El concentrado de ésta contiene 53% molibdeno y 3% cobre, el que se envía a TK56 para su tratamiento en planta de lixiviación férrica, y la cola alimenta la etapa de primera limpieza (Figura 11).

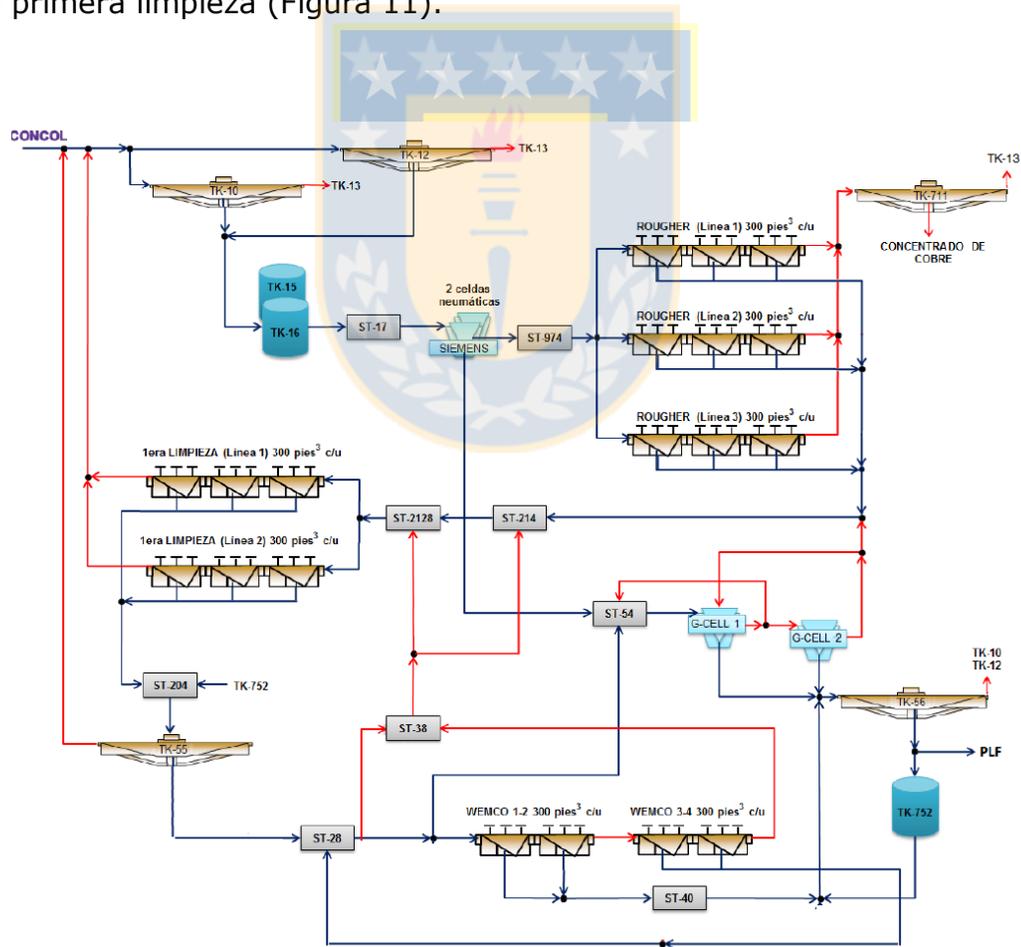


Figura 11: Flowsheet flotación selectiva [9].

### 2.3. Filosofía de control avanzado molienda secundaria

El sistema de control de MLP se encuentra en un período de transición, para mejorar la operación completa. El sistema actual tiene como primer control el nivel de la cuba que almacena el mineral hacia la clasificación, éste se está modificando puesto que la cuba solo es un cajón de almacenamiento, no puede ser la etapa controlante en todo el proceso, ya que sería adaptarse a la problemática.

En la figura 12 se muestra el nuevo sistema de control avanzado de molienda secundaria de MLP, esta diseñado para la estabilizar la presión y el porcentaje de sólidos de la pulpa que alimenta a las baterías de HC, todo esto para conseguir el máximo tonelaje en molienda SAG. Es por ello que el objetivo principal es maximizar la presión, cuidando el porcentaje de sólidos de alimentación cercano a 62% para mejorar la eficiencia de clasificación, con lo cual se logrará disminuir el  $P_{80}$ , disminuir by-pass de finos y a su vez evitar problemas de acordonamiento en los HC.

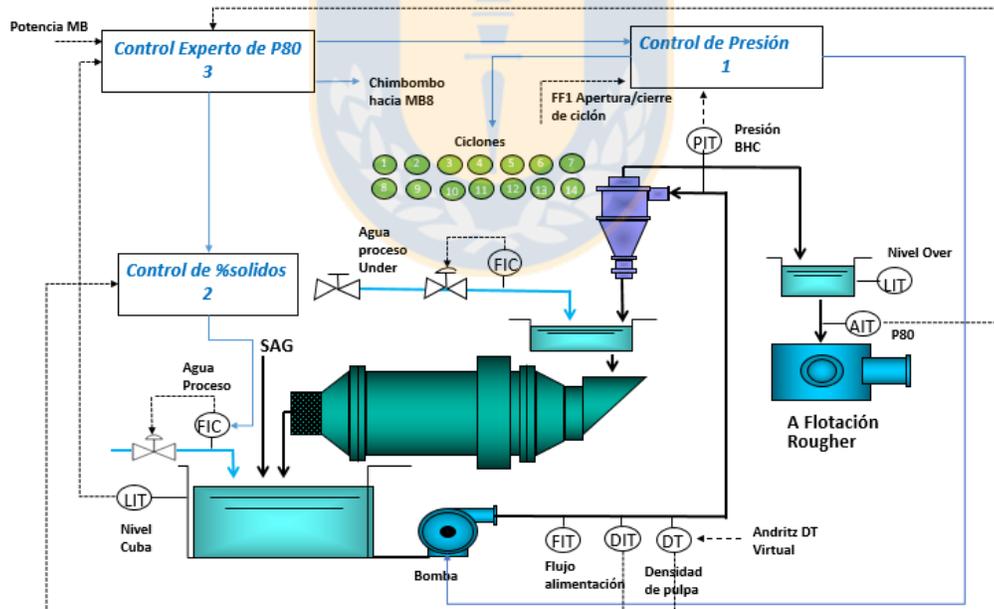


Figura 12: Estrategia de control molienda secundaria [10].

Para lograr los objetivos planteados lo más importante es:

- Normalizar y estandarizar la instrumentación de molienda secundaria, para asegurar el correcto funcionamiento.
- Asegurar un porcentaje de sólidos cercano a 62% en la alimentación (liberar la limitación de agua de procesos hasta 1.300 m<sup>3</sup>/h).
- Mantener un rango amplio de velocidad de bomba.
- Mantener un rango amplio de nivel de cuba.
- Mantener un rango amplio de presión.

Para llevar a cabo el sistema de control avanzado es necesario indicar cuales serán las variables controladas y las manipuladas.

1. Variables Controladas:

- Presión de BHC
- Porcentaje de sólidos alimentación al HC
- P<sub>80</sub> a flotación
- Nivel de cuba almacenamiento



2. Variables Manipuladas:

- Velocidad bomba impulsión
- Apertura y cierre de HC
- Flujo de agua a cuba almacenamiento
- Rendimiento SAG

El nuevo sistema de control avanzado se basa en controles estabilizadores, de manera tal que cuando la operación disminuya su variabilidad, reduciendo y prediciendo el efecto de las perturbaciones, se apliquen controles optimizadores, puesto que es sumamente necesario “estabilizar para optimizar” (Filosofía de control de Andritz Automation) [10].

### 2.3.1. Controles estabilizadores

#### *1) Control de presión:*

Este lazo de control está implementado con un controlador predictivo basado en modelo, de tipo multivariable (MPC, siglas en inglés), el cual manipula las variables de velocidad de bomba de impulsión y apertura o cierre de ciclones, para controlar y compensar la disminución/aumento de presión.

A su vez se controla de forma óptima la rotación de HC que están disponibles para operar, de forma que todos operen el mismo tiempo promedio y no se genere mayor desgaste en una que en otra.

#### *2) Control de porcentaje de sólidos:*

Al igual que el anterior este lazo de control también está implementado con un controlador predictivo basado en modelo, de tipo multivariable. Manipulando las variables de flujo de agua a cuba.



### 2.3.2. Control optimizante

#### *Control experto de $P_{80}$ :*

Si ambos lazos estabilizadores se encuentran activos y en perfecto funcionamiento, el control optimizante se encarga de sobrescribir los set points (SP) de presión y/o porcentaje de sólido alimentación, el cual es el valor deseado de la variable de proceso, de forma que se optimice y mejore la clasificación. El objetivo del control experto  $P_{80}$  se resumen en:

- Disminución de  $P_{80}$  por batería de hidrociclones (BHC).
- Disminución de porcentaje de tiempo en riesgos operacionales.

### 2.3.3. Diferencias control actual y propuesto

En la tabla 1 se observan las diferencias en el control actual y el control propuesto:

*Tabla 1: Diferencias entre controles para molienda secundaria [10].*

<b>CONTROL ACTUAL</b>	<b>CONTROL PROPUESTO</b>
Control se puede activar aún con medición errónea del densímetro	Control sólo se puede activar con el 100% de la instrumentación operativa
Prioridad de emergencias de nivel	Prioridad mantener % sólidos
Segundo estabilización de presión	Segundo estabilización de presión
Tercero estabilización de % sólidos	Tercero asegurar nivel dentro de rango
Control manual de chimbombo	Con control automático de chimbombo para manejo de sobrecarga de molino y/o nivel de cuba
Control manual de agua Under (de estar operativo)	Con control automático de agua Under para manejo de sobrecarga
No existe conexión con los controles de molienda SAG	Conexión con molienda SAG para manejo de sobrecarga del circuito
Sin medición de $P_{80}$ para optimización	Con medición de $P_{80}$ para optimización (Cidra PST)

### 3. MARCO TEÓRICO

Los modelos matemáticos son una gran herramienta para la evaluación, optimización y control de procesos metalúrgicos, de esta forma es posible mejorar eficiencias en los procesos de conminución y clasificación, molienda e HC respectivamente para este caso [11].

#### 3.1. Conceptos básicos

##### 3.1.1. Análisis granulométrico

Es la disciplina que estudia la composición granular de una mezcla de partículas con el objetivo de determinar y describir su tamaño y forma usando conceptos estadísticos. En las diversas etapas el tamaño de partícula constituye una de las variables de mayor importancia operacional, puesto que el proceso depende en gran medida de éste. Por esta razón se hace imprescindible definir y cuantificar apropiadamente esta variable, y para esto son necesarios cuatro parámetros: tamaño nominal, longitud, superficie y volumen, ya que las partículas no poseen una forma geométrica regular [11].

El tamaño de partícula en faena minera se caracteriza por la máxima abertura de malla sobre la cual la partícula queda retenida, usando Serie de Tamices Tyler con razón de abertura  $\sqrt{2}$  [11].

##### 3.1.2. Distribución de tamaño

En un proceso metalúrgico, el mejor escenario sería tener mono tamaños de partículas, lo cual en la práctica es imposible, por lo cual es necesario cuantificar la frecuencia de aparición de un tamaño en el sistema particulado, denominado distribución granulométrica.

Se define entonces la Función Relativa  $f(x)dx$ , como la probabilidad de encontrar una partícula con tamaño entre  $x$  y  $x + dx$  o fracción de partículas con tamaño  $[x, x + dx[$  y la Función Distribución  $F(x)$ , como la probabilidad de encontrar una partícula con tamaño menor a  $x$  o fracción de partículas con tamaño menor a  $x$ .

### 3.2. Molienda y clasificación

La reducción de tamaño por trituración, molienda y posterior clasificación es una operación importante en las industrias minera, metalúrgica, de energía, alimentaria, petroquímica, química, entre otras [12].

La molienda genera un material fino debido a la fractura de partículas mayores, para esto, los molinos utilizan ya sea bolas o el mismo material como medio de molienda, los cuales son levantados por la rotación del cilindro rotatorio produciendo la fractura por impacto, abrasión o atrición, siendo esta la última etapa del proceso de conminución.

Para poder cumplir con un tamaño de partícula deseado, la etapa de clasificación es esencial, ya que permite la separación en dos flujos, uno con partículas gruesas (sobre tamaño) y otro con partículas finas del tamaño requerido (bajo tamaño), de forma que los gruesos retornen al circuito de molienda y los finos sigan la siguiente etapa, de esta manera se optimiza el consumo de energía específico del molino [12].

Existen varios equipos que permiten esta clasificación, ya sea harneros continuos, clasificadores de espiral, HC, entre otros.

Los molinos de bolas generalmente trabajan en circuito cerrado, es decir que el material fino debe salir por el HC, a partir de esto, existen dos circuitos uno directo y otro inverso.

El circuito de molienda clasificación cerrado directo es en el cual la alimentación fresca va directamente al molino de bolas, junto con la descarga del HC, puesto que el mineral viene mayormente grueso, por lo cual es primordial moler y luego clasificar. Y cuando el mineral viene con muchas partículas finas, es fundamental primero clasificar la alimentación fresca junto con la descarga del molino para evitar la sobre molienda y gasto de energía innecesaria, y luego moler el sobre tamaño que viene del HC, por lo cual se utiliza un circuito cerrado inverso. Ambos circuitos se pueden apreciar en la figura 13 [13].

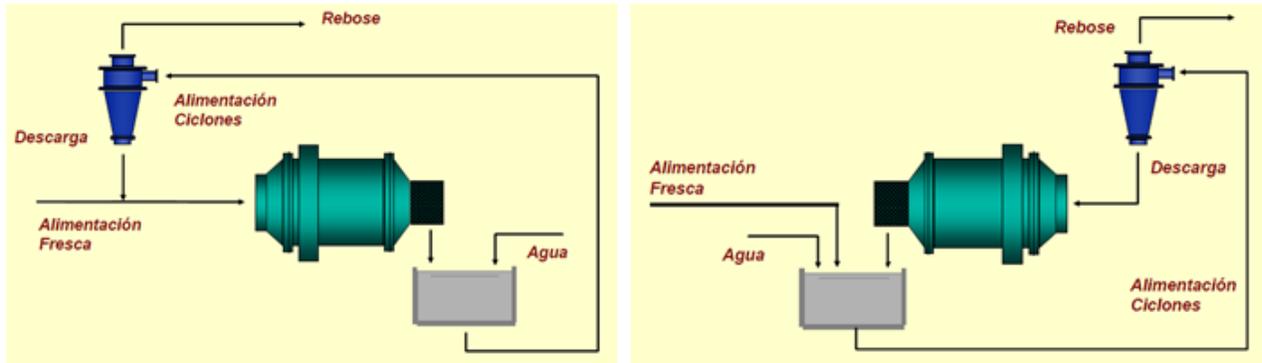


Figura 13: Circuito molienda clasificación directo e inverso respectivamente [13].

### 3.3. Clasificación

Se denomina clasificación a la operación de separación de los componentes de una mezcla de partículas en dos o más fracciones de acuerdo a su tamaño, en clasificación de una suspensión el mecanismo que se utiliza para separar según tamaño es la sedimentación, donde también influyen la forma de las partículas, las densidades del sólido y fluido y la concentración y viscosidad de la suspensión [12].

El tipo de clasificador más utilizado en la industria minero-metalúrgica es el HC, un clasificador centrífugo, el cual genera una separación de tamaño por densidad. Su gran uso se debe a su versatilidad, simplicidad, tamaño reducido, que no incluye partes móviles y su bajo costo de mantención en relación con otros equipos [14]. Han sido usados desde hace muchos años, el primero fue patentado en 1891 en Estados Unidos.

### 3.4. Principio del HC

Los HC son estanques cilíndricos con fondo cónico, poseen un inlet en la parte superior por donde ingresa una alimentación en forma tangencial que genera un campo de fuerza centrífuga, y dos salidas, una superior denominada vortex y una inferior llamada apex como se muestra en la figura 14, la razón largo/diámetro varía en gran cantidad dependiendo de la aplicación y dimensión de HC desde una razón 2:1 a 10:1.

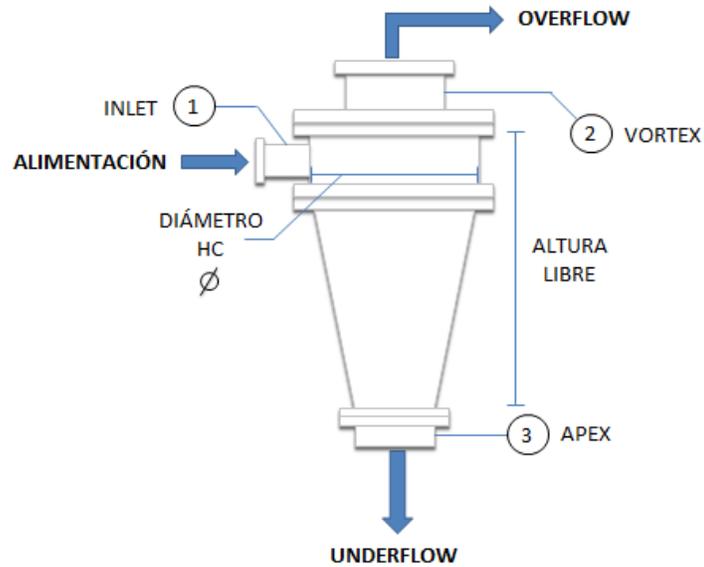


Figura 14: Esquema HC.

En la figura 15 se observa un esquema de movimientos característicos en un HC donde, la pulpa fresca que posee una distribución de tamaños de partículas, ingresa por el inlet bajo una determinada presión, generándose un movimiento de tipo espiral descendente debido a la configuración del equipo y a la fuerza de gravedad, esto ocasiona un rebalse de material fino, bajo tamaño en el vortex, que se dirige al proceso de flotación (flujo overflow) y una descarga de material grueso, sobre tamaño en el apex, que se recircula al proceso de molienda/clasificación (flujo underflow).

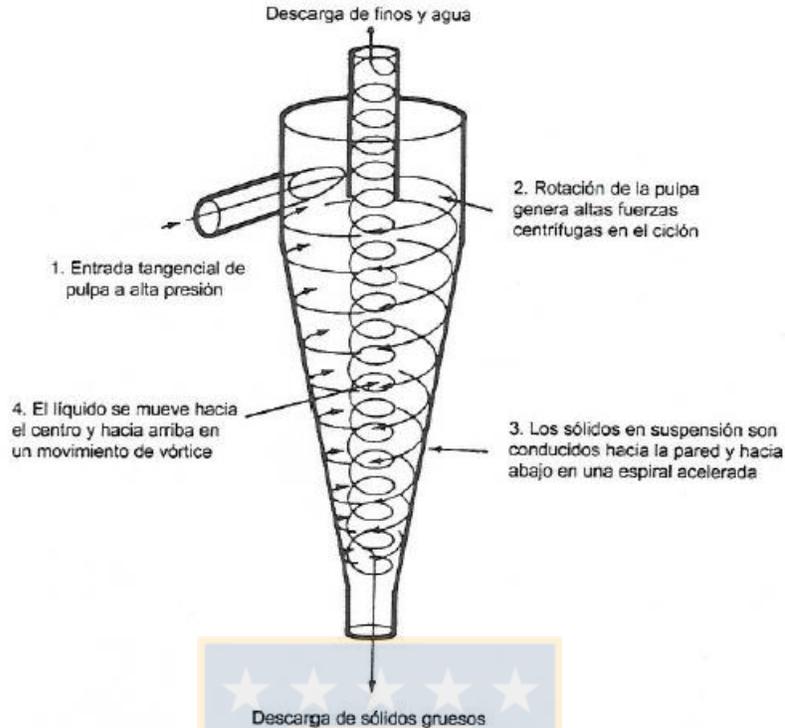


Figura 15: Esquema de movimientos característicos en un HC [15].

La entrada tangencial de la suspensión genera una fuerza centrífuga la cual provoca una aceleración en la velocidad de sedimentación de las partículas, determinada por el tamaño y la densidad de éstas, además genera un movimiento de vórtice en 3 dimensiones. El movimiento radial está dirigido hacia el centro, eje del equipo, el movimiento axial es positivo cerca del eje (hacia el vortex) y negativo cerca de las paredes (hacia el apex) y el movimiento tangencial tiene siempre el mismo sentido con un máximo a cierto radio intermedio (Figura 16) [12,14].

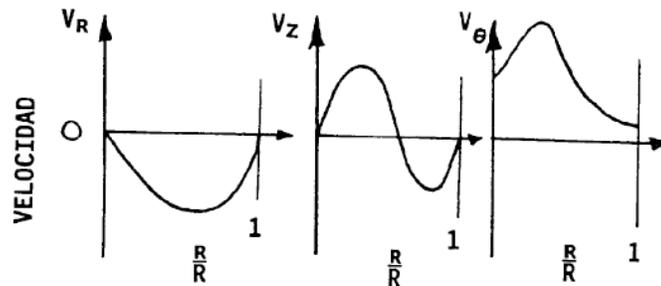


Figura 16: Distribución de velocidad radial, axial y tangencial en el HC [12].

Por el movimiento rotacional se genera una zona de baja presión en el eje vertical, cerca de donde se produce la descarga de mineral grueso, esto ocasiona que el equipo succione aire por el apex, por lo que se desarrolla un núcleo de aire (air core) ascendente en la misma dirección radial que el flujo de alimentación. De esta forma las partículas del fluido se ven afectadas por dos fuerzas opuestas, una fuerza centrífuga y otra de arrastre, ejercida por la corriente de aire ascendente, esta última se lleva consigo las partículas de menor tamaño y densidad, por lo cual la mayor cantidad de finos deja el equipo por el vortex a través de un espiral central ascendente, que forma el rebalse, mientras que las partículas gruesas bajan por la corriente descendente, cercana a las paredes, saliendo por el apex y constituyendo la descarga (Figura 17) [14,16].

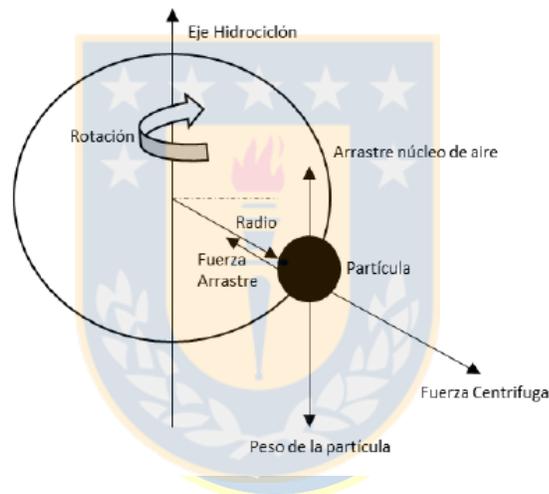


Figura 17: Esquema clasificación de una partícula [16].

### 3.5. Variables que afectan la operación de un HC

El tamaño de separación entre partículas gruesas y partículas finas se ve afectado por diferentes variables como se observa en la tabla 2, para poder estudiarlas es necesario hacer variar una y situarse en el caso ideal en que las demás se mantengan constantes, las principales variables son:

- Variables de operación.
- Variables de diseño.

Tabla 2: Efecto de variables sobre la operación de HC.

↑ EFECTO	RESPUESTA				
	$\Delta P$	$d_{50c}$	$B_{pf}$	%W U'	%W O'
$Q_{Alim}$	↑	↓	↓	↑	↓
%W <sub>Alim</sub>	↑↓	↑	↑	↑	↑
$D_o$	↓	↑	↓	↑	↑
$D_u$	↓	↓	↑	↓	↓
$D_i$	↓	↑	↑	↓	↑

Donde:

↑ : Aumenta.

↓ : Disminuye.

$Q_{Alim}$  : Flujo alimentación.

%W<sub>Alim</sub> : Porcentaje sólido de alimentación.

$D_o$  : Diámetro vortex.

$D_u$  : Diámetro apex.

$D_i$  : Diámetro inlet.

$\Delta P$  : Delta presión.

$d_{50c}$  : Tamaño de corte corregido en HC.

$B_{pf}$  : By-pass de finos.

%W U' : Porcentaje de sólido en peso en el underflow.

%W O' : Porcentaje de sólido en peso en el overflow.



### 3.5.1. Variables operacionales más importantes

#### *a) Porcentaje de sólidos a la alimentación:*

Esta variable es muy importante y es una medida indirecta de la viscosidad/densidad de la pulpa [17]. Para el control operacional y estabilidad del sistema, esta variable se ajusta haciendo variar el flujo de agua que se agrega en los cajones de almacenamiento. El porcentaje de sólidos influye directamente en el tamaño de corte del HC, a mayor concentración de sólidos, éste cortará más grueso, es decir hay un aumento en el  $d_{50}$ , ya que las partículas pondrán mayor oposición a la fuerza centrífuga generada y viceversa.

#### *b) Flujo de pulpa alimentada:*

Si consideramos las demás variables constantes en el proceso, un aumento en el flujo de pulpa alimentada, provocará una disminución en el tamaño  $d_{50}$ , junto con una disminución en el by-pass de finos ( $B_{pf}$ ).

#### *c) Presión de la alimentación:*

Esta variable no es directa, puesto que es una resultante de la operación en sí, es una variable a controlar a partir de variables manipuladas, como lo son el flujo de alimentación y el número de ciclones abiertos. Si aumentamos el flujo y mantenemos el mismo número de HC abiertos, la presión aumentará, afectando directamente en el  $d_{50}$ , el cual disminuirá, ya que a mayor presión el HC corta más fino.

### 3.5.2. Variables de diseño más importantes

#### *a) Diámetro de HC ( $d_c$ ):*

El tamaño de separación de un HC depende principalmente de su diámetro, el  $d_{50}$  es directamente proporcional al diámetro del HC, es decir ciclones de menor diámetro, tienden a clasificar partículas de menores tamaños, puesto que generan fuerzas de aceleración mayores, lo que permite una mejor separación [12].

*b) Diámetro de vortex ( $d_o$ ):*

Realizar un cambio de diámetro de vortex no es tan sencillo puesto que sería necesario cambiar el ciclón completo y esta variable es una de las más importantes en términos de clasificación. Si mantenemos todo constante y solo aumentamos el  $d_o$  el tamaño  $P_{80}$  a flotación será mas grueso y viceversa, si disminuimos el diámetro de vortex el HC cortará mas fino.

*c) Diámetro de inlet ( $d_i$ ):*

El diámetro del inlet, que es proporcional al área transversal por donde ingresa la pulpa, determina la velocidad tangencial de ésta. Si mantenemos todas las variables constantes y aumentamos solo el  $d_i$  se generará una disminución en la caída de presión y viceversa. Pero con flujo variable, es posible que el aumento de diámetro inlet provoque un aumento en el flujo de alimentación y una ligera disminución en la caída de presión.

*d) Diámetro de apex ( $d_u$ ):*

Este diámetro determina la capacidad del HC y el porcentaje de sólidos en la descarga. Efectuar un cambio de apex es factible y muy sencillo, puesto que éste es una pieza de todo el ciclón, la cual puede ser modificable. Al aumentar el diámetro de apex, el  $d_{50}$  tiende disminuir, permitiendo además aumentar la capacidad de evacuación del HC.

### **3.6. Tipos de descarga**

A partir del diámetro del apex, si éste es el ideal para el proceso o no, existen tres tipos de descargas del HC. En la figura 18 se observan los tres tipos de descarga, el correcto o "Semi-Spray", con un ángulo de 20°-30°, la descarga tipo "Cuerda" y la de "Spray".

Como se menciona anteriormente, el funcionamiento del HC se debe a un núcleo de aire que se forma dentro de éste, que arrastra las partículas finas hacia el vortex. Una descarga tipo spray indica que existe dicho air core y nos informa el estado de falta de

carga sobre el apex, la descarga Semi-Spray, es el estado correcto, con formación de núcleo de aire y con un buen porcentaje de sólidos en la descarga y la descarga tipo cuerda, en la cual no se observa formación de núcleo de aire, descargándose como un cordón (Figura 18) [15].

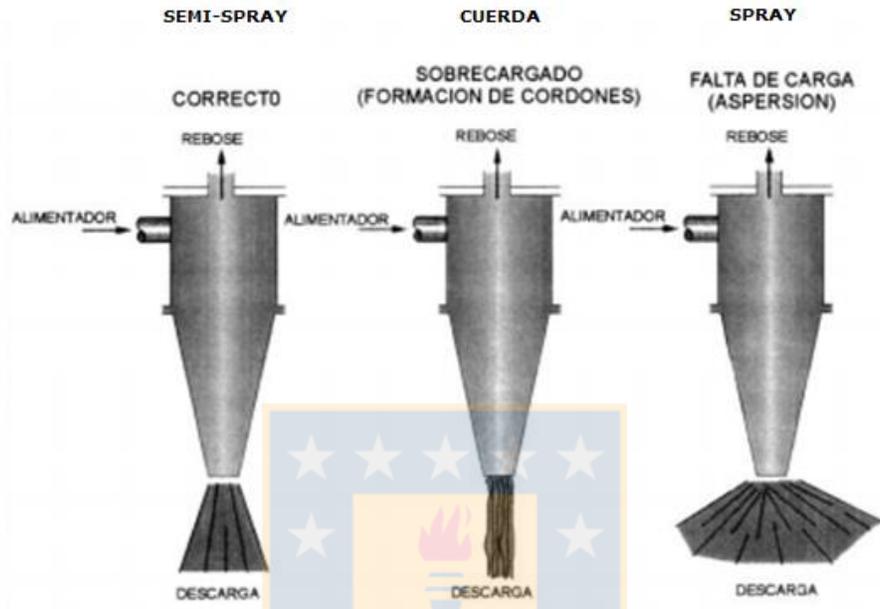


Figura 18: Descarga correcta, sobrecargada y con falta de carga [15].

### 3.6.1. Roping

Cuando la descarga del HC es tipo cuerda, estamos hablando de un fenómeno denominado acordonamiento o roping.

Existen varios estudios acerca de estos eventos y lo más certero es que se produce por una inestabilidad del núcleo de aire dentro del HC, que deja de existir al generarse una descarga en forma de cordón como se muestra en la figura 19 [15]. Existe una clara relación entre el sólido de descarga y el roping, la cual tiene una conexión con el diámetro del apex, puesto que al existir una sobrecarga en éste, se tienden a provocar eventos de acordonamiento, por lo cual un aumento en la abertura de apex permitiría mayor capacidad de evacuación sin formación de roping.



Figura 19: Descarga tipo cuerda [15].

La descarga tipo cuerda es difícil de detectar en HC grandes, por lo que es realmente necesario monitorear constantemente la operación, para que esta descarga indeseable no se produzca.

Si se mantiene el roping por bastante tiempo provoca problemas aguas abajo, mayores porcentajes de sólidos a underflow, lo que lleva a embanques en cubas de almacenamiento, alta probabilidad de by-pass de gruesos a overflow y gran posibilidad de embanques en celdas de flotación, afectando equipos críticos y perjudicando la producción en el corto plazo.

### 3.7. Curva clasificación y eficiencia

La eficiencia real de un HC está determinada por la curva Tromp de clasificación o curva de partición, la cual se define como la razón entre la masa de tamaño  $i$  enviada a la descarga y la masa de partículas de tamaño  $i$  alimentadas [13].

En otras palabras, la acción de un clasificador se puede caracterizar mediante un conjunto de parámetros, uno por cada intervalo de tamaño, que describe como se divide la masa de la alimentación de cada tamaño en la descarga y el rebalse [12].

$$\text{Eficiencia Real } (E_i) = \frac{(m_i)_U}{(m_i)_F} \quad (1)$$

$$E_i = \text{Fracción del tamaño } i \text{ que reporta a la descarga} \quad (2)$$

Donde  $(m_i)_F$  y  $(m_i)_U$  representan los flujos máxicos de partículas tamaño  $i$  en la alimentación y descarga, respectivamente. Por lo cual  $E_i$  debiese tener valores cercanos a 1,0 para partículas gruesas e idealmente 0,0 para partículas finas [13].

Como se observa en la figura 20, la gráfica tamaño  $x$  versus porcentaje del tamaño  $x$  en la descarga, en un clasificador ideal, todos los tamaños sobre el  $d_{50}$  saldrán por la descarga por lo cual el valor  $E_i = 1$ , mientras que las partículas de tamaño menor al  $d_{50}$  aparecerán en el rebalse del HC, por lo cual  $E_i$  tiende a cero ( $E_i \rightarrow 0$ ) y las partículas con tamaño  $d_{50}$  tendrán la misma probabilidad de irse por el underflow o por el overflow.

Desgraciadamente los clasificadores ideales no existen, puesto que generalmente las partículas pequeñas quedan atrapadas entre las más grandes y son arrastradas a la descarga sin clasificarse o son arrastradas con el flujo de agua que se va por el underflow, lo que se conoce como cortocircuito o by-pass de finos ( $B_{pf}$ ) [12,13].

De esta forma se puede visualizar en la figura 20 una curva de clasificación ideal, una curva de selectividad o de eficiencia real y una curva de clasificación o de eficiencia corregida que es un caso hipotético, sin  $B_{pf}$ , la cual se demuestra en la siguiente ecuación.

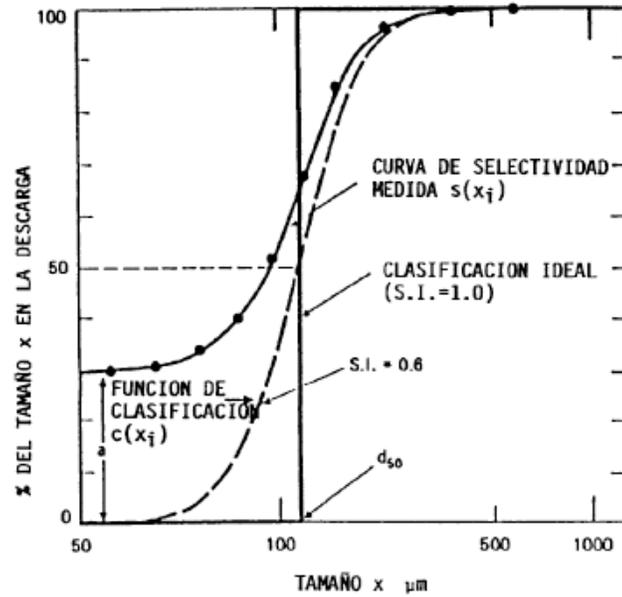


Figura 20: Curvas de selectividad y clasificación de un HC [12].

$$\text{Eficiencia Corregida } (E_i^c) = \frac{E_i - B_{pf}}{1 - B_{pf}} \quad (3)$$

Por lo cual la eficiencia real viene dada por la ecuación 4:

$$E_i = B_{pf} + (1 - B_{pf})E_i^c \quad (4)$$

Donde  $B_{pf}$  es el by-pass de fino o cortocircuito.

## 4. MODELOS EMPÍRICOS DE CLASIFICACIÓN

El conocimiento teórico del comportamiento de un HC no es suficiente para el desarrollo de un modelo fenomenológico que permita su diseño y simulación. Por esta razón han surgido modelos empíricos más restringidos que permiten diseñar el equipo y simularlo [12].

Existen varios modelos empíricos que explican como actúa un HC bajo ciertas condiciones y como influyen modificaciones de operación o de diseño en el comportamiento de éste, lo cual permite optimizar la operación. Algunos de estos modelos son el Modelo de Plitt modificado (1986) utilizado por el software Moly-Cop Tools, Modelo de Lynch & Rao (1975) y Modelo de Nageswara Rao (1978) usado por el software metalúrgico como JKSimMet, entre otros.

El modelo de Plitt es el que se explicará con mayor detalle puesto que es el modelo incorporado en el software Moly-Cop Tools, que se utilizará para realizar los análisis en esta memoria de título.

### 4.1. Modelo de Lynch & Rao

Estos investigadores propusieron un modelo empírico compuesto por cuatro correlaciones básicas, que entregan la capacidad volumétrica, el tamaño de separación  $d_{50}$ , la distribución de agua y la curva de clasificación. El modelo aplica en condiciones normales de operación, donde el vortex es considerablemente más grande que el apex y cuando el porcentaje de sólido en la descarga está bajo el límite máximo, de forma de evitar roping. Cada ecuación contiene parámetros que deben ser determinados experimentalmente [11, 12, 18].

Las ecuaciones del modelo han sido estructuradas para reflejar la gran correlación entre criterios de desempeño del proceso como el  $d_{50}$  y factores como la geometría del HC [19].

Este modelo necesita proveerse de información previa de la operación para su utilización, para el correcto ajuste de sus constantes, lo cual dificulta su aplicación.

## 4.2. Modelo de Nageswara Rao

Este modelo fue desarrollado por Nageswara Rao como parte de su tesis bajo la supervisión de Lynch, con algunas modificaciones, se justifica en que todo HC se puede describir por sus variables de operación y diseño. El modelo consta de ecuaciones empíricas para los principales criterios de desempeño como la presión, tamaño de clasificación, recuperación de agua, recuperación del volumen de la pulpa hacia el flujo de descarga y la curva de eficiencia. Para realizar las pruebas y obtener estas correlaciones el material utilizado fue caliza principalmente y los HC eran de geometría Krebs [19].

Cada ecuación contiene parámetros que dependen solo de las características del sólido de alimentación, independiente de dimensión o condiciones de operación del HC.

## 4.3. Modelo de Plitt Modificado

Plitt propone un modelo semi-empírico, basado al igual que Lynch en un conjunto de 4 correlaciones, pero incluyendo mayor número de variables en cada una de ellas [18].

El trabajo desarrollado por Plitt en Canadá, se modifica y mejora con correlaciones propuestas por el Centro de Investigación Minera y Metalúrgica (CIMM) en Chile. Se basa en 5 correlaciones independientes, éstas intentan describir la respuesta de un HC bajo un conjunto dado de condiciones operacionales [13].

Estas correlaciones permiten calcular la presión de alimentación al HC, tamaño de corte corregido, partición de flujo, eficiencia corregida y cortocircuito de pulpa a partir de las variables de diseño y de operación. Las cuales se presentan a continuación:

### 4.3.1. Correlación 1: Presión de alimentación al HC

$$H = a_1 \frac{Q^{1,46} \cdot \exp(-7,63\phi + 10,79\phi^2)}{(DC)^{0,10} h^{0,15} (DI)^{0,51} (DO)^{1,65} (DU)^{0,53}} \quad (5)$$

Donde:

H = Presión de alimentación al ciclón, expresada como la altura de columna de pulpa de alimentación equivalente (ft).

$a_1$  = Constante dependiente del proceso, se determina a partir de conjuntos de datos experimentales.

Q = Razón de alimentación volumétrica del ciclón ( $m^3/h$ ).

$\emptyset$  = Fracción de sólidos en la alimentación al ciclón, en volumen.

DC = Diámetro interno del HC (inch).

h = Altura del ciclón, definida como la distancia desde el fondo del vortex hasta la parte superior del apex (inch).

DI = Diámetro interno del inlet, de la entrada de alimentación del ciclón, o para entradas no circulares  $(4 \cdot \frac{A_i}{\pi})^{0,5}$  (inch).

$A_i$  = Área de sección transversal de entrada al HC ( $inch^2$ ).

DO = Diámetro interno del vortex del HC (inch).

DU = Diámetro interno del apex del HC (inch).

#### 4.3.2. Correlación 2: Tamaño de corte corregido

$$d_{50}^c = a_2 \frac{(DC)^{0,33}(DI)^{0,58}(DO)^{1,91} \cdot \exp(11,12\phi)}{(DU)^{0,80}h^{0,37}Q^{0,44}(\rho_s-1)^{0,5}} \quad (6)$$

Donde:

$d_{50}^c$  = Tamaño de corte corregido, basado en la curva de eficiencia corregida, es el tamaño de partícula que se divide en proporción 50:50 en peso, entre el rebose y descarga.

$a_2$  = Constante dependiente del proceso, se determina a partir de conjuntos de datos experimentales.

### 4.3.3. Correlación 3: Partición de flujo

$$S = \frac{Q_u}{Q_o} = a_3 \frac{h^{0,19} (DU/DO)^{2,64} \cdot \exp(-4,33\phi + 8,77\phi^2)}{H^{0,54} (DC)^{0,52}} \quad (7)$$

Donde:

$S$  = Distribución de caudales volumétricos (flow split) del rebalse y descarga del HC (carga circulante "húmeda").

$Q_u$  = Flujo volumétrico de pulpa de descarga.

$Q_o$  = Flujo volumétrico de pulpa de rebalse.

$a_3$  = Constante dependiente del proceso, se determina a partir de conjuntos de datos experimentales.



### 4.3.4. Correlación 4: Eficiencia corregida (Plitt)

$$E_i^c = 1 - \exp[-0,693(d_i/d_{50}^c)^m] \quad (8)$$

Con  $m$ :

$$m = \exp \left[ \frac{a_4}{(DC)^{0,646}} - \frac{1,58 S}{(S+1)} \left[ \frac{(DC)^2 h}{Q} \right]^{0,15} \right] \quad (9)$$

Donde:

$E_i^c$  = Eficiencia corregida.

$d_i$  = Partícula de tamaño  $i$ .

$m$  = Parámetro de Plitt, un HC bien diseñado y operado muestra valores relativamente altos de  $m$ , sin embargo raramente mayores a 3.

$a_4$  = Constante dependiente del proceso, se determina a partir de conjuntos de datos experimentales.

#### 4.3.5. Correlación 5: Corto circuito de pulpa

La quinta correlación, se basa en una proporcionalidad directa entre el by-pass de finos ( $B_{pf}$ ) y el by-pass de agua ( $B_{pw}$ ), que es el agua que deja el HC por la descarga o por el underflow.

$$B_{pf} = \lambda \cdot B_{pw} \quad (10)$$

Con  $B_{pw}$ :

$$B_{pw} = \frac{\left[\frac{S}{S+1}\right] - \phi R_{SC}}{1 - \phi[1 - \lambda(1 - R_{SC})]} \quad (11)$$

Además:

$$R_{SC} = \sum_{i=1}^n f_i E_i^c \quad (12)$$

Donde:

$\lambda$  = Constante dependiente del proceso, se determina a partir de conjuntos de datos experimentales.

$R_{SC}$  = Recuperación másica en la descarga si la eficiencia real del ciclón fuese la eficiencia corregida.

$f_i$  = Fracción en peso de partículas de tamaño  $d_i$  en el flujo de alimentación del HC.

Cada una de estas ecuaciones contiene parámetros que dependen de las características del sólido de alimentación (mineral) y/o del equipo. En el ANEXO A se encuentran todas las correlaciones de Plitt descritas anteriormente.

Una ventaja comparativa con respecto a Lynch & Rao es que este modelo puede ser utilizado sin un ajuste previo de los parámetros para determinar el comportamiento de un HC, además las predicciones de este modelo serán de elevada precisión cuando sea usado en conjunto con datos experimentales, se recomienda utilizar el modelo de Plitt en la simulación de procesos de cicloneo [11].

## 5. DISEÑO EXPERIMENTAL

El diseño experimental propiamente tal tiene como propósito establecer las metodologías que conlleva la investigación para obtener resultados adecuados y llegar a conclusiones válidas.

El círculo virtuoso de optimización que se observa en la figura 21 entrega mayor información sobre la estructura que tiene el diseño experimental de esta memoria de título, el cual consta de varias etapas las que se validan con respecto a la confiabilidad de los datos obtenidos.

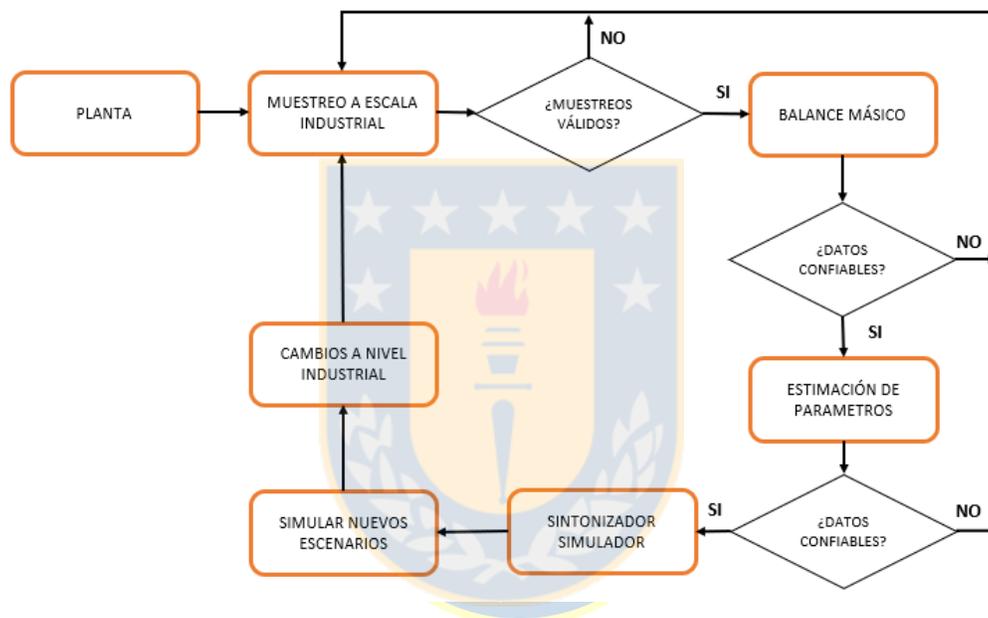


Figura 21: Círculo virtuoso de optimización.

Para ello se realiza en primer lugar un levantamiento de datos operacionales con ayuda del software PI System, con el fin de observar como está efectuando el proceso la planta con respecto al criterio de diseño de la misma.

Luego se realizan los muestreos industriales, obteniendo la información necesaria de laboratorio y del sistema, la cual es necesaria para el balance másico, la estimación de parámetros y posterior simulación, con el software Moly-Cop Tools como herramienta de apoyo.

## **5.1. Software**

### 5.1.1. PI System

El PI System es una infraestructura de datos abierta y escalable que proporciona a las empresas información en tiempo real de las variables del proceso que sean de interés en la compañía, transformando datos operativos en conocimiento utilizable [20].

Este sistema entrega un conocimiento predictivo histórico en tiempo real, permitiendo identificar donde se encuentran los problemas, cómo y dónde realizar mejoras, y llevar un control completo de la operación, siempre y cuando la instrumentación esté en perfectas condiciones y se entreguen datos correctos al sistema [20].

Posibilita acceder a una base de datos de manera rápida y fácil para cualquier usuario, de forma que se puedan recolectar, analizar, visualizar y reportar grandes cantidades de datos históricos, lo que implica mejoras operativas [20].

### 5.1.2. Moly-Cop Tools

El software Moly-Cop Tools es un conjunto de planillas Excel dirigida a ingenieros de procesos de plantas concentradoras, permite caracterizar y evaluar la eficiencia operacional de un circuito de molienda, enfocado en su mayoría a tecnologías de conminución como chancadoras, molinos de bolas, SAG, HC, entre otros. El software se basa en planillas de Excel, las que cuentan con más de 60 aplicaciones para la optimización de procesos, ya sea con datos directamente de planta o de laboratorio, para posterior escalamiento.

### 5.1.3. Minitab

Minitab es un potente software diseñado para ejecutar funciones estadísticas básicas y avanzadas, es una herramienta compacta, versátil y de fácil manejo. Facilita y proporciona un análisis inteligente de datos de manera rápida, de forma de identificar y solucionar problemas relativos a procesos en general. Además de permitir el uso combinado con Microsoft Excel, lo cual lo hace mucho más amigable con el usuario.

## 5.2. Antecedentes operacionales

Se recopilaron datos del año 2018 cada 1 hora para analizar el impacto de las variables de la etapa molienda y clasificación en la eficiencia de clasificación, gracias al software PI System, el cual contiene una data base histórica de cada una de las variables de la planta. De esta forma determinar el caso base en que se encuentra la planta concentradora MLP, precisamente la etapa de clasificación.

### 5.2.1. Mineralogía

Dentro de las problemáticas en las que se encuentra la planta concentradora MLP, está el cambio de material desde la mina, como la dureza, éste se debe entre otros motivos a un cambio de proporciones de extracción de las distintas fases de la mina. El mineral duro o blando se determina principalmente dependiendo si el mineral es primario es decir mineral que no ha sufrido cambios desde su formación o secundario, que por el contrario si ha sufrido cambios desde su formación, y se originan a partir de los primarios.

En la figura 22, podemos observar una gráfica de serie de tiempo de dureza del mineral durante el año 2018, en donde notamos una clara disminución de ésta, la cual se debe al cambio de proporciones de extracción mineral de cada fase, desde una mayor extracción en la fase 7 (F7) de mineral duro a una mayor extracción de la fase 10 (F10) de mineral más blando.

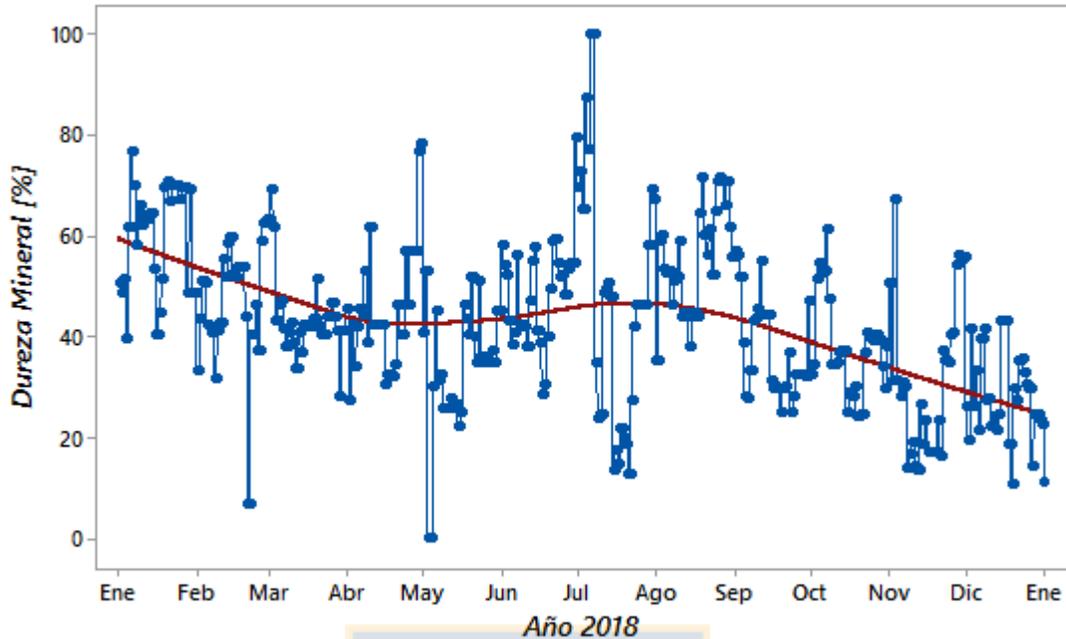


Figura 22: Gráfica de serie de tiempo dureza mineral/año 2018.

### 5.2.2. Levantamiento de datos operacionales

Para tener datos lo más representativos posibles, se realizó una recopilación de todos los datos, ya sean datos típicos y/o atípicos, es decir datos puntuales extremos que pueden producir un efecto desproporcionado de la estadística.

De esta forma analizándolo con ayuda de software Minitab se pudo encontrar aquellos valores que se escapaban de rango y que no representaban el proceso de forma real, como se muestra en la figura 23, en la cual se observan bastantes datos en que el SAG 1 se encontraba detenido o con valores no representativos.

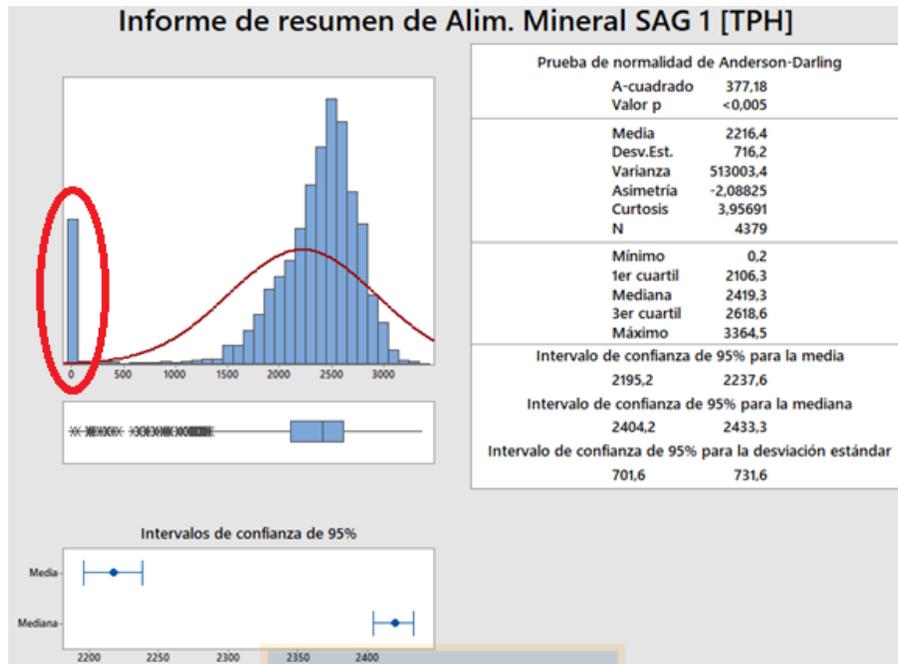


Figura 23: Datos históricos representativos y no representativos.

Gracias a este primer análisis se logró hacer un recopilado con datos filtrados directamente desde software PI-System de tal forma que los valores fueran más confiables y poder realizar un buen análisis estadístico de las variables de la etapa de molienda/clasificación de la planta concentradora, se adjunta figura 24 para mayor entendimiento.

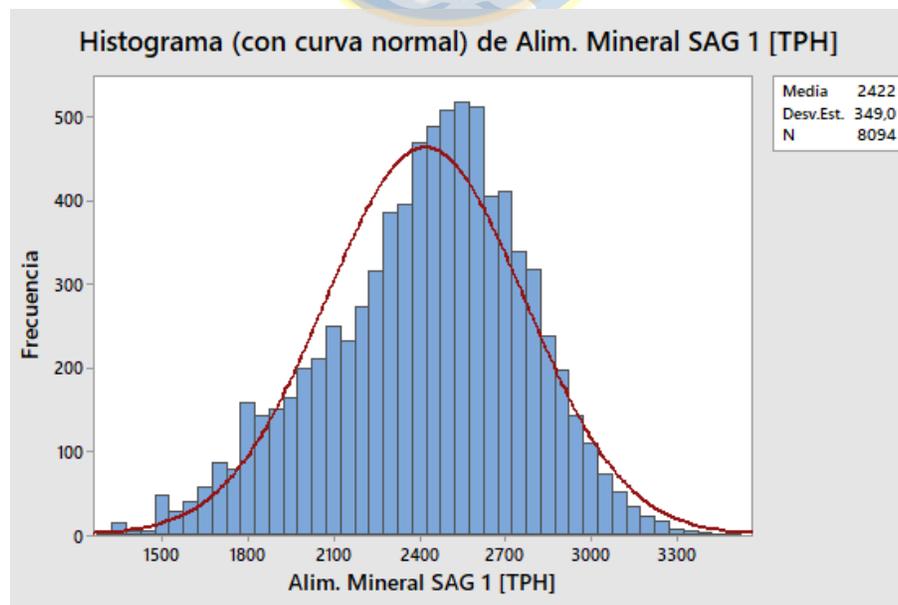


Figura 24: Datos representativos y confiables para un análisis estadístico.

Así, se puede observar en la tabla 3, la manera en que está operando la planta y los resultados de las variables más importantes en el proceso de molienda/clasificación, comparados con el valor nominal de la planta, dado por el criterio de diseño. En el ANEXO B se muestra la estadística completa de las principales variables en molienda secundaria.

*Tabla 3: Media de condiciones operacionales de variables de molienda/clasificación en año 2018.*

MOLIENDA SECUNDARIA	UNIDAD	LÍNEA CS703 (7,5")	NOMINAL (CRITERIO DISEÑO PLANTA)
Alimentación SAG 3	[t/h]	2.846	2.800 – 3.200
F80 Línea 3	[pulg]	3,20	-
Potencia SAG 3	[kW]	14.491	14.900
Velocidad SAG 3	[rpm]	9,4	9,9
Potencia MB703	[kW]	14.063	15.500
Velocidad MB703	[rpm]	11,8	12,5
Nivel TK736	[%]	90,7	-
Agua a TK736	[m <sup>3</sup> /h]	818,9	-
P <sub>80</sub> Línea 3	[µm]	205,6	185
Velocidad PP783 Hz	[%]	78,2	-
#HC Abiertos	[un]	6	-
Flujo Alimentación a CS703	[m <sup>3</sup> /h]	5.360,7	6.358
Sólido Alimentación CS703	[%]	70	57,8
Presión CS703	[psi]	10,0	9 a 12
Velocidad PP783	[rpm]	233,05	-

Se debe tener en cuenta que no se pudo obtener resultados de todas las variables puesto que muchas mediciones eran inconsistentes, ya que la instrumentación no se encontraba en perfecto estado, por esta razón es que en paralelo al trabajo de esta memoria de título se trabajó en la normalización y estandarización de la instrumentación en toda la planta concentradora, principalmente en molienda secundaria, el porcentaje de instrumentación en buenas condiciones era de un 55%, aumentando durante los meses de trabajo a un 80% como se muestra en el ANEXO C.

Siguiendo lo dicho anteriormente el dato que se obtiene como flujo de alimentación al HC, no es el que mide directamente el flujómetro en terreno, si no que la

aproximación más correcta a partir de un modelo de estimación de caudal utilizado por MLP y corroborado con datos de otra batería de HC donde el flujómetro se encontraba en perfectas condiciones. Este estado previo y posterior de la calibración del flujómetro se puede apreciar detalladamente en el ANEXO D.

Esta estimación viene dada por la ecuación 13:

$$Q = \alpha \cdot \#HC \cdot (P^\beta) \quad (13)$$

Donde:

Q = Caudal, flujo volumétrico que ingresa a la BHC.

$\alpha$  = Constante de la estimación, con  $\alpha = 295,3024$ .

#HC = Número de HC abiertos.

P = Presión en la BHC.

$\beta$  = Constante de la estimación, con  $\beta = 0,4551$ .

Esta correlación se obtiene a partir de datos históricos almacenados gracias a PI System y a la curva de capacidad del HC, la cual entrega la capacidad de un ciclón teniendo la presión del sistema y la dimensión del vortex, ver ANEXO E.

Es más adecuado usar la curva de capacidad que el dato que entrega el flujómetro cuando la confiabilidad de éste es baja, es decir que la información entregada varía demasiado o no existe disponibilidad de ésta, dado que el transmisor de presión entrega una lectura, normalmente, mucho más confiable que la del flujómetro.

También era sumamente necesario conocer cada una de las partes del equipo de clasificación en estudio, como muestra la figura 14 (Sección 3.4.), además de las dimensiones que se detallan en la tabla 4.

Tabla 4: Dimensiones BHC, modelo Gmax33-20 FISmidth.

Dimensiones		
	mm	in
Altura completa	3322,0	130,8
Diámetro vortex (Do)	355,6	14,0
Diámetro apex (Du)	190,5	7,5
Diámetro inlet (Di)	304,8	12,0
Diámetro HC (Dc)	838,2	33,0
Altura libre	2333,6	91,9
Diámetro inlet real	277,9	10,94

El área real de entrada de la pulpa al HC es de 94 sq. Inch, por lo tanto al despejar obtenemos que el diámetro utilizado como inlet real fuese de 10,94".

De la ecuación del área de un círculo tenemos:

$$A = \pi \cdot r^2 \quad (14)$$

$$r = \sqrt{\frac{A}{\pi}} \quad (15)$$

Y como:

$$d = 2 \cdot r \quad (16)$$

Reemplazamos la ecuación 16 en 15:

$$d = 2 \cdot \sqrt{\frac{A}{\pi}} \quad (17)$$

Sustituyendo valores:

$$d = 2 \cdot \sqrt{\frac{94}{\pi}} = 10,94" \quad (18)$$

Estas medidas fueron corroboradas en terreno, realizando medición a uno de los HC como se observa en la figura 25.



*Figura 25: Mediciones de HC realizadas en terreno.*

### **5.3. Muestreos**

Como primera restricción para realizar los muestreos se encuentran las medidas de seguridad, ya sean el uso de los elementos de protección personal (EPP), permiso de ingreso al área y estar en constante monitoreo con sala de control.

#### 5.3.1. Protocolo muestreos

Para poder realizar los balances de masa, obtener parámetros de clasificación y simular en software Moly-Cop Tools se realizaron muestreos en las BHC con el objetivo de determinar los perfiles granulométricos y porcentajes de sólidos de los puntos de muestreo, cuyo protocolo de muestreos detallado se encuentra en el ANEXO F.

Se procedió a tomar 4 muestreos como mínimo por BHC, cada uno de estos muestreos consistió en realizar cortes en 3 puntos específicos, alimentación, descarga y rebose, como se observa en la figura 26, en un tiempo de 2 horas, en las cuales se obtuvo muestras cada 15 minutos hasta lograr 9 incrementos de cada uno de los 3 puntos de muestreo, de tal manera de lograr una muestra lo más representativa posible.

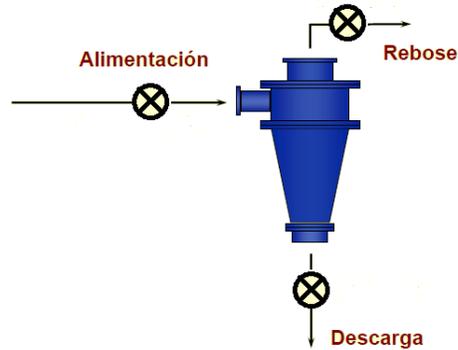


Figura 26: Puntos de muestreo específicos del HC.

Para coger la muestra de la alimentación es necesaria la instalación de andamios y de un flange ciego como se muestra en la figura 27, de modo que lo que ingrese al HC salga completamente por el apex.



Figura 27: Punto de muestreo de flujo alimentación.

El punto de muestreo del underflow se realiza en el mismo lugar y con el andamio en la misma condición que para la alimentación.

Finalmente se observa en la figura 28, el punto de muestreo del overflow, el cual se realiza en el cajón en donde se depositan los rebores de cada uno de los HC.



Figura 28: Punto de muestreo overflow.

Se pide registrar en laboratorio los datos de la tabla 5, además de la entrega del análisis granulométrico, que serán utilizados posteriormente por el programa Moly-Cop Tools.

Tabla 5: Parámetros registrados en muestreos.

	CS00x			
	M01	M02	M03	M04
Fecha muestreo				
Hora inicio				
Hora término				
% W alimentación				
% W overflow				
% W underflow				
Gravedad específica $O'$ [g/cm <sup>3</sup> ]				

Donde:

CS70X = BHC en la cual se realiza muestreo, ya sea en la CS703 o CS704.

M0X = Indica el número de muestreo.

De igual forma hay que chequear y anotar los parámetros que se obtienen a partir del PI System y que son necesarios para el software Moly-Cop Tools para la posterior modelación y simulación del HC. La tabla 6 indica las variables a informar.

Tabla 6: Parámetros operacionales a registrar en muestreos.

Variable	Unidad
Presión	[psi]
# HC Abiertos	[un]
Estimación Flujómetro	[m <sup>3</sup> /h]
Alimentación Fresca	[t/h]

Los porcentajes de sólidos de alimentación, underflow y overflow también se necesitan ingresar en el software Moly-Cop Tools, pero se obtienen a partir de los muestreos y no del sistema, puesto que la confiabilidad de los densímetros era bastante baja.

Como el objetivo es comparar HC con distinto apex para la optimización de eficiencia de clasificación se realizaron muestreos antes del cambio de ciclones, realizado el 15/05/2019 y después de éste, en la BHC CS703. En las tablas 7 y 8 se muestran las fechas en que se realizaron los respectivos muestreos.

Tabla 7: Fechas muestreos BHC CS703 apex 7,5".

MUESTREO	FECHAS MUESTREOS CS703 apex 7,5"		
	Fecha	Hora Inicio	Hora Término
1	20/03/2019	11:30	13:30
2	20/03/2019	15:45	17:45
3	21/03/2019	13:30	15:30
4	10/04/2019	11:45	13:45

Tabla 8: Fechas muestreos BHC CS703 apex 8,0".

MUESTREO	FECHAS MUESTREOS CS703 apex 8,0"		
	Fecha	Hora Inicio	Hora Término
1	15/05/2019	16:30	18:30
2	19/05/2019	10:15	12:15
3	20/05/2019	10:15	12:15
4	24/05/2019	10:50	12:50
5	26/05/2019	15:30	17:30
6	30/05/2019	10:45	12:45
7	05/06/2019	11:15	13:15
8	09/06/2019	15:30	17:30

### 5.3.2. Protocolo laboratorio

Una vez que se realizan los muestreos en planta, se desarrolla la siguiente etapa y se hacen las pruebas metalúrgicas en laboratorio para obtener el análisis granulométrico de la muestra, junto con el porcentaje de sólidos (%W), en cada punto de muestreo.

En la figura 29 se observa cuidadosamente un diagrama de las etapas que se desarrollan en laboratorio con las muestras obtenidas industrialmente.

La muestra proveniente de planta es masada en húmedo, llevada al filtro a presión, y luego secada en horno, terminado este proceso se puede obtener el porcentaje de sólidos por sequedad. Éste es el procedimiento más apropiado para obtener %W.

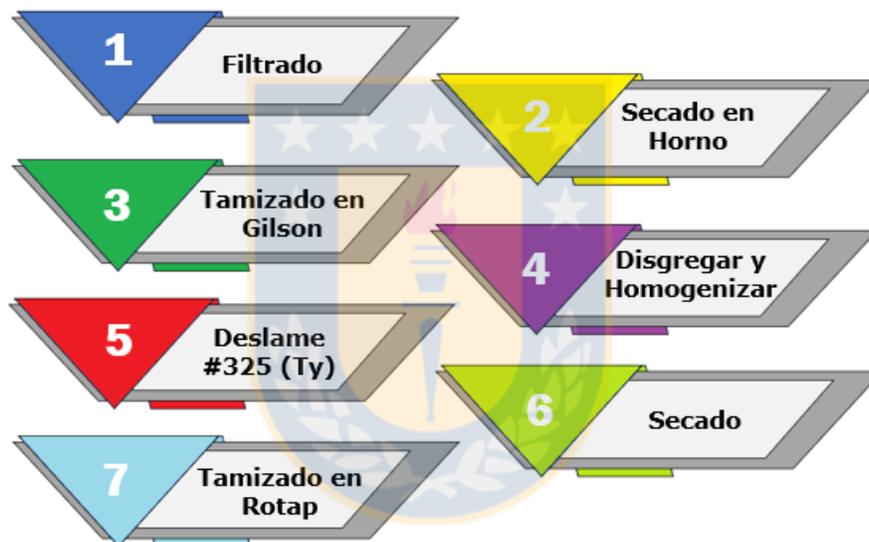


Figura 29: Procedimiento en laboratorio.

Después del secado es trasladada al equipo de granulometría gruesa Gilson, que se observa en la figura 30 (a), hasta la malla Tyler 10, por cuidados del equipo se ingresa en 3 grupos, ya que el compósito puede alcanzar los 15 kilogramos de muestra. El bajo tamaño -#10 pasa al divisor en el cual se disgregan y homogenizan cargas pequeñas de aproximadamente 600 gramos, en este equipo se genera un duplicado en caso de haber errores en las curvas granulométricas (Figura 30 (b)).

La carga de 600 gramos se deslama a #325 para sacar los finos, con el fin de no saturar las mallas del rotap, posteriormente es secado nuevamente y tamizado en el rotap que se aprecia en la figura 30 (c).

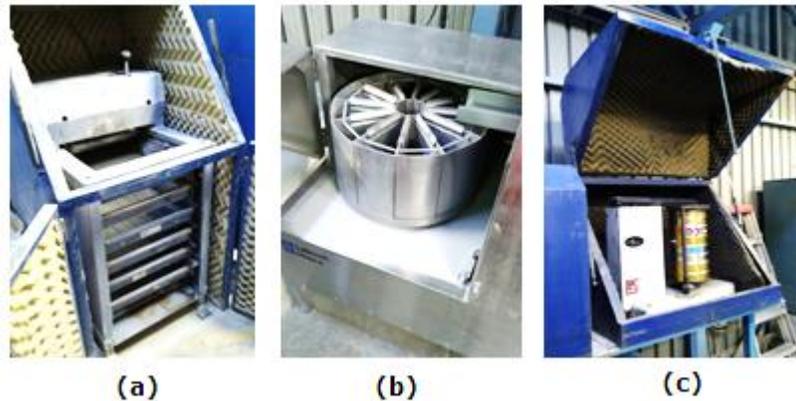


Figura 30: Equipos de laboratorio. (a) Equipo de granulometría gruesa. (b) Equipo divisor de muestras. (c) Rotap, equipo tamizador de laboratorio.

Una vez obtenidos los resultados se ingresan a planillas de software Moly-Cop Tools para realizar balances máxicos, poder estimar los parámetros de clasificación y ajustarlos debidamente.

## 5.4. Balance máxico

### 5.4.1. Teoría

En este trabajo se utilizó el software Moly-Cop Tools para realizar el balance máxico, siendo más específicos, la planilla Excel "CycloBal\_Single" la cual tiene como objeto de estudio únicamente al HC. Esta planilla se basa en que cuando los datos recolectados son de planta, se ven afectados por errores ya sea experimental o de medición, de forma que la ecuación 19, de balance de masa básica de HC para partículas de tamaño  $d_i$  nunca será satisfecha:

$$f_i^F F = f_i^U U + f_i^O O \quad , \text{ para } i = 1, n. \quad (19)$$

Donde:

$F, U, O$  = Flujo máxico de sólido en la alimentación, descarga y rebose respectivamente.

$f_i^F, f_i^U, f_i^O$  = Fracción de flujo alimentación, descarga y rebose respectivamente, correspondientes a partículas de tamaño  $d_i$

La rutina del "CycloBal\_Single" permite el cálculo de un nuevo conjunto de valores ajustados  $f_i^F, f_i^U, f_i^O$ , de modo que la función objetivo se define según la ecuación 20:

$$\varphi_i = \left[ W^F (f_i^F - f_i^F)^2 + W^U (f_i^U - f_i^U)^2 + W^O (f_i^O - f_i^O)^2 \right]$$

, para cada tamaño de partícula. (20)

Se minimizan, y los valores ajustados satisfacen las restricciones del balance de masas de la ecuación 21:

$$f_i^F F = f_i^U U + f_i^O O \quad , \text{ para } i = 1, n. \quad (21)$$

Donde  $w^F, w^U$  y  $w^O$  son factores de ponderación definidos por el usuario, incluidos para representar la calidad relativa y la fiabilidad de las muestras de cada una de las 3 corrientes y los flujos de caudal másico  $F, U$  y  $O$  que se calculan como:

$$F = F \quad (22)$$

$$U = F \left[ \frac{CC}{1+CC} \right] \quad (23)$$

$$O = \frac{F}{(1+CC)} \quad (24)$$

Con:

CC = Carga Circulante.

Y la carga circulante es estimada según la ecuación 25:

$$CC = \frac{\left\{ u^{sd} \sum \text{todo } i \left[ \frac{f_i^O - f_i^F}{f_i^F - f_i^U} + \frac{u^{fs} \left( \frac{1}{f_S^O} - \frac{1}{f_S^F} \right)}{\left( \frac{1}{f_S^F} - \frac{1}{f_S^U} \right)} \right] \right\}}{u^{sd} + u^{fs}} \quad (25)$$

Donde:

$f_S^F, f_S^U$  y  $f_S^O$  = Fracciones en peso del total de sólidos en los flujos de alimentación, descarga y rebose, respectivamente.

$u^{sd}$  y  $u^{fs}$  = Factores de peso definidos por el usuario, incluidos para representar la calidad relativa y la fiabilidad de las mediciones de distribución de tamaño, con respecto a las mediciones de porcentaje de sólidos en las tres corrientes.

En general un valor relativo alto de un factor de peso es indicativo de una medición más fiable.

Un factor de error estadístico puede ser calculado como  $\frac{100}{(\% \text{ error})^2}$ ; donde (% error) corresponde porcentaje combinado de error de muestreo y de medición.

El problema de minimización de mínimos cuadrados, se puede linealizar y resolver mediante el método de multiplicadores de LaGrange.

Para ajustar los valores al modelo de Plitt, mediante el software Moly-Cop Tools, se impone la restricción de que los valores deben cumplir con la curva de eficiencia de clasificación de Plitt (ecuación 26).

$$E_i = B_{pf} + (1 - B_{pf}) \left( 1 - \exp \left[ -0.693 \left( \frac{d_i}{d_c^{50}} \right)^m \right] \right) \quad (26)$$

Luego con la ayuda de la Subrutina Solver de Excel, podemos minimizar el error de la función objetivo de mínimos cuadrados, con respecto a los parámetros  $B_{pf}$ ,  $d_c^{50}$  y el parámetro de Plitt,  $m$  [21].

#### 5.4.2. Aplicación

Una vez que se tienen todos los datos requeridos por el software, ya sean de muestreo y del sistema, podemos comenzar con el balance másico. Como se muestra en la figura 31, en la planilla "Data\_File" se ingresan los datos obtenidos en las casillas blancas que se encuentran destacadas con un borde de color rojo, a las casillas de color gris no debemos hacerles absolutamente nada.

Remarks		Base Case Example		Sample N°		1		
<b>Cyclone Dimensions, inches</b>				<b>Ore Density, ton/m3</b>				
Number	Diameter	Height	Inlet	Vortex	Apex	2,70		
10,72	33,01	31,3	10,34	14,00	8,00	10017,3		
Default Values:				99,0				8,25
				11,55				7,00
						<b>Dry Feedrate, ton/hr</b>		
						10200,5		
						<b>Volumetric Flow, m3/hr</b>		
						13,12		
						<b>Cyclones Pressure, psi</b>		
						13,12		

EXPERIMENTAL SIZE DISTRIBUTIONS												
i	Mesh	Opening	Mid-Size	Cyclone Feed			Cyclone U'flow			Cyclone O'flow		
				ton/hr	% Retained	% Passing	ton/hr	% Retained	% Passing	ton/hr	% Retained	% Passing
1	1,05	25400		0,00	0,00	100,00	0,00	0,00	100,00	0,00	0,00	100,00
2	0,742	19050	21997	0,00	0,00	100,00	0,00	0,00	100,00	0,00	0,00	100,00
3	5/8"	15875	17390	0,00	0,00	100,00	0,00	0,00	100,00	0,00	0,00	100,00
4	1/2"	12700	14199	17,12	0,17	99,83	43,84	0,57	99,43	0,00	0,00	100,00
5	3/8"	9525	10999	222,62	2,22	97,61	138,84	1,81	97,62	0,00	0,00	100,00
6	3	6030	7579	428,11	4,27	93,33	387,28	5,05	92,67	0,00	0,00	100,00
7	4	4750	5352	85,62	0,85	92,48	58,46	0,76	91,81	0,00	0,00	100,00
8	6	3350	3989	239,74	2,39	90,09	197,29	2,57	89,24	0,00	0,00	100,00
9	10	1700	2386	650,73	6,50	83,59	496,88	6,48	82,76	0,00	0,00	100,00
10	14	1180	1416	413,86	4,13	79,46	337,45	4,40	78,36	0,60	0,03	99,97
11	20	850	1001	392,33	3,92	75,54	360,28	4,70	73,67	0,33	0,01	99,96
12	28	600	714	624,48	6,23	63,31	610,95	7,96	65,71	0,73	0,03	99,93
13	35	425	505	877,79	8,76	60,55	906,37	11,81	53,89	6,26	0,27	99,66
14	48	300	357	1064,45	10,63	49,92	1083,24	14,12	39,77	52,81	2,25	97,41
15	65	212	252	995,37	9,94	39,98	895,53	11,67	28,10	174,37	7,43	89,98
16	100	150	178	757,30	7,56	32,43	581,08	7,57	20,53	270,03	11,51	78,46
17	150	106	126	641,27	6,40	26,02	409,26	5,33	15,19	275,60	11,75	66,71
18	200	75	89	506,71	5,06	20,97	282,02	3,68	11,52	254,70	10,86	55,85
19	270	53	63	436,95	4,36	16,60	208,48	2,72	8,80	241,81	10,31	45,54
20	325	45	49	121,27	1,21	15,39	61,05	0,80	8,00	80,24	3,42	42,12
21	-325	0	23	1542,15	15,39	0,00	614,17	8,00	0,00	987,93	42,12	0,00
<b>Totals</b>				<b>10017,89</b>	<b>100,00</b>		<b>7672,48</b>	<b>100,00</b>		<b>2345,41</b>	<b>100,00</b>	
<b>% Solids</b>						<b>60,68</b>			<b>76,70</b>			<b>40,62</b>
<b>Weighting Factor</b>						<b>1,000</b>			<b>1,000</b>			<b>1,000</b>

Figura 31: Hoja Data File, Planilla CycloBal\_Single Moly-Cop Tools [21].

Siguiendo el círculo virtuoso de optimización, si al realizar el balance notamos que la planilla nos arroja un error, debemos corroborar bien la información y considerar si es confiable o no, de no ser así, se debe dejar de lado ese muestreo y continuar con otro.

### 5.5. Estimación de parámetros

Realizados los balances, en la hoja "Control\_Panel" de la misma planilla Excel anterior "CycloBal\_Single", se estiman los parámetros del modelo de clasificación, con ayuda de la subrutina Solver de Excel, la cual nos permite minimizar el error asociado a la función objetivo, de manera tal de obtener los parámetros propios de HC.

Lo que ejecuta Solver es que minimiza la función objetivo que se observa en la figura 32 en la casilla de color amarillo, variando el  $B_{pf}$ ,  $B_{pc}$ ,  $d_c^{50}$  y el parámetro de Plitt  $m$ , con la restricción que  $m$  siempre debe ser menor o igual a 4, para obtener las constantes de clasificación  $a_1$ ,  $a_2$ ,  $a_3$ ,  $a_4$  y  $\lambda$ .

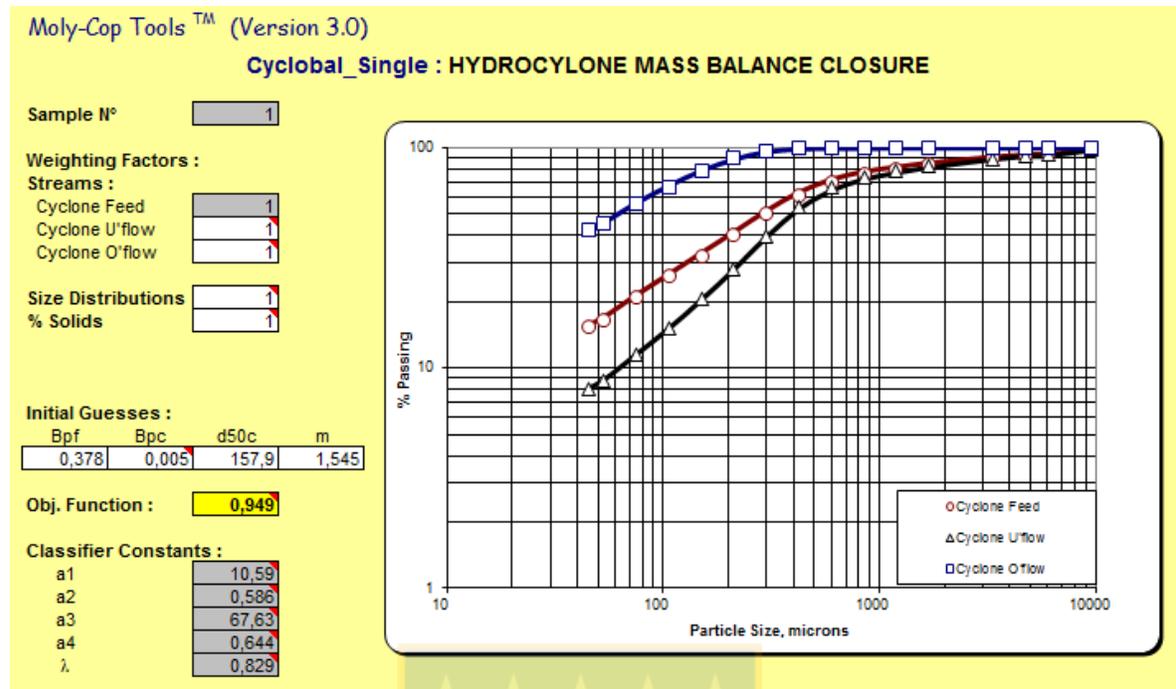


Figura 32: Hoja Control\_Panel, Planilla Cyclobal\_Single Moly-Cop Tools [21].

Enseguida se recopilan los parámetros de clasificación y los parámetros operacionales de cada uno de los muestreos realizados. Finalmente se obtienen los parámetros más confiables a partir de criterio metalúrgico, estadístico y/o simplemente si tiene un menor error asociado a la función objetivo.

Los parámetros de los muestreos que si son confiables se combinan para conseguir un modelo final representativo de clasificación de Plitt, para la BHC con apex 7,5" y con apex 8,0" respectivamente, para poder simular el comportamiento de ambas y compararlas.

## 5.6. Simulación en Moly-Cop Tools

Por último, se simulan escenarios con apex 7,5" y con apex 8,0" para analizar una posible mejora en la eficiencia de clasificación. En la hoja "Data\_File" en las casillas blancas que se encuentran destacadas con borde rojo se ingresan los siguientes datos, densidad mineral, dimensiones del HC, un perfil granulométrico y los parámetros del modelo final de clasificación (Figura 33).

Moly-Cop Tools™ (Version 3.0)

### CYCLOSIM HYDROCYCLONE SIMULATOR

Simulation N°

Remarks

**# of Cyclones**

Cyclones Geometry, inches				
Diameter	Height	Inlet	Vortex	Apex
33,00	31,30	10,34	16,00	8,00
<i>Default Value:</i>				
33,00	31,30	8,25	11,55	8,00

**Operating Conditions :** Ore Density, ton/m<sup>3</sup>

Cyclone Feed Conditions						
Dry Tons ton/hr	Water m <sup>3</sup> /hr	Slurry ton/hr	Flow m <sup>3</sup> /hr	Density ton/m <sup>3</sup>	% Solids (by volume)	% Solids (by weight)
3271,76	3373,61	13245,36	1401,60	1,786	46,36	70,00

**Classifier Constants :** *(from CyclobaL\_Single, BallbaL\_Direct or BallbaL\_Reverse)*

a1	a2	a3	a4	L	Bp (coarse)
10,120	0,747	54,636	0,503	0,880	0,003
10,166	1,325	51,217	0,378	0,950	0,000

**Feed Size Distribution :**

i	Mesh	Opening	Mid-Size	ton/hr	% Ret	% Pass
1	1,05	25400	30206	0,00	0,00	100,00
2	0,742	19050	21997	0,00	0,00	100,00
3	5/8"	15875	17390	0,00	0,00	100,00
4	1/2"	12700	14199	75,23	0,81	99,19
5	3/8"	9525	10999	75,23	0,81	98,38
6	3	6030	7579	253,89	2,74	95,64
7	4	4750	5352	37,61	0,41	95,23
8	6	3350	3969	178,66	1,93	93,31
9	10	1700	2366	526,59	5,68	87,63
10	14	1180	1416	409,80	4,42	83,21
11	20	850	1001	472,33	5,09	78,11
12	28	600	714	821,83	8,86	63,25
13	35	425	505	978,16	10,55	58,70
14	48	300	357	1038,46	11,20	47,50
15	65	212	252	903,35	9,74	37,76
16	100	150	178	706,82	7,62	30,13
17	150	106	126	537,10	5,79	24,34
18	200	75	89	429,90	4,64	19,70
19	270	53	63	357,32	3,85	15,85
20	325	45	49	106,08	1,14	14,70
21	-325	0	23	1363,40	14,70	0,00
<b>Total</b>				3271,76	100,00	

Figura 33: Hoja Data\_File, Planilla CycloSim\_Single Moly-Cop Tools [22].

El número de HC, el flujo volumétrico y el porcentaje de sólidos también se ingresan en la planilla, con la diferencia que estas 3 variables pueden ser modificadas, puesto que son variables controladas dentro del sistema y me permiten simular el sistema.

Para este estudio se realizó una subrutina Solver, de forma de mantener la presión constante en el sistema, modificando sólo el porcentaje de sólidos de alimentación, puesto que lo que se busca es maximizar la presión, cuidando el porcentaje de sólidos de alimentación cercano a 62% para mejorar la eficiencia de clasificación.

Se realizaron estas simulaciones para la BHC de apex 7,5" y de apex 8,0", maximizando la presión a 10,5 psi y a 13 psi respectivamente, y con sus datos correspondientes.

## 6. RESULTADOS Y DISCUSIONES

### 6.1. Datos operacionales

Siguiendo la misma metodología explicada previamente, se procedió a recopilar información del PI System, sobre las principales variables que afectan y son fundamentales en molienda secundaria, antes y después del cambio de apex en la BHC CS703, de manera tal que con una cantidad similar de datos, éstos sean más representativos, permitiendo realizar una comparación más adecuada del proceso a partir de la modificación en una de las dimensiones del HC, como se observa en la tabla 9.

*Tabla 9: Comparación principales variables molienda secundaria por modificación de apex.*

MOLIENDA SECUNDARIA	UNIDAD	LÍNEA CS703 (7,5")	LÍNEA CS703 (8")	NOMINAL (CRITERIO DISEÑO PLANTA)
Alimentación SAG 3	[t/h]	2.855	2.897	2.800 – 3.200
Nivel TK736	[%]	90,6	90,1	45-95
Agua a TK736	[m <sup>3</sup> /h]	1.022,6	1.276,6	1.300
P <sub>80</sub> Línea 3	[µm]	199,1	186,6	185
Flujo alimentación a CS703	[m <sup>3</sup> /h]	5.476	6.303	6.358
Presión CS703	[psi]	10,3	12,7	9 a 12
Velocidad PP783	[rpm]	233,7	237,8	-

El HC con apex 7,5" no tiene la capacidad de descarga necesaria que está solicitando hoy en día el área de molienda secundaria de la planta concentradora MLP, por lo cual al aumentar la presión en los HC, ocurren los eventos de roping, los cuales generan problemas aguas abajo por el by-pass de gruesos que continúan el proceso, provocando menor desempeño en la flotación, embanques, entre otros.

En la figura 34, se puede observar que el primordial objetivo de maximizar la presión es alcanzable con esta nueva dimensión de apex de 8,0", sin generación de roping, el cual es uno de los principales problemas en molienda secundaria. Aumentando la capacidad de descarga del HC, se logra alcanzar los valores de diseño de la planta.

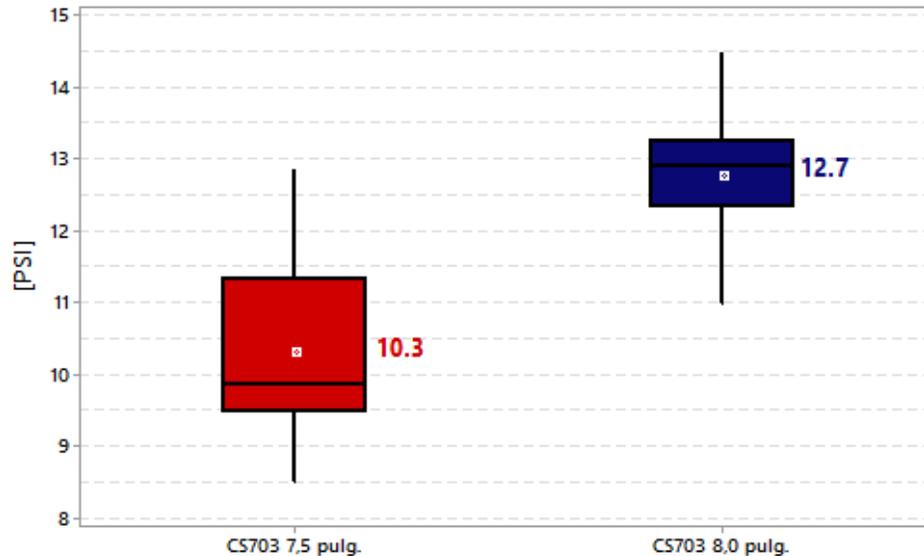


Figura 34: Gráfica de caja, comparación estadística de presión con HC de apex 7,5" y de 8,0".

Junto con maximizar la presión, es importante cuidar el porcentaje de sólidos de alimentación cercano a 62%, con el propósito de obtener un porcentaje de sólidos en overflow y en underflow en el rango óptimo, de modo que la posterior flotación y molienda respectivamente sean lo más eficiente posible.

Como se mencionó anteriormente, la información sobre el porcentaje de sólidos no fue posible obtenerla directamente desde el sistema, puesto que no existe confiabilidad en los datos y en otros períodos no se encontraban disponibles.

No obstante en la figura 35, se observa que con la nueva dimensión de apex se logra obtener las condiciones ideales de diseño, llegando casi a los 1.300 m<sup>3</sup>/h de agua que ingresa al cajón de almacenamiento TK736, de modo que siendo esta la variable manipulada como agua de dilución se consigue controlar el porcentaje sólido de alimentación al HC, permitiendo disminuir esta variable y mantenerla en un rango cercano al 62%.

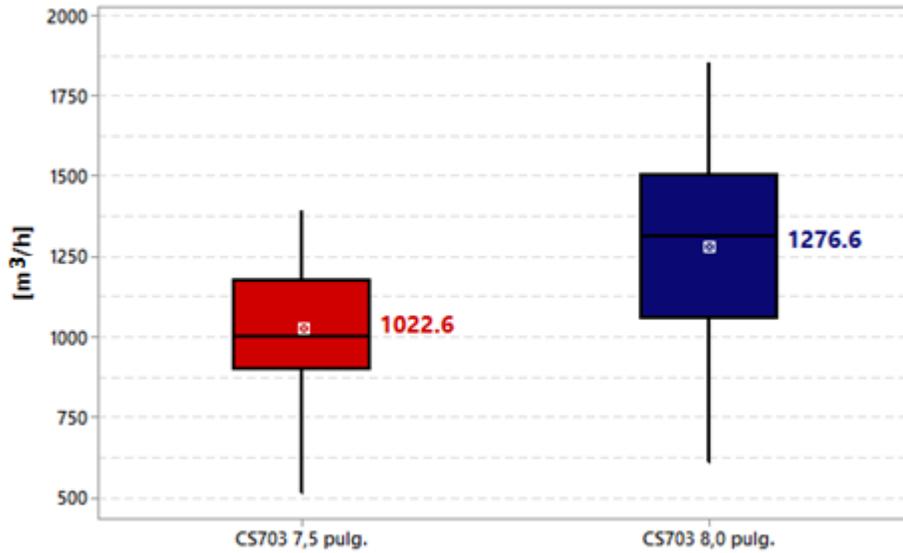


Figura 35: Gráfica de caja, comparación estadística de agua a TK736 con HC de apex 7,5" y de 8,0".

Este aumento de agua de dilución al cajón de almacenamiento podría traer complicaciones, en el supuesto de que si la carga circulante se mantuviese constante o aumentase, y los flujos de alimentación también incrementasen, las bombas no diesen a vasto para impulsar tal cantidad de pulpa a las BHC, generando cuello de botella. En la figura 36, se aprecia el aumento en el flujo de alimentación a las BHC en más de 800 m<sup>3</sup>/h, el cual no genera problemas de roping, ya que un aumento en el apex permite mayor capacidad al HC.

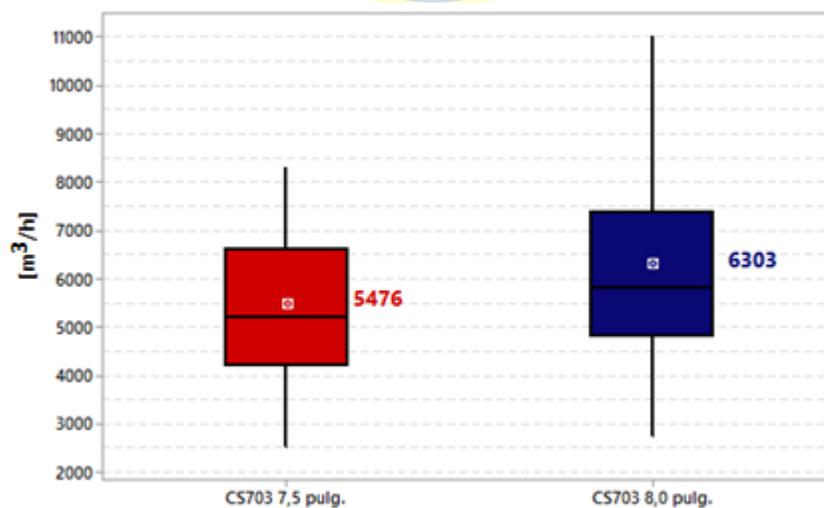


Figura 36: Gráfica de caja, comparación estadística de flujo alimentación con HC de apex 7,5" y de 8,0".

Esta mayor capacidad se evidencia en la figura 37, ya que el HC con apex 8,0" alcanza un mayor flujo de pulpa de alimentación por HC abierto.

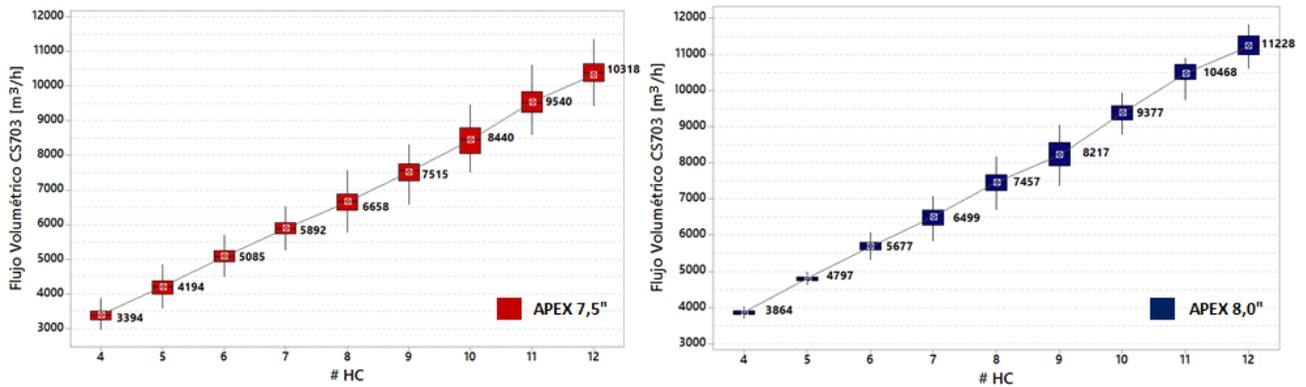


Figura 37: Comparación de flujos de alimentación por #HC, con respecto a HC con apex 7,5" y 8,0".

Sin embargo, realizando un análisis de las bombas de impulsión a las BHC, se observa un aumento de 4 rpm, el cual no supone ningún problema ni inconveniente al momento de impulsar el flujo de pulpa a la BHC, ni un mayor desgaste de la bomba. Esto además de ser revisado estadísticamente, fue controlado y verificado en sala de control para conseguir un mayor punto de vista del proceso y los contratiempos que podría implicar (Figura 38).

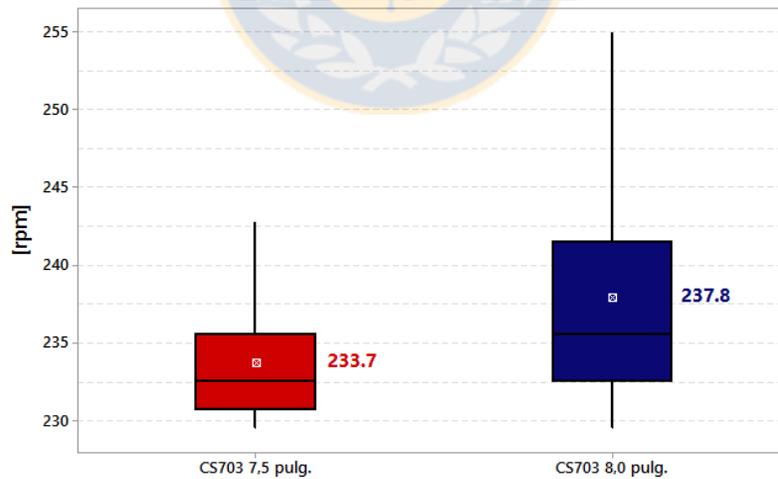


Figura 38: Gráfica de caja, comparación estadística de velocidad de bomba con HC de apex 7,5" y de 8,0".

## 6.2. Balance másico

### 6.2.1. Análisis granulométricos

De los datos entregados por laboratorio, antes de realizar el balance se deben analizar para saber si son confiables o no. A continuación, en las tablas 10 y 11 se observan los datos de los muestreos realizados en batería con apex 7,5" y de 8,0", y el análisis granulométrico que se obtiene.

Tabla 10: Información muestreos BHC CS703 apex 7,5"

<b>BHC CS703 APEX 7,5"</b>				
<b>MUESTREOS</b>	M01	M02	M03	M04
<b>Fecha</b>	20/03/2019	20/03/2019	21/03/2019	10/04/2019
<b>Hora Inicio</b>	11:30	15:45	13:30	11:45
<b>Hora Término</b>	13:30	17:45	15:30	13:45
<b>DATOS MUESTREO</b>	M01	M02	M03	M04
<b>%W Feed</b>	75,4	73,1	74,4	68,0
<b>P<sub>80</sub> [μm] Feed</b>	826,0	745,0	1279,8	572,5
<b>%W Under</b>	82,3	82,4	80,6	78,3
<b>P<sub>80</sub> [μm] Under</b>	1649,7	1253,9	2002,8	691,8
<b>%W Over</b>	51,0	51,3	48,0	45,8
<b>P<sub>80</sub> [μm] Over</b>	210,1	224,4	238,8	165,2

Tabla 11: Información muestreos BHC CS703 apex 8,0"

<b>BHC CS703 APEX 8,0"</b>								
<b>MUESTREOS</b>	M01	M02	M03	M04	M05	M06	M07	M08
<b>Fecha</b>	15/05/2019	19/05/2019	20/05/2019	24/05/2019	26/05/2019	30/05/2019	05/06/2019	09/06/2019
<b>Hora Inicio</b>	16:30	10:15	10:15	10:50	15:30	10:45	11:15	15:30
<b>Hora Término</b>	18:30	12:15	12:15	12:50	17:30	12:45	13:15	17:30
<b>DATOS MUESTREO</b>	M01	M02	M03	M04	M05	M06	M07	M08
<b>%W Feed</b>	60,7	70,4	55,4	65,1	61,7	63,2	61,1	57,9
<b>P<sub>80</sub> [μm] Feed</b>	1266,4	1413,8	739,5	962,2	1545,9	598,5	725,9	641,1
<b>%W Under</b>	76,7	73,6	74,4	77,4	76,0	77,0	78,9	78,6
<b>P<sub>80</sub> [μm] Under</b>	1440,8	1112,1	1040,7	1710,0	1951,0	803,2	927,2	1737,7
<b>%W Over</b>	40,6	26,0	32,5	40,7	40,5	41,5	42,5	43,6
<b>P<sub>80</sub> [μm] Over</b>	157,5	339,1	132,7	210,0	221,7	213,3	243,6	182,3

En la tabla 11 se observa que el muestreo M02 se encuentra destacado en rojo, debido a que entrega datos poco confiables, ya que un porcentaje de sólido overflow de 26% es demasiado bajo para una pulpa que ingresa al HC con un 70% de sólido, lo cual no concuerda con los demás muestreos y se escapa del promedio.

El  $P_{80}$  de alimentación (feed) debiese ser menor al  $P_{80}$  del underflow, para que se cumpla lo que se observa en la figura 39 (a), donde la curva de alimentación se sitúa sobre la curva de descarga (underflow), distinto a lo que ocurre en la figura 39 (b), además al efectuar el balance en Moly-Cop Tools, éste arrojó un error, por lo cual, por criterio metalúrgico este muestreo fue invalidado y se prosiguió con los siguientes.

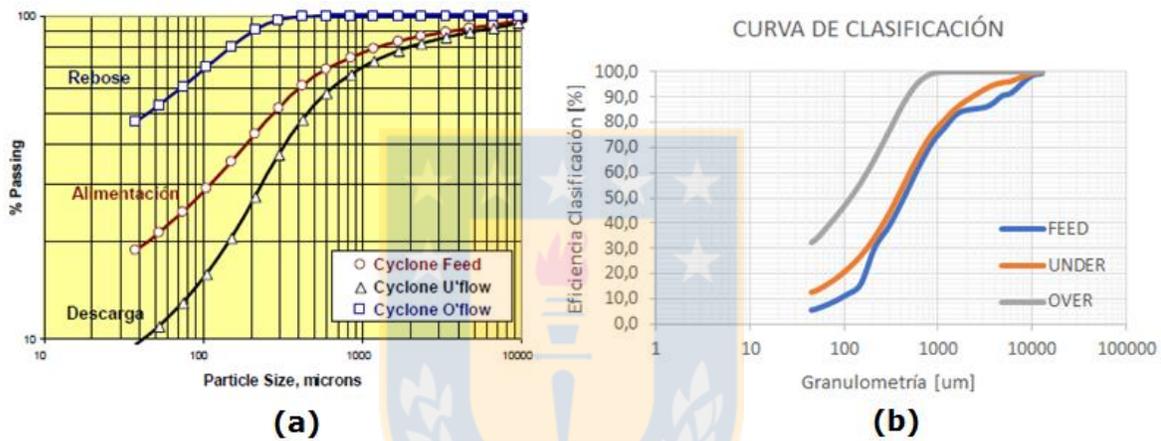


Figura 39: (a) Discriminación según tamaño de partícula [13]. (b) Curva de clasificación M02.

### 6.2.2. Balance de masa

Las tablas 12 y 13, presentan los datos operacionales que se registraron en cada uno de los muestreos y que son necesarios para realizar el balance de masa.

Tabla 12: Datos operacionales muestreos BHC apex 7,5".

DATOS PI SYSTEM	M01	M02	M03	M04
Presión [psi]	11,83	12,01	11,10	10,14
#HC Abiertos [un]	10	10	9	10
Estimación Flujo [m <sup>3</sup> /h]	9501,9	9254,1	8121,6	8419,5
Feed BHC [t/h]	13635	12539	11373	10018

Tabla 13: Datos operacionales muestreos BHC apex 8,0".

DATOS PI SYSTEM	M01	M03	M04	M05	M06	M07	M08
Presión [psi]	13,12	12,76	13,24	12,25	13,44	12,93	13,49
#HC Abiertos [un]	11	5	6	6	6	6	13
Estimación Flujo [m <sup>3</sup> /h]	10200,5	4727,5	5948,8	5892,6	5666,1	5336,8	12652,6
Feed BHC [t/h]	10018	4026	6560	5943	5952	5293	11535

Notar que la alimentación mineral a la BHC [t/h], se obtuvo a partir de la estimación de flujo a la BHC, al porcentaje de sólido de alimentación reportada por laboratorio y a la densidad de pulpa, la que a su vez se obtuvo mediante las ecuaciones 27 y 28:

$$\rho_p = \frac{\rho_m \rho_a}{\left[ \left( \rho_m \left( 1 - \frac{\%W_F}{100} \right) \right) + \left( \rho_a \left( \frac{\%W_F}{100} \right) \right) \right]} \quad (27)$$

Y así, el flujo mineral:

$$\text{Flujo Másico Seco} = \text{Flujo Volumétrico} \cdot \rho_p \cdot \frac{\%W_F}{100} \quad (28)$$

Donde:

$\rho_p$  = Densidad de pulpa.

$\rho_m$  = Densidad mineral.

$\rho_a$  = Densidad agua.

$\%W_F$  = Porcentaje de sólido alimentación.



El balance de masa entrega los siguientes resultados presentados en la tabla 14 y 15, para BHC con apex 7,5" y con 8,0" respectivamente.

Tabla 14: Balance de masa de muestreos BHC apex 7,5".

Balance Másico		M01	M02	M03	M04
FEED	Mineral, t/h	13634,5	12539,2	11372,9	10018,4
	Agua, m <sup>3</sup> /h	4799,1	4703,9	4082,1	4779,2
	Pulpa, t/h	18433,6	17243,1	15455,0	14797,5
	Pulpa, m <sup>3</sup> /h	9848,9	9348,0	8294,2	8489,7
	Densidad Pulpa, t/m <sup>3</sup>	1,87	1,84	1,86	1,74
UNDER	Mineral, t/h	10360,0	10184,4	9510,4	7725,1
	Agua, m <sup>3</sup> /h	1675,3	2473,2	2065,4	2069,8
	Pulpa, t/h	12035,3	12657,6	11575,7	9794,8
	Pulpa, m <sup>3</sup> /h	5512,3	6245,2	5587,7	4930,9
	Densidad Pulpa, t/m <sup>3</sup>	2,18	2,03	2,07	1,99
OVER	Mineral, t/h	3274,5	2354,8	1862,5	2293,3
	Agua, m <sup>3</sup> /h	3123,8	2230,7	2016,7	2709,4
	Pulpa, t/h	6398,3	4585,5	3879,2	5002,7
	Pulpa, m <sup>3</sup> /h	4336,6	3102,8	2706,5	3558,8
	Densidad Pulpa, t/m <sup>3</sup>	1,48	1,48	1,43	1,41

Tabla 15: Balance de masa de muestreos BHC apex 8,0".

Balance Másico		M01	M03	M04	M05	M06	M07	M08
FEED	Mineral, t/h	10017,9	4026,5	6559,6	5942,6	5951,5	5292,6	11534,7
	Agua, m <sup>3</sup> /h	6045,4	3165,8	3643,4	3530,9	3549,8	3292,3	8579,7
	Pulpa, t/h	16063,3	7192,3	10203,0	9473,5	9501,3	8584,9	20114,4
	Pulpa, m <sup>3</sup> /h	9755,7	4657,1	6072,9	5731,9	5754,0	5252,5	12851,8
	Densidad Pulpa, t/m <sup>3</sup>	1,65	1,54	1,68	1,65	1,65	1,63	1,57
UNDER	Mineral, t/h	7785,5	3051,4	4950,5	4721,0	4256,0	3596,9	6286,0
	Agua, m <sup>3</sup> /h	2758,3	1134,6	1308,3	1725,8	1168,7	989,6	1828,5
	Pulpa, t/h	10543,9	4186,0	6258,8	6446,8	5424,7	4586,5	8114,5
	Pulpa, m <sup>3</sup> /h	5641,9	2264,8	3141,8	3474,3	2745,0	2321,8	4156,7
	Densidad Pulpa, t/m <sup>3</sup>	1,87	1,85	1,99	1,86	1,98	1,98	1,95
OVER	Mineral, t/h	2232,4	975,1	1609,1	1221,6	1695,5	1695,7	5248,8
	Agua, m <sup>3</sup> /h	3287,1	2031,2	2335,1	1805,1	2381,1	2302,7	6751,1
	Pulpa, t/h	5519,4	3006,3	3944,2	3026,7	4076,5	3998,4	11999,9
	Pulpa, m <sup>3</sup> /h	4113,9	2392,3	2931,0	2257,5	3009,0	2930,8	8695,1
	Densidad Pulpa, t/m <sup>3</sup>	1,34	1,26	1,35	1,34	1,35	1,36	1,38

### 6.3. Estimación de parámetros

Luego de realizar el ajuste másico y la obtención de constantes y parámetros de clasificación bajo la plataforma Moly-Cop Tools, se obtienen las tablas 16 y 17 las cuales muestran las constantes  $a_1$ ,  $a_2$ ,  $a_3$ ,  $a_4$  y  $\lambda$  que son dependientes del proceso y permitirán conseguir el modelo final de clasificación.

Tabla 16: Constantes de clasificación BHC apex 7,5".

PARAMETRIZACIÓN						
CONSTANTES DE CLASIFICACIÓN	a1	a2	a3	a4	$\lambda$	Función Objetivo
M01	6,041	0,181	37,820	0,626	1,140	2,576
M02	6,722	0,143	65,401	0,149	0,969	1,563
M03	6,153	0,212	60,867	0,693	1,114	1,296
M04	7,818	0,322	53,354	0,652	1,036	0,807
Promedio	6,684	0,214	54,360	0,530	1,065	1,561
Desviación Estándar	0,813	0,077	12,090	0,256	0,078	0,746
Límite Superior	7,904	0,330	72,495	0,914	1,181	2,680
Límite Inferior	5,465	0,099	36,225	0,146	0,948	

Tabla 17: Constantes de clasificación BHC apex 8,0".

PARAMETRIZACIÓN						
CONSTANTES DE CLASIFICACIÓN	a1	a2	a3	a4	$\lambda$	Función Objetivo
M01	10,591	0,586	67,626	0,644	0,829	0,949
M03	10,697	1,039	53,092	0,705	0,859	0,408
M04	9,353	0,653	50,008	0,570	0,977	0,599
M05	10,062	0,699	72,347	0,679	0,749	1,597
M06	9,809	0,698	45,202	0,419	1,013	0,624
M07	10,206	0,809	39,556	0,040	0,851	0,663
<b>M08</b>	<b>10,319</b>	<b>1,715</b>	<b>26,964</b>	<b>0,320</b>	<b>0,780</b>	<b>2,099</b>
<b>Promedio</b>	<b>10,148</b>	<b>0,886</b>	<b>50,680</b>	<b>0,482</b>	<b>0,866</b>	<b>0,991</b>
Desviación Estándar	0,463	0,394	15,700	0,241	0,097	0,624
Límite Superior	10,843	1,477	74,230	0,844	1,012	1,927
Límite Inferior	9,454	0,295	27,130	0,121	0,721	
Promedio Final	10,120	0,747	54,638	0,509	0,880	0,806

Cada uno de los muestreos posee una función objetivo, es decir un error asociado, por lo cual por criterio estadístico, realizando gráficas de control (ANEXO G), se descarta el muestreo realizado en BHC con apex 8,0" número 08 que se muestra en la tabla 17, ya que presenta un error asociado por sobre el límite superior y puede entregar información errónea.

Además de las constantes también se pueden apreciar en las tablas 18 y 19, los parámetros de clasificación de cada uno de los muestreos.

*Tabla 18: Parámetros de clasificación BHC apex 7,5".*

PARÁMETROS DE CLASIFICACIÓN	$B_{pf}$	$B_{pc}$	$d_c^{50}$	m
M01	0,398	0,00004	214,789	1,556
M02	0,509	0,00004	143,075	0,816
M03	0,564	0,00004	243,261	1,398
M04	0,449	0,00001	172,089	1,568
Promedio	0,480	0,00003	193,303	1,334

*Tabla 19: Parámetros de clasificación BHC apex 8,0".*

PARÁMETROS DE CLASIFICACIÓN	$B_{pf}$	$B_{pc}$	$d_c^{50}$	m
M01	0,378	0,00517	157,920	1,545
M03	0,308	0,00000	142,610	1,895
M04	0,351	0,00000	212,651	1,564
M05	0,366	0,00160	197,664	1,536
M06	0,333	0,01246	188,500	1,433
M07	0,256	0,00019	199,271	1,044
Promedio	0,332	0,00324	183,103	1,503

Así, se consiguen los promedios de cada una de las constantes, y se obtiene el modelo final de clasificación para la BHC apex 7,5" y de 8,0", para la etapa de simulación. Se puede observar en la tabla 20 las constantes a utilizar en la simulación.

Tabla 20: Modelos finales de clasificación.

CONSTANTES	a1	a2	a3	a4	$\lambda$	Bpc
Modelo Final BHC apex 7,5"	6,684	0,214	54,360	0,530	1,065	0,00003
Modelo Final BHC apex 8,0"	10,120	0,747	54,638	0,509	0,880	0,00324

### 6.3.1. Eficiencia de clasificación

El parámetro de Plitt, el cual indica la pendiente de la curva de clasificación, puede ser un indicador de que un HC esta bien diseñado y operado cuando este tiene valores relativamente altos, teniendo un rango de valores de  $1 > m > 4$ , mientras mayor el valor, más eficiente es el HC.

De los muestreos, la información que arroja la parametrización como un reporte preliminar, es que el peor caso de eficiencia de clasificación de la BHC apex 8,0" es aún mejor que el mejor caso de la BHC apex 7,5" que se encontraba operando en MLP en condiciones de operación similares, como se muestra en la figura 40.

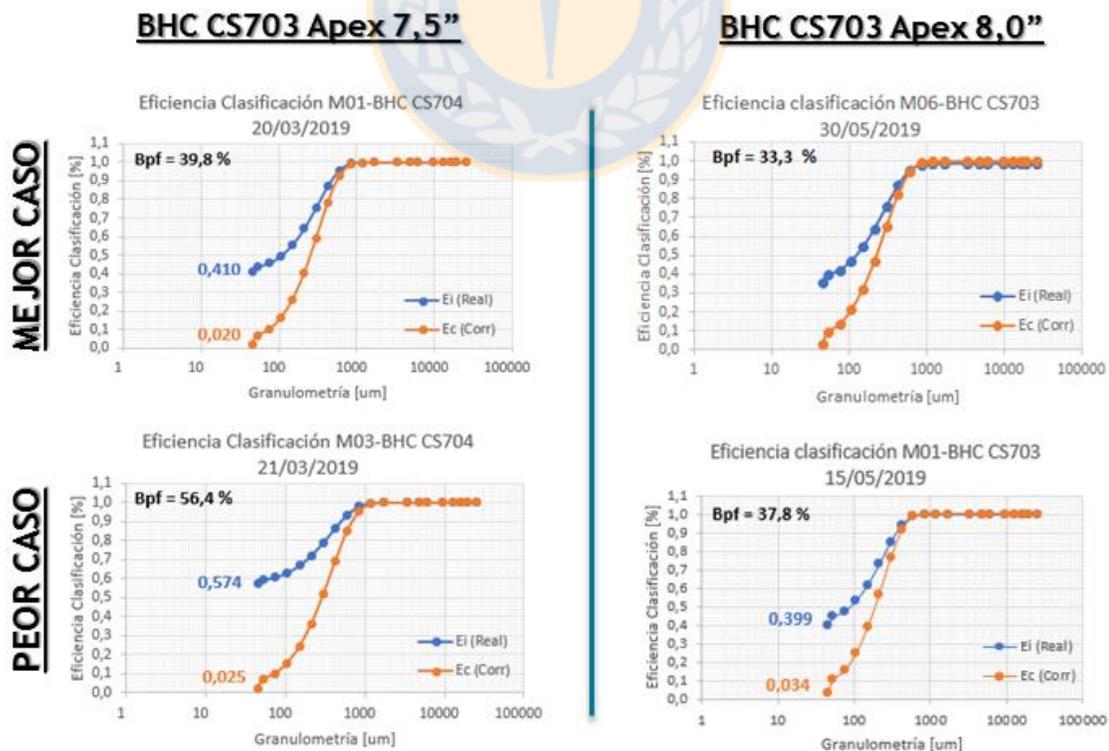


Figura 40: Comparación eficiencia de clasificación.

Un buen valor del parámetro de by-pass de finos está entre un 20-35%, para que se tenga una clasificación eficiente. No obstante para muestreos con rangos operacionales similares ni el caso más eficiente de los ciclones con apex 7,5" se aproxima a una buena clasificación, sino que oscila en el orden de 40%  $B_{pf}$ , mientras que la batería con apex 8,0", logra  $B_{pf}$  entre 33- 38%.

Con lo cual se aprecia una posibilidad de mejora en la eficiencia de clasificación, al haber disminución en el by-pass de finos, como resultado preliminar.

#### 6.4. Simulación en Moly-Cop Tools

Como se mencionó anteriormente se realizaron simulaciones para la BHC de apex 7,5", maximizando a 10,5 psi, puesto que de la información otorgada por sala de control, en línea y por la estadística obtenida entregaba un valor de operación cercano a 10,5 psi, mientras que la BHC apex 8,0" se maximizó a 13 psi, ya que es lo que MLP busca como óptimo, sin tener problemas de roping.

En la tabla 21, se aprecian los resultados obtenidos de la simulación con Moly-Cop Tools para la BHC apex 7,5", modificando la variable de porcentaje de sólido de alimentación a la BHC, tomando en cuenta una condición base de 8 HC operando con un flujo de alimentación de 5.880 m<sup>3</sup>/h.

*Tabla 21: Efecto variación de % sólido de alimentación sobre principales variables de clasificación en BHC apex 7,5".*

VARIACIÓN %Sól - Ap/Vx= 7,5/14,0 PRESIÓN MÁXIMA 10,5								
% W Feed	Press	N° Cy	P <sub>80</sub>	CC	% W U'flow	% W O'flow	% B <sub>pw</sub>	%B <sub>pf</sub>
69,0	10,5	6,6	143,6	448,3	81,6	40,8	41,2	43,8
70,0	10,5	6,7	163,1	421,6	81,3	44,1	43,3	46,1
71,0	10,5	6,8	184,3	399,8	81,1	47,4	45,6	48,5
72,0	10,5	6,9	205,3	382,6	80,9	50,6	48,0	51,1
73,0	10,5	7,0	231,6	370,1	80,8	53,8	50,6	53,9
74,0	10,5	7,1	259,2	362,3	80,7	56,8	53,2	56,7
75,0	10,5	7,2	285,6	359,3	80,8	59,7	55,9	59,5
76,0	10,5	7,4	314,2	361,1	80,9	62,4	58,7	62,4

Así mismo, en la tabla 22 se muestran los resultados obtenidos de la simulación con Moly-Cop Tools para la BHC apex 8,0", modificando la variable de porcentaje de sólido

de alimentación a la BHC, tomando en cuenta una condición base de 7 HC operando con un flujo de alimentación de 5.880 m<sup>3</sup>/h.

*Tabla 22: Efecto variación de % sólido de alimentación sobre principales variables de clasificación en BHC apex 8,0".*

VARIACIÓN %Sól - Ap/Vx= 8,0/14,0 PRESIÓN MÁXIMA 13								
% W Feed	Press	N° Cy	P80	CC	% W U'flow	% W O'flow	% B <sub>pw</sub>	%B <sub>pf</sub>
58,0	13,0	6,4	127,0	411,9	76,4	29,1	34,3	30,2
59,0	13,0	6,4	141,2	383,4	76,5	31,4	35,1	30,9
60,0	13,0	6,5	157,7	356,8	76,5	33,9	36,0	31,7
61,0	13,0	6,5	176,6	332,2	76,4	36,5	37,1	32,6
62,0	13,0	6,5	195,6	309,8	76,3	39,2	38,3	33,7
63,0	13,0	6,6	215,9	289,5	76,1	42,0	39,7	34,9
64,0	13,0	6,6	240,3	271,5	75,9	44,9	41,2	36,3
65,0	13,0	6,7	264,0	255,6	75,7	47,8	42,9	37,8

#### 6.4.1. Análisis P<sub>80</sub>

De la teoría se sabe que cualquier BHC a menor porcentaje de sólido de alimentación tiende a cortar más fino, ya que la pulpa que ingresa es menos viscosa y las partículas pondrán menor oposición a la fuerza centrífuga generada.

En la figura 41 se observa lo dicho anteriormente, el efecto del %W alimentación sobre el P<sub>80</sub>, la BHC de apex 7,5" que trabaja a una presión maximizada de 10,5 psi con un rango de %W entre 70-75% obtiene un P<sub>80</sub> entre 163,1-285,6 μm. Mientras que la BHC con apex 8,0" la cual permite un mejor rango de operación puesto que no genera roping al maximizar la presión a 13 psi y disminuir el %W alimentación a un rango entre 59-64% permite P<sub>80</sub> entre 141,2- 240,2 μm, siendo éstos al igual que los anteriores valores, extremos puntuales, ya que la media es de 199 μm y 187 μm respectivamente.

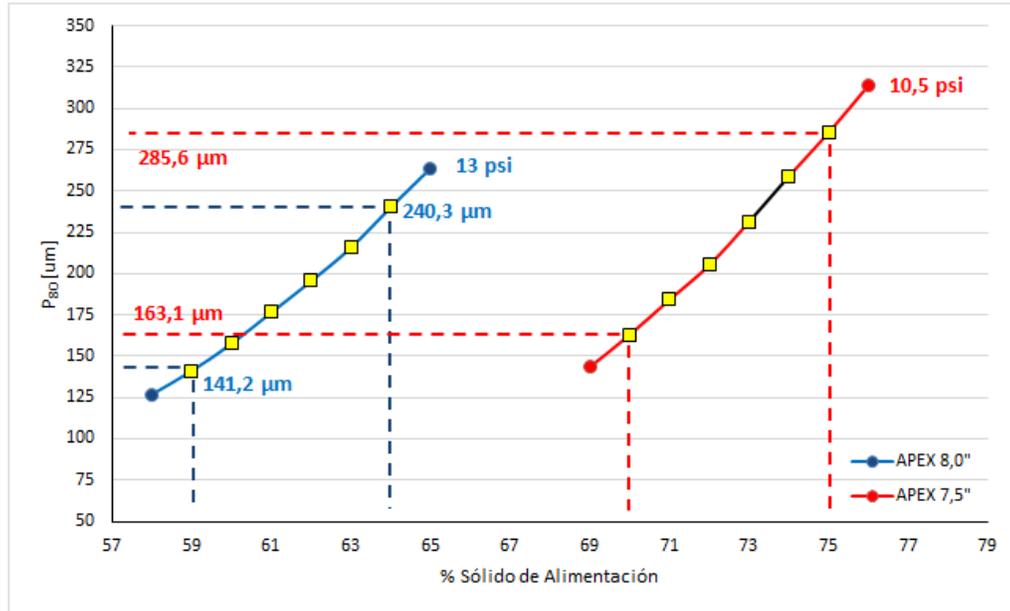


Figura 41: Efecto % sólido de alimentación sobre  $P_{80}$ , por modificación dimensión en apex.

Se observa que existe oportunidad de menores  $P_{80}$ , junto con una disminución en su variabilidad, maximizando la presión a 13 psi como se aprecia en la figura 42, que con una confianza del 95% la BHC apex 7,5" entrega una variabilidad de 97  $\mu\text{m}$ , mientras que la de 8,0" una de 77  $\mu\text{m}$ , esto permitiría mejorar la recuperación en la etapa posterior, ya que las partículas ingresarían a flotación con un  $P_{80}$  menor, que otorgue mayor liberación y optimización para la recuperación.

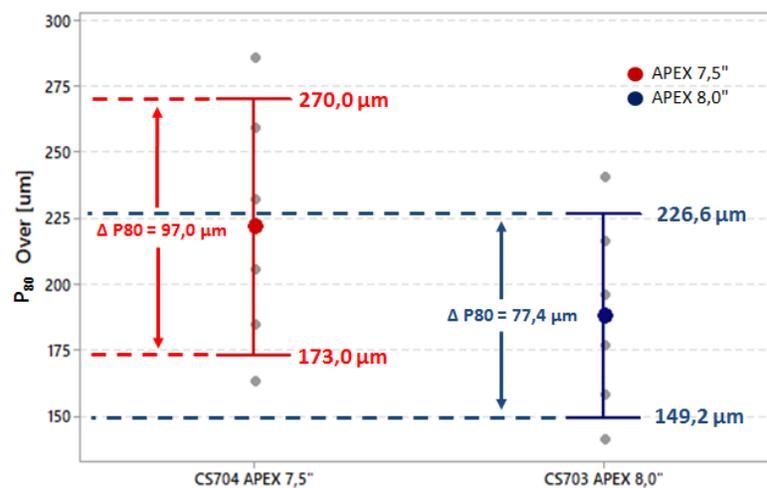


Figura 42: Gráfica intervalos de confianza  $P_{80}$  simulados.

#### 6.4.2. Análisis by-pass finos y by-pass agua

A mayor %W de alimentación el  $B_{pf}$  aumenta ya sea por el arrastre que generan las partículas o el agua, si el  $B_{pf}$  varía en un rango de 20-30% se habla de una muy buena eficiencia de clasificación, si varía entre 30-40% es razonable, mientras que un porcentaje mayor ya por sobre 50% da a entender de una clara ineficiencia en clasificación.

De igual forma un porcentaje entre 60-70% de agua que abandone el HC por el overflow es considerado óptimo, por ende un  $B_{pw}$  razonable es entre un 30-40%.

Al aumentar el apex el  $B_{pf}$  y el  $B_{pw}$  debiesen aumentar si se trabaja a iguales condiciones, no obstante la batería con apex 8,0" permite mejores condiciones de operación como se indicó previamente con un porcentaje de sólidos cercano a 61%, mientras que la de 7,5" de 72%W.

En la figura 43 del efecto del %W alimentación sobre el  $B_{pf}$  y la figura 44 del efecto del %W alimentación sobre el  $B_{pw}$ , se observa que a menor %W alimentación el  $B_{pf}$  y el  $B_{pw}$  disminuyen, ya que hay menor posibilidad de arrastre, por la viscosidad de la pulpa. Además existe una posible mejora en la eficiencia de clasificación al disminuir el porcentaje de sólidos maximizando la presión, ya que se aprecia una disminución del  $B_{pf}$  en casi 19 puntos porcentuales y de  $B_{pw}$  en 11 puntos porcentuales.

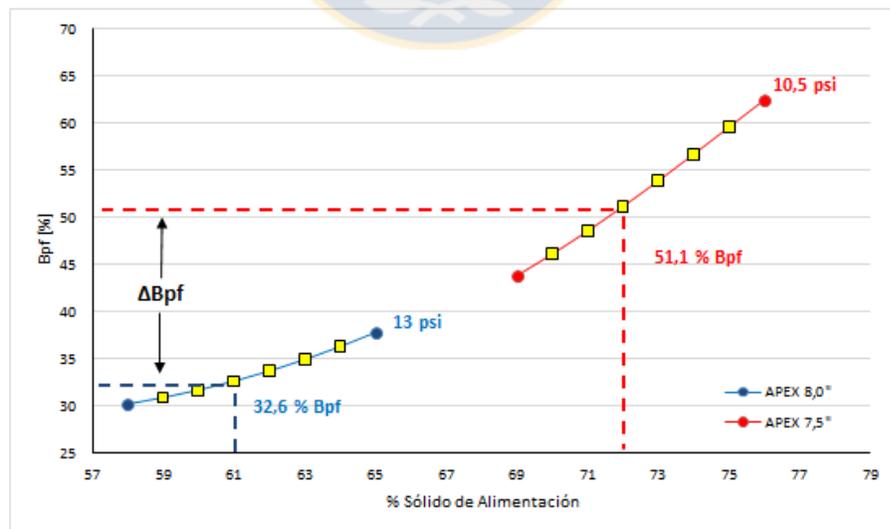


Figura 43: Efecto % sólido de alimentación sobre  $B_{pf}$ , por modificación dimensión en apex.

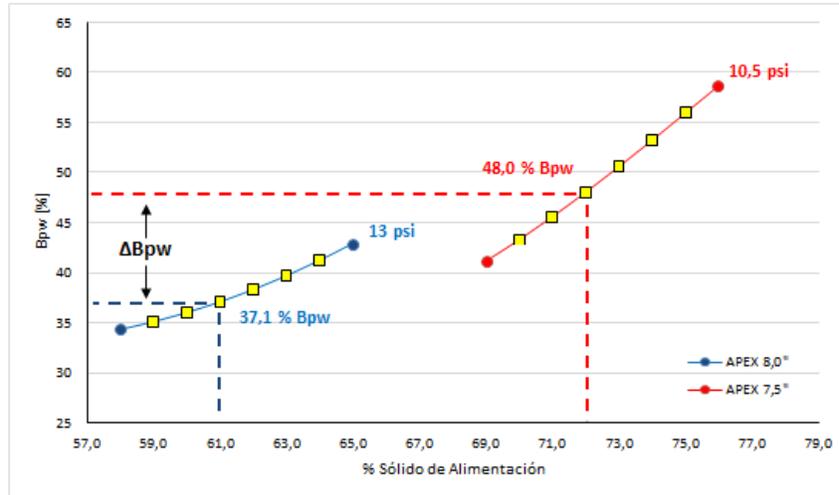


Figura 44: Efecto % sólido de alimentación sobre  $B_{pw}$ , por modificación dimensión en apex.

### 6.4.3. Análisis carga circulante

El aumento de apex permite mayor capacidad de evacuación, por lo tanto de forma teórica, al modificar esta variable, la carga circulante debiese aumentar, lo cual no ocurre realmente, ya que el sistema completo se estabiliza con respecto a todas sus variables a partir de las nuevas condiciones de operación.

Un buen promedio de carga circulante se encuentra en un rango entre 300-350% de forma que cumpla el rol subsidiario en la molienda que ayude como método de molienda pero que no envíe partículas finas nuevamente al molino.

Como la batería de apex 8,0" trabaja a mejores condiciones de operación de sólido y presión, permite disminuir la carga circulante en 50 puntos porcentuales como se muestra en la figura 45, a causa de que el  $B_{pf}$  y  $B_{pw}$  sean menores, permitiendo un posible aumento en el rendimiento de la planta concentradora.

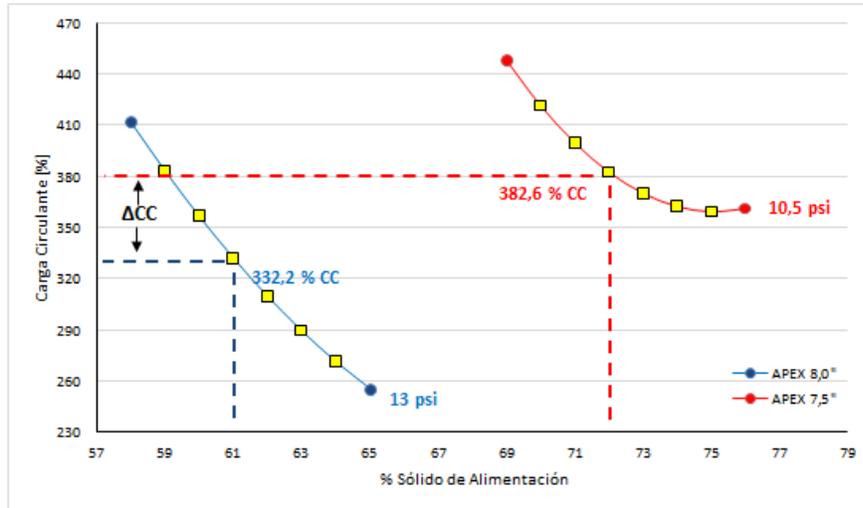


Figura 45: Efecto % sólido de alimentación sobre CC, por modificación dimensión en apex.

#### 6.4.4. Análisis porcentaje sólido overflow y porcentaje sólido underflow

A menor porcentaje de sólidos de alimentación al HC, el sólido en el overflow tiende a disminuir puesto que el agua que se adiciona ayuda a mejorar esta variable.

En la figura 46 se observa el efecto del %W alimentación sobre el %W en el overflow, el cual al aumentar el apex a 8,0'', permite trabajar en condiciones de operación óptimas, el %W del overflow disminuye en casi 14 puntos porcentuales, lo cual trae consigo beneficios aguas abajo, como lo es una mejor cinética de flotación. Por experiencia un buen porcentaje de overflow fluctúa cercano al 35%.

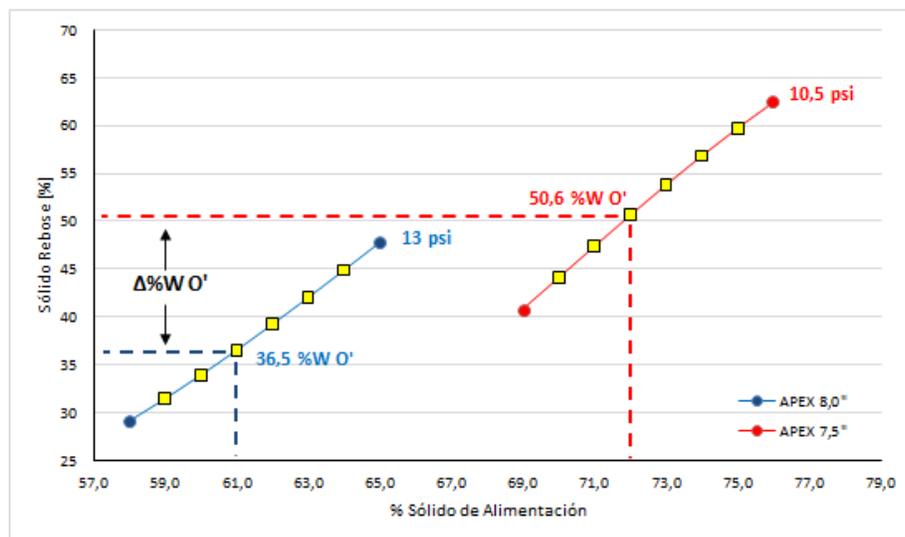


Figura 46: Efecto % sólido de alimentación sobre %W O'flow, por modificación dimensión en apex.

De igual forma, la figura 47 muestra el efecto del %W alimentación sobre el %W underflow, el cual con BHC con apex 7,5" trabajando a 10,5 psi y en un porcentaje cercano al 72% entrega un %W de descarga de 80,9%, mientras que la BHC con apex 8,0" trabajando a 13 psi y 61%W alimentación permite un porcentaje sólido de descarga de un 76,4%.

Se observa una diferencia de casi 5 puntos porcentuales, por lo cual existe oportunidad de disminución del %W del underflow, el cual se encuentra en un buen rango operacional, que por experiencia debe oscilar entre 75-78%, para que la etapa de molienda sea eficiente.

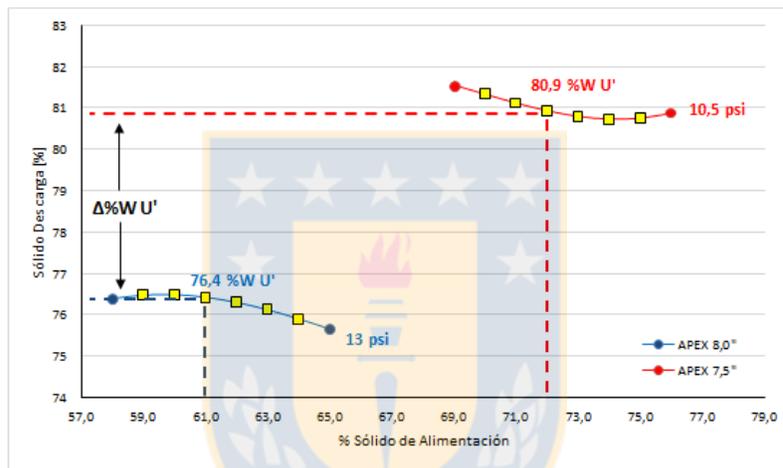


Figura 47: Efecto % sólido de alimentación sobre %W U'flow, por modificación dimensión en apex.

Un buen %W de alimentación al HC, será el que permita un óptimo %W en el overflow y en el underflow, cercano a 35% y a 75-78% respectivamente para el caso de la concentradora MLP o simplemente un porcentaje que permita que el %W del overflow y el %W del underflow sea ideal para que el proceso de flotación y de molienda respectivamente sean lo más eficiente posible, de manera que el HC en sí trabaje de manera óptima y eficiente.

## 7. CONSIDERACIÓN ECONÓMICA

Como se mencionó anteriormente en la sección 1.2. para efectos prácticos se estiman que 31 t/h se podrían obtener a partir del cambio de apex de manera objetiva. Para conocer si la inversión que se desea realizar es rentable o no, es necesario hacer un estudio de pre-factibilidad.

### 7.1. Inversión

La inversión requerida en el proyecto consta del cambio de apex en todas las BHC, es decir en los 14 HC de las 8 BHC, lo cual da un total de 112 apex nuevos. En la tabla 23 se pueden apreciar algunas especificaciones del apex requerido.

*Tabla 23: Especificaciones apex requerido.*

APEX REQUERIDO	
Material	Cerámico CZ
Costo [US\$]	6.094
Duración	4 Meses

De lo anterior se tiene que la inversión inicial del proyecto es de US\$ 824.153 considerando un costo de instalación de un 15% con respecto al valor de los equipos y un 5% por imprevistos en la inversión, cuyos cálculos se encuentran en el ANEXO H.

### 7.2. Costos e ingresos

Para evaluar los costos e ingresos se solicitó información directamente desde área de gestión y control de MLP, los cuales contemplan disponibilidad, ley, recuperación, valor de venta del cobre y el costo operacional del cobre. Las ganancias generadas por el molibdeno contribuyen a disminuir el costo operacional del cobre. En la tabla 24 se observa la información solicitada.

*Tabla 24: Información requerida de área de gestión y control.*

INFORMACIÓN		
Disponibilidad	[%]	93,2
Ley	[%]	0,69
Recuperación	[%]	87,18
Valor Cu	[c/lb]	278,6
Costo Operacional Cu	[c/lb]	139,7
Costo Operacional Cu-Mo	[c/lb]	82,8

De lo previo se obtiene que mensualmente existe una ganancia bruta y un costo de producción de US\$ 768.583 y US\$ 228.423 respectivamente, lo cual entrega un ingreso neto de US\$ 540.160.

### 7.3. Flujo de caja

Se efectúa un flujo de caja a partir de costos operacionales, ingresos e inversión, además de impuestos y depreciación, los que permiten entregar un informe financiero en un determinado periodo de tiempo y evaluar la rentabilidad del proyecto, informando los indicadores económicos más importantes VAN y TIR. Este flujo de caja se puede observar en el ANEXO I, el cual se realiza en un período de 4 meses, puesto que es la vida útil o el horizonte del proyecto. En la tabla 25, se aprecian los impuestos que se deben incluir en dicho flujo de caja.

*Tabla 25: Impuestos.*

IMPUESTOS		
DATO	ANUAL	MENSUAL
Tasa descuento	15%	1,25%
Factor Actualización Ingresos	2%	0,17%
Factor Actualización Costos	4%	0,33%
Impuestos	27%	2,25%
Royalty	5%	0,42%
Tributo total	32%	2,67%

Finalmente se obtienen los índices de rentabilidad, el VAN y la TIR, en la tabla 26, los cuales muestran el beneficio económico que implica el cambio de apex para el

mejoramiento en la eficiencia de clasificación. Además se analiza un caso conservador y uno pesimista en caso de recuperar solo 25 t/h y 20 t/h respectivamente.

El Valor Actual Neto (VAN) es de US\$ 1.218.322 en un horizonte de 4 meses con una tasa de descuento de un 15% anual, lo cual indica la ganancia de la inversión actualizando cobros y pagos de ésta, y determina la viabilidad del proyecto. Mientras que la Tasa Interna de Retorno (TIR) es de 51,87% la cual indica la rentabilidad que ofrece la inversión para el caso objetivo. Por lo cual con estos dos indicadores podemos asegurar que el proyecto es viable y rentable, entregando utilidades económicas y mejorando la eficiencia de clasificación de HC en MLP. Así mismo se aprecia que hasta en un caso pesimista la inversión sigue siendo rentable.

*Tabla 26: Índices de rentabilidad para caso objetivo, conservador y pesimista.*

ÍNDICES DE RENTABILIDAD			
INDICADOR	OBJETIVO (31 t/h)	CONSERVADOR (25 t/h)	PESIMISTA (20 t/h)
VAN (0,15) (US\$)	1.218.322	823.131	493.805
TIR	51,87%	36,82%	23,51%
IVAN	1,48	1,00	0,60
INVERSIÓN (\$)	824.153	824.153	824.153

## 8. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

### 8.1. Conclusiones

- Se verifica mejora de eficiencia de clasificación con el aumento en dimensión de apex, al dar a la BHC mayor capacidad de evacuación, con lo cual se puede llegar a los rangos de diseño.
- La comparación de eficiencia realizada entre la BHC de apex 7,5" y la BHC en prueba de 8,0" entrega un análisis positivo, lográndose el objetivo para el cual se generó el cambio de apex, el cual era aumentar la capacidad HC, para que no se genere roping y se pueda llegar a las condiciones de diseño.
- Es imprescindible implementar agua de procesos de dilución en flujo under, para no embancar y para permitir una buena molienda en molino de bolas, si el sólido aumenta mucho, la molienda pasa a ser ineficiente, ya que aumentaría la potencia de éste.
- Con el diseño de prueba de la BHC con apex de 8,0", al disminuir el porcentaje de sólidos de alimentación a 61% aproximadamente, y maximizar la presión a 13 psi, que es lo que busca el nuevo sistema de control avanzado que se implementará, sin tener como etapa controlante el nivel de la cuba, permite una disminución de  $P_{80}$  que se muestra en los datos operacionales, donde el  $P_{80}$  de la línea 3 con la BHC CS703 con apex 7,5" es de 199,1 micrones y después del cambio fue de 186,6 micrones. Además el  $B_{pf}$  y el  $B_{pw}$  disminuyen en casi 19 y 11 puntos porcentuales respectivamente, lo cual permite disminuir la carga circulante en un rango cercano a 332%. Todo esto sin presencia de roping.
- Al disminuir el porcentaje de sólidos de alimentación permite que el porcentaje de sólidos a flotación se mueva en un rango cercano a 37% sólidos, favoreciendo de esta forma la flotación, mientras que el %W del under en un rango próximo a 76%, de modo que el HC trabaje de manera óptima y eficiente.
- La inversión para el proyecto que se evalúa de aumentar el diámetro de apex de 7,5" a 8,0" consta de una inversión de US\$ 824.153 teniendo una vida útil de 4 meses, ésta inversión además de mostrar beneficios técnicos, entregaría beneficios económicos a MLP reflejado en un VAN (0,15) de US\$ 1.218.322 para el caso objetivo y de US\$ 823.131 y US\$ 493.805 para un escenario

conservador y para uno pesimista respectivamente, lo cual indica la gran rentabilidad del proyecto.

## 8.2. Recomendaciones

- Implementar HC de apex 8,0", con rango de porcentaje de sólidos entre 59-64%W maximizando la presión a 13 psi, manteniendo el porcentaje de sólidos underflow en 75-78%W, cuidando dilución al cajón under, esperando alcanzar valores operacionales entre 72-75%W para una buena eficiencia de molienda del molino de bolas.
- Si se trabaja a las condiciones operacionales dichas anteriormente con las bombas GIW 24" x 22" de 6.000 m<sup>3</sup>/h, habrá que limitar la capacidad de los HC, ya que podrían no dar a vasto para impulsar el flujo promedio.
- Dados los buenos resultados operacionales, seguir con posible cambio de vortex 14" a 16" o simplemente a vortex mayor de 14", en búsqueda de mejor dimensionamiento de HC para la optimización de eficiencia de clasificación.
- Realizar estudio con balances del circuito de molienda secundaria completo, tomando en cuenta el molino de bolas.
- Estandarizar y normalizar la instrumentación, puesto que es esencial para el seguimiento y buen funcionamiento de la operación (debe poder ser cuantificable o medible)
- Implementar agua de procesos de dilución a flujo under, para disminuir el porcentaje de sólidos a un rango de 72-75%
- Continuar con muestreos de eficiencia de clasificación, de tal manera de llevar un monitoreo constante de la operación.
- Evitar cambios individuales de HC en baterías y siempre cumplir con cambio completo en la BHC, puesto que al realizar solo un cambio, la operación completa se ve desfavorecida y controlada por el nuevo ciclón.
- Implementación de un buen punto de muestreo fijo en la batería, como instalar una válvula de corte de alimentación a la batería. Además cada BHC debería tener su punto de muestreo estándar, para no depender de ciclón ciego/andamios. Si esto no es realmente posible, mantener siempre las BHC con flange ciego. Esta recomendación es sumamente necesaria, ya que fue la etapa controlante durante todo el proceso.

## 9. REFERENCIAS

- [1]: web.pelambres.cl (2019). Valores y principios. Minera Los Pelambres. [En línea] Disponible en: <http://web.pelambres.cl/quienes-somo/valores-y-principios/> [Último acceso 20 Julio 2019]
- [2]: MLP (2018). Proyecto PST P<sub>80</sub> planta concentradora final.
- [3]: Bustos, P. (n.d.). Mapa de eventos de planta concentradora. Gerencia P&D – Superintendencia de Metalurgia, p. 2-3.
- [4]: MLP (2019). Mejora Molienda Secundaria - Iniciativa Concentradora 2019.
- [5]: Sepúlveda, J., (2018) Software for the analysis of mineral Grinding Processes, Resumen. Universidad de Concepción.
- [6]: Sepúlveda, J., (2010) La cuarta ley de la molienda/clasificación. Un criterio operacional para optimizar los circuitos de molienda convencional cerrados con hidrociclones. Rocas y minerales, p. 1-10
- [7] web.pelambres.cl (2019). Productos. Minera Los Pelambres. [En línea] Disponible en: <http://web.pelambres.cl/que-hacemos/productos/> [Último acceso 15 Mayo 2019]
- [8]: web.pelambres.cl (2019). Historia. Minera Los Pelambres. [En línea] Disponible en: <http://web.pelambres.cl/quienes-somos/historia/> [Último acceso 15 Mayo 2019]
- [9]: MLP (2019). Presentación MLP 2019.
- [10]: Filosofía de Control Avanzado Molienda Secundaria. Superintendencia Gestión de Procesos, AMSA – Los Pelambres, p. 9-16.
- [11]: Sepúlveda, J., Gutiérrez, L. (1986), Dimensionamiento y optimización de plantas concentradoras mediante técnicas de modelación matemática. Centro de Investigación Minera y Metalúrgica, Santiago Chile, p. 11-21, 143-167.
- [12]: Austin, L., Concha, F., (1994), Diseño y Simulación de Circuitos de Molienda y Clasificación, CYTED., p. 207-242.
- [13]: Sepúlveda, J., (2018) Software for the analysis of mineral Grinding Processes, Hidrociclones. Universidad de Concepción.
- [14]: Concha, F., Barrientos, A., Montero, J., and Sampaio, R., (1996), Air core roping in hydrocyclones. Int. J. Miner. Process 44 - 45, pp. 743-749.

- [15]: Magne, L., Molienda convencional de minerales, Universidad de Santiago, Cap. 4
- [16]: López, J. (2016). Herramientas para la optimización y generación de balances de masas en torno al hidrociclón. Pregrado. USACH.
- [17]: Magne, L., Titichoca, G., <Clasificación por tamaños en hidrociclones>, Universidad de Santiago, Cap. 8
- [18]: Sepúlveda, J., (1986), Un análisis crítico del proceso de molienda/clasificación. Centro de Investigación Minera y Metalúrgica, Cap. 1-2, 5.
- [19]: Napier-Munn, T.J., Morrel, S., Morrison, R.D., Kojovic, T., (1996), Mineral Comminution Circuits. The University of Queensland, p. 309-330.
- [20]: Osisoft.es (2019). PI System. [En línea] Disponible en: <http://osisoft.es/pi-system/> [Último acceso 15 Septiembre 2019]
- [21]: Moly-Cop Tools, <CycloBal\_Single>, Vol. 3.0, 2018.
- [22]: Moly-Cop Tools, <CycloSim\_Single>, Vol. 3.0, 2018.



## 10. ANEXOS

### A. CORRELACIONES MODELO DE PLITT

#### A.1. Correlación 1

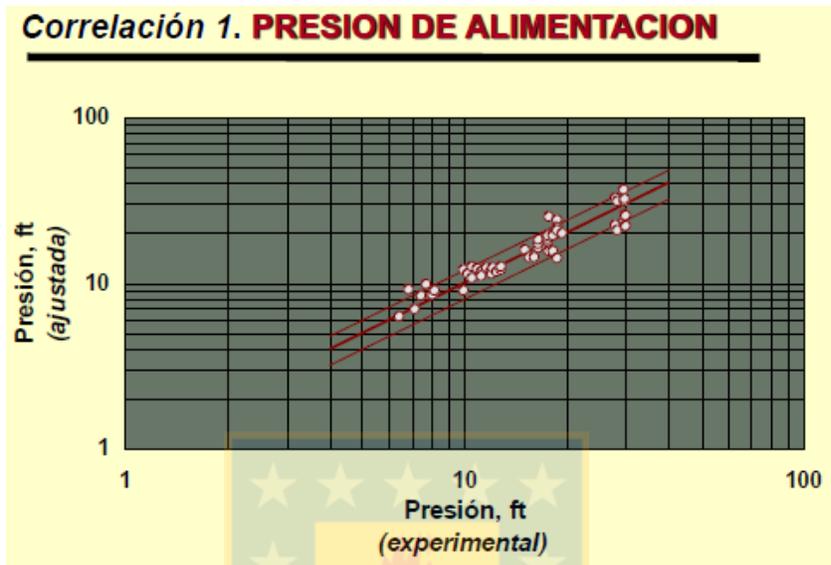


Figura 48: Presión de alimentación experimental vs. ajustada [13].

#### A.2. Correlación 2

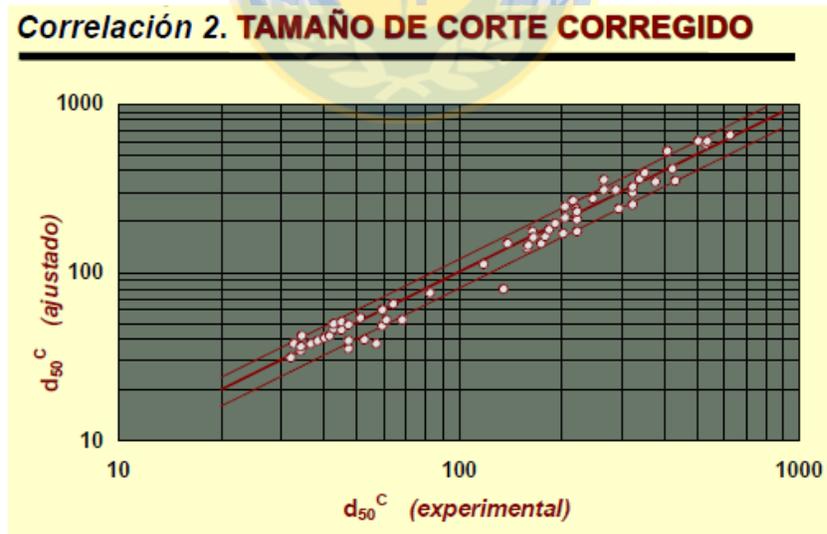


Figura 49: Tamaño de corte corregido experimental vs. ajustado [13].

### A.3. Correlación 3

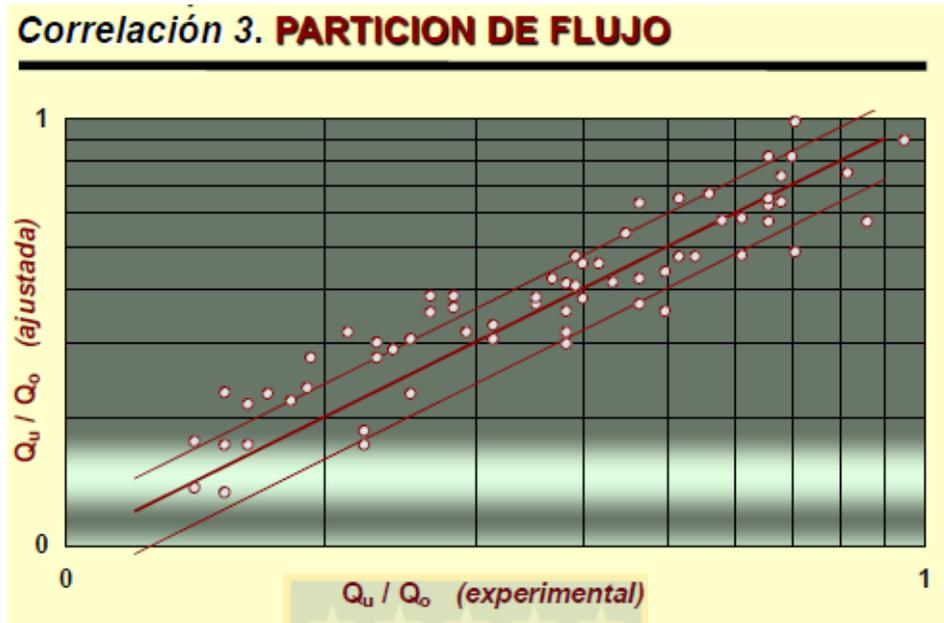


Figura 50: Partición de flujo experimental vs. ajustada [13].

### A.4. Correlación 4

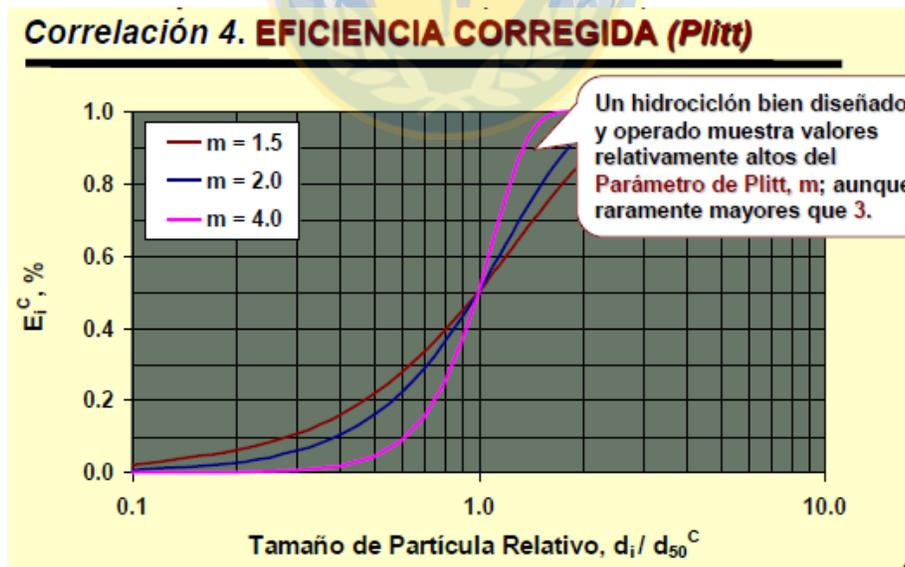


Figura 51: Eficiencia corregida (Plitt) [13].

## A.5. Correlación 5

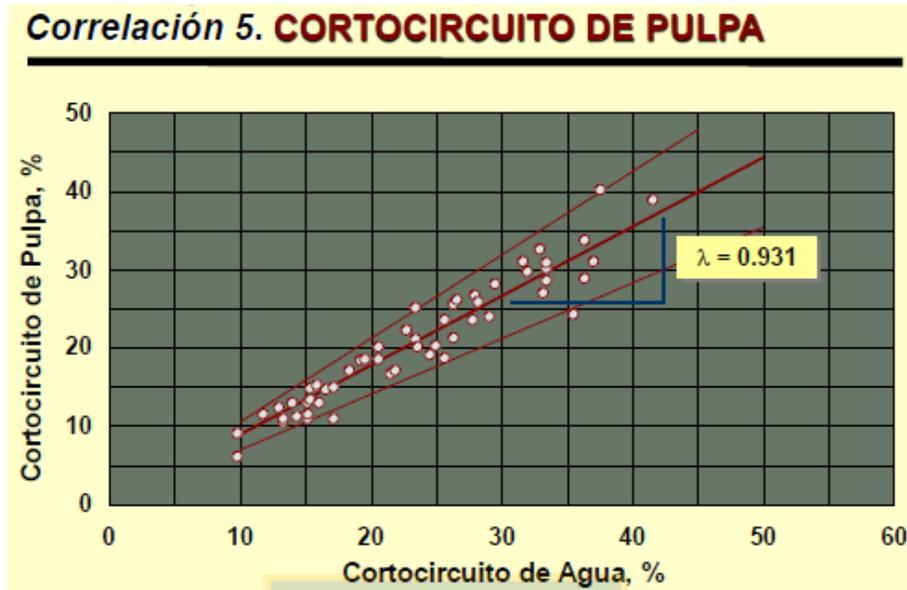


Figura 52: Cortocircuito de agua vs. cortocircuito de pulpa [13].

## B. ANÁLISIS ESTADÍSTICO DE LAS PRINCIPALES VARIABLES EN MOLIENDA SECUNDARIA.

Tabla 27: Análisis estadístico completo molienda secundaria.

Variable	Unidad	Media	Desv.Est.	Varianza	CoefVar	Mínimo	Q1	Mediana	Q3	Máximo
Alim. Mineral SAG 3 (704)	[TPH]	2846,3	408,60	166968,90	14,36	1060,6	2597,0	2895,6	3143,2	3801,1
F80 Línea 3	[pulg]	3,20	0,55	0,31	17,33	1,92	2,79	3,16	3,55	6,67
Potencia SAG 3	[kW]	14491	1005,00	1010725,00	6,94	10111	14054	14709	15237	16135
Velocidad SAG 3	[rpm]	9,4	0,60	0,36	6,42	3,8	9,0	9,6	9,9	9,9
Potencia MB703	[kW]	14063	573,00	327820,00	4,07	11064	13810	14077	14417	15861
Velocidad MB703	[rpm]	11,8	0,12	0,01	0,98	10,0	11,8	11,8	11,8	11,9
Nivel TK736	[%]	90,7	3,61	13,03	3,98	68,6	89,0	91,0	92,9	100,5
Agua a TK736	[m3/h]	818,9	220,33	48543,52	26,91	300,0	652,4	812,9	972,3	1399,4
P80 Línea3	[um]	205,6	34,78	1209,98	16,92	116,4	182,9	206,0	228,7	309,8
Hz PP783	[%]	78,2	1,28	1,64	1,64	77,0	77,0	78,0	79,0	82,0
#HC Abiertos	[un]	6,1	2,08	4,33	34,14	3,0	4,0	6,0	7,0	12,0
Flujo Alim. BHC	[m3/h]	5360,7	1149,10	1320538,10	21,44	2373,1	4593,7	5362,3	6065,4	8326,7
%Sól Alim. BHC	[%]	69,9	2,96	8,73	4,23	61,0	67,6	70,3	72,3	74,0
Presión	[psi]	10,0	1,10	1,21	11,00	6,8	9,3	10,0	10,7	12,9
Vel PP783	[rpm]	233,1	3,93	15,42	1,69	229,4	229,5	232,5	235,5	254,9

**C. ESTADO AVANCE EN NORMALIZACIÓN Y ESTANDARIZACIÓN DE INSTRUMENTACIÓN EN MOLIENDA SECUNDARIA**

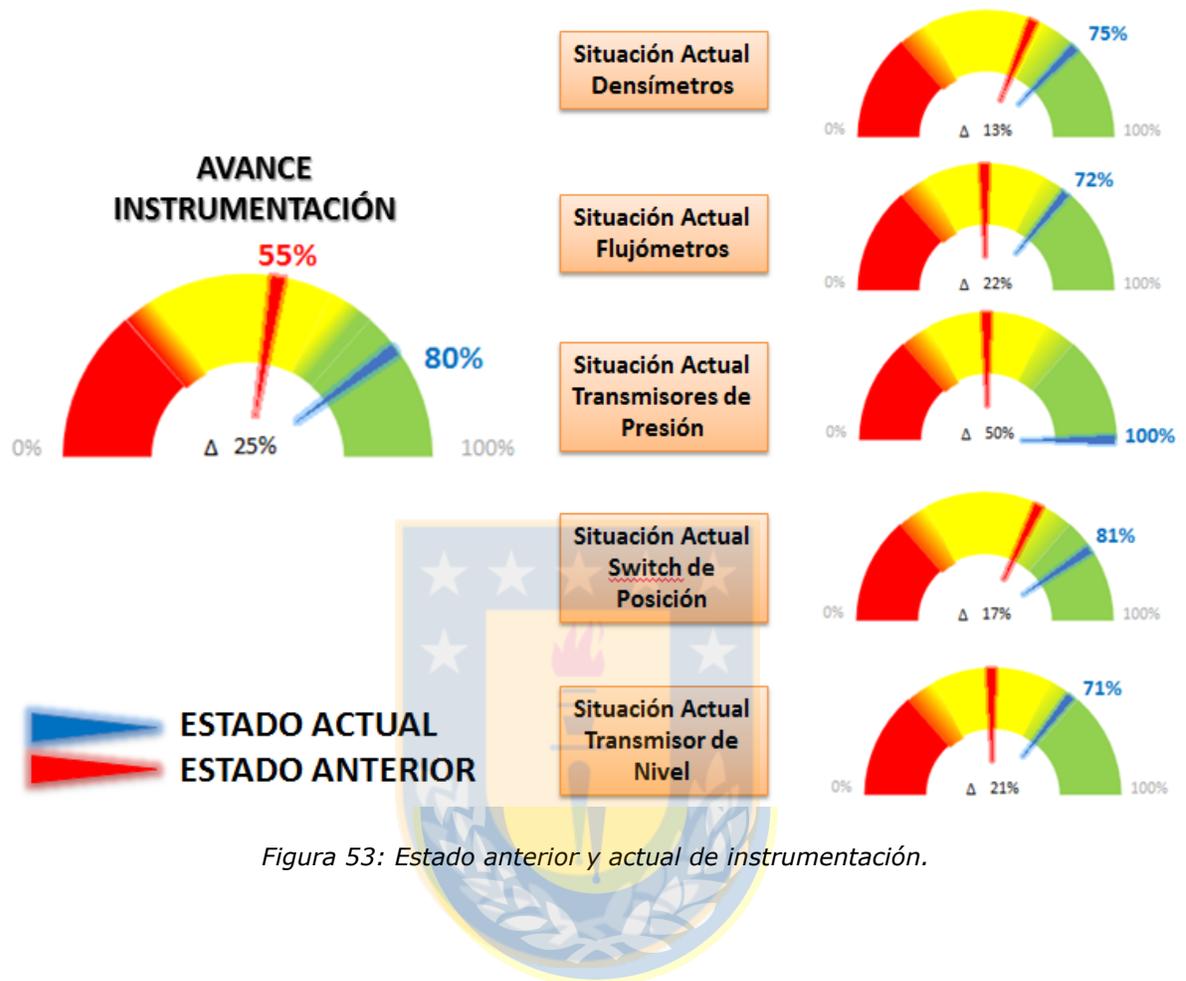


Figura 53: Estado anterior y actual de instrumentación.

**D. FLUJÓMETROS DE CICLONES VS. ESTIMACIÓN CAUDAL**

Previo a la calibración la estimación no se ajusta con la medición que entrega el flujómetro.

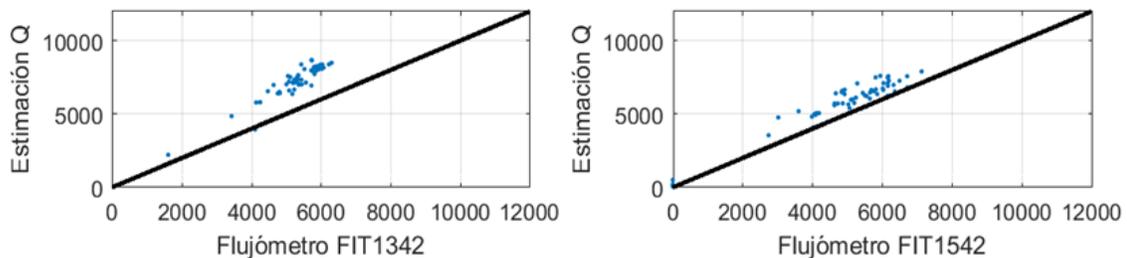


Figura 54: Flujómetros volumétricos previo calibración.

Posterior a la calibración del equipo la estimación del caudal se ajusta con la medición del flujómetro.

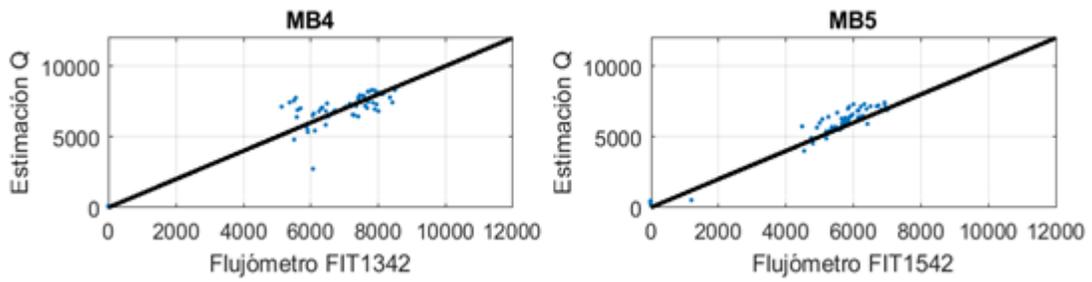


Figura 55: Flujómetros volumétricos posterior calibración.

**E. CURVA DE CAPACIDAD DE HC, MODELO GMAX 33-20 FLSMIDTH**

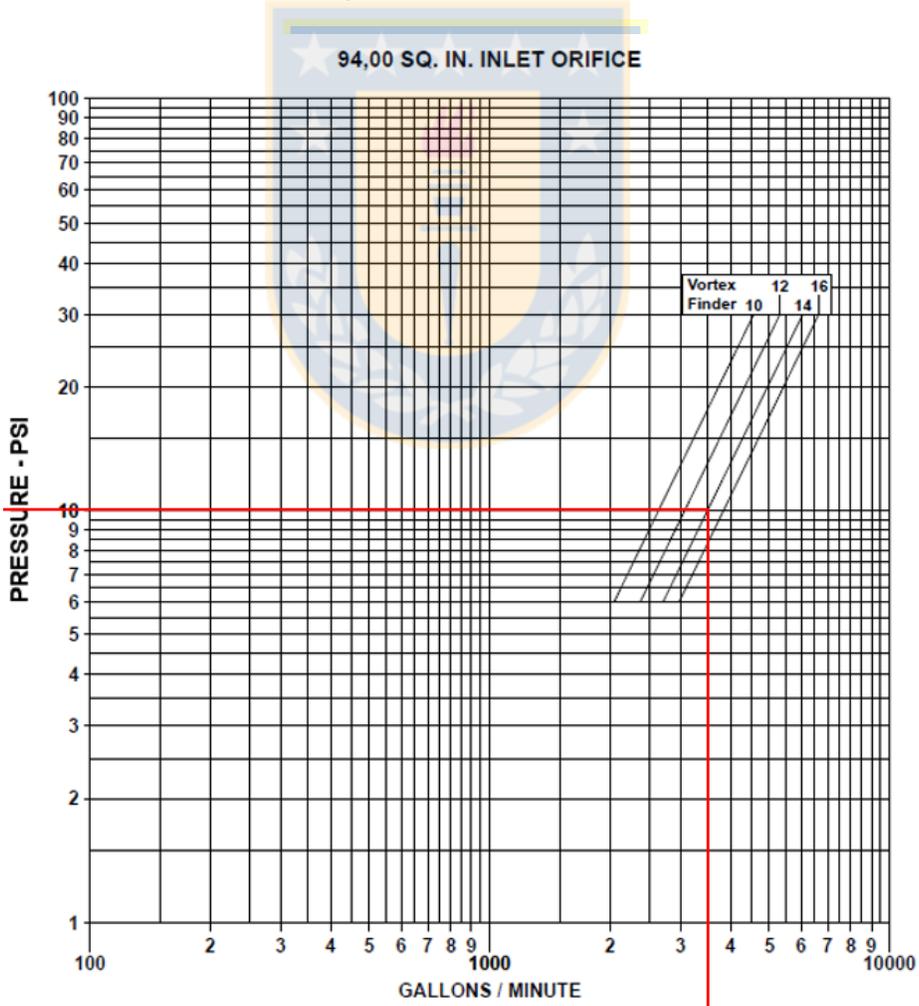


Figura 56: Curva de capacidad HC.

## F. PROTOCOLO DE MUESTREOS

“Muestreos para eficiencia de clasificación, Planta concentradora, Minera Los Pelambres.”

### F.1. Introducción

Se realizará muestreo en BHC, con el fin de obtener masa y volumen de dichas muestras de pulpa, además del porcentaje de sólidos y un perfil granulométrico.

### F.2. Metodología experimental

#### 1.1 Materiales y equipos



*Figura 57: Cortador pico pato.*

- Cortador tipo pico pato, con tapa (Figura 57).
- 3 baldes 20 litros

#### 1.2 Desarrollo experimental

- **Punto de muestreo:** En primer lugar, realizar muestreo en BHC CS703 actual o en su defecto en BHC CS704 y BHC CS703 con ápex de 8,0” (instalación primera quincena de Abril), luego proceder con muestreo de baterías CS002, CS003, CS702 y finalmente la CS001 y CS004. (Este orden puede ser modificado dependiendo de la operación)
- **Punto de muestreo específico:** En primer lugar, se realiza muestreo en flujo de gruesos (underflow) y flujo de finos (overflow) y, en segundo lugar; de la alimentación al HC (sección underflow, a través de ciclón ciego) de cada HC (Figura 58).

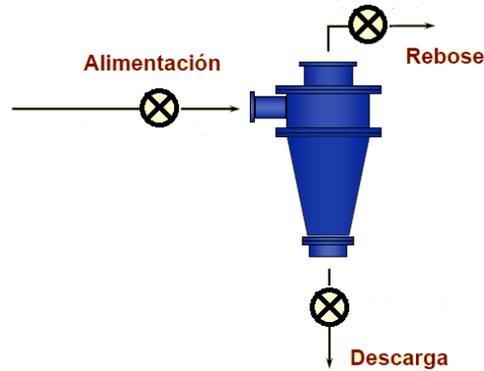


Figura 58: Puntos de muestreo específicos HC.

- **Variables a medir:** Masa y volumen de muestras.
- **Muestras por día:** 2 muestreos diarios, 10 am y 16 pm, hasta completar 10 muestreos (5 días), para batería HC.
- **Frecuencia muestreos:** Un muestreo de un HC se realiza en 2 horas, en las cuales se extrae cada 15 minutos una muestra del overflow, underflow y alimentación, y se depositan en baldes respectivos de 20 litros, hasta completar 9 incrementos, con el fin de generar un compósito representativo de la muestra (Figura 59).

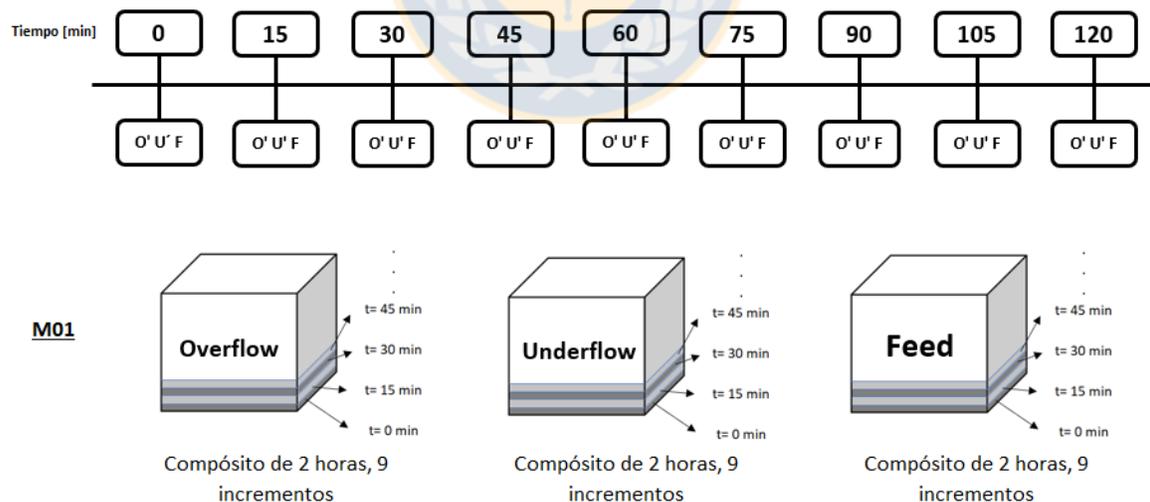


Figura 59: Representación muestreo.

- **Compósito muestreo:** 2 Horas.
- **Frecuencia incrementos:** Cada 15 minutos (9 incrementos totales: 0' – 15' – 30' – 45' – 60' – 1h15' – 1h30' – 1h45' – 2h).

- **Periodo muestreos:** Muestreos consecutivos de 5 días.
- **Resultados:** Registro de la fecha de muestreo, hora de inicio y hora de término de cada muestreo. Junto con la masa y volumen de cada muestra.
- **Especificaciones:** Para sacar cada una de las muestras de alimentación es necesario coordinar con sala de control la abertura de válvula del HC ciego, dejar que pase aproximadamente 30 segundos a 1 minuto, para que la pulpa se estabilice, realizar extracción de muestra, y cerrar la válvula.

Este desarrollo experimental deberá repetirse cada vez que se realicen los 7 muestreos totales, como se muestra en la tabla 28.

*Tabla 28: Tabla cantidad de muestreos*

Punto muestreo	CS70x														
Muestreos	M01			M02			M03			M04			M05		
Punto específico	Under	Over	Feed												
Incrementos	9	9	9	9	9	9	9	9	9	9	9	9	9	9	9

### F.3. Análisis de muestras y resultados.

De las muestras que se obtienen de overflow, underflow y alimentación de cada muestreo, en la tabla 29 y 30 se solicita la entrega de:

#### A. Alimentación

- Fecha de muestreo, Hora inicio, Hora término.
- % Sólidos Feed.
- Distribución granulométrica en mallas de 0,742 – 0,525 – 0,371 – 3 – 4 – 6 – 10 – 14 – 20 – 28 – 35 – 48 – 65 – 100 – 150 – 200 – 270 – 325.

#### B. Underflow

- Fecha de muestreo, Hora inicio, Hora término.
- % Sólidos U'flow.
- Distribución granulométrica en mallas de 0,742 – 0,525 – 0,371 – 3 – 4 – 6 – 10 – 14 – 20 – 28 – 35 – 48 – 65 – 100 – 150 – 200 – 270 – 325.

#### C. Overflow

- Fecha de muestreo, Hora inicio, Hora término.
- % Sólidos O'flow.
- Gravedad Específica O'flow.

- Distribución granulométrica en mallas 10 – 14 – 20 – 28 – 35 – 48 – 65 – 100 – 150 – 200 – 270 – 325.

Tabla 29: Registro datos.

	CS00x				
	M01	M02	M03	M04	M05
Fecha Muestreo					
Hora Inicio					
Hora Término					
% W Alimentación					
% W overflow					
% W underflow					
Gravedad Específica O' [g/cm <sup>3</sup> ]					

Tabla 30: Análisis granulométrico.

Malla [#]	Opening [μm]	% Pasante		
		Alimentación [%]	U' flow [%]	O' flow [%]
0,742	19050			
0,525	12700			
0,371	9500			
3	6700			
4	4750			
6	3350			
8	2360			
10	1700			
14	1180			
20	850			
28	600			
35	425			
48	300			
65	212			
100	150			
150	106			
200	75			
270	53			
400	38			

## G. GRÁFICAS DE CONTROL, ESTADÍSTICA PARA FUNCIÓN ERROR ASOCIADA.

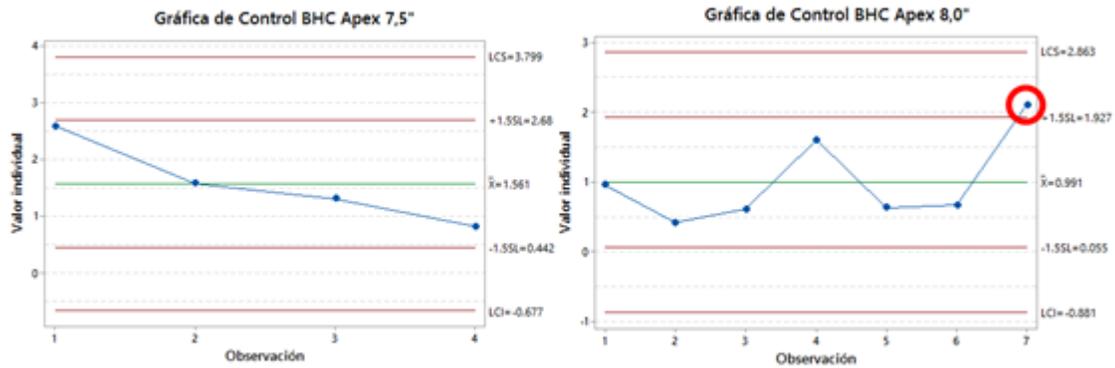


Figura 60: Gráfica de control para función error asociada.

## H. INVERSIÓN PROYECTO

Tabla 31: Inversión inicial.

INVERSIÓN INICIAL	
Valor Unitario apex [US\$]	6.094
Número HC [un]	14
Número BHC [un]	8
TOTAL [US\$]	682.528
Instalación [%]	15
Costo Instalación [US\$]	102.379
TOTAL [US\$]	784.907

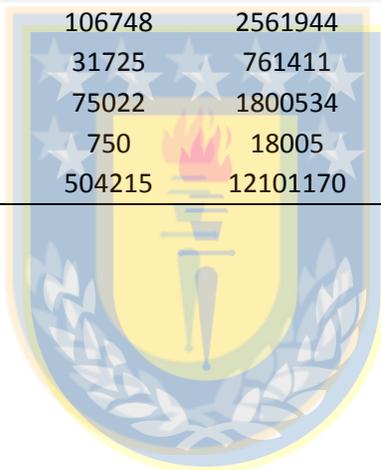
Tabla 32: Inversión total.

INVERSIÓN TOTAL	
Inversión Inicial [US\$]	784.907
Imprevistos [%]	5
Inversión Total [US\$]	824.153

## I. INGRESOS Y COSTOS

Tabla 33: Ingresos y costos operacionales.

INGRESOS Y COSTOS OPERACIONALES					
DATO	UNIDAD	HORA	DÍA	MES	AÑO
Toneladas Mineral	[T]	31	744	22320	271560
Libras	[lb]	68343	1640237	49207118	598686607
Disponibilidad	[%]	93,2	93,2	93,2	93,2
Total real	[lb]	63696	1528701	45861034	557975918
Ley	[%]	0,69	0,69	0,69	0,69
Recuperación	[%]	87,18	87,18	87,18	87,18
Ganancia Finos Cu	[lb]	383	9196	275873	3356459
Valor Cu	[c/lb]	278,6	278,6	278,6	278,6
Costo Operacional Cu	[c/lb]	139,7	139,7	139,7	139,7
Costo Operacional Cu-Mo	[c/lb]	82,8	82,8	82,8	82,8
Ganancia Bruta	[cU\$]	106748	2561944	76858325	935109616
Costo Producción	[cU\$]	31725	761411	22842316	277914846
Ingreso Neto	[cU\$]	75022	1800534	54016008	657194769
Ingreso Neto	[US\$]	750	18005	540160	6571948
Ingreso Neto	[CLP]	504215	12101170	363035111	4416927181



**J. FLUJO DE CAJA***Tabla 34: Flujo de caja completo objetivo en 4 meses.*

FLUJO DE CAJA					
MES	0	1	2	3	4
Concepto		U\$	U\$	U\$	U\$
Ingresos (+)		768.583	769.864	771.147	772.433
Costos Variables (-)		228.423	229.185	229.949	230.715
Costos Fijos (-)		0	0	0	0
EBITDA		540.160	540.680	541.199	541.718
Depreciación (-)		6.320	6.320	6.320	6.320
RESULTADOS ANTES DE IMPUESTO		533.840	534.360	534.879	535.398
IMPUESTO (-)		14.236	14.250	14.263	14.277
RESULTADOS DESPUÉS DE IMPUESTO		519.605	520.110	520.616	521.121
DEPRECIACIÓN (+)		6.320	6.320	6.320	6.320
RESULTADO OPERACIONAL NETO		525.924	526.430	526.935	527.440
INVERSIÓN INICIAL (-)			0	0	0
Flujo Caja					
INGRESO (+)		768.583	769.864	771.147	772.433
INGRESO NO OPERACIONAL		0	0	0	0
COSTOS (-)		228.423	229.185	229.949	230.715
IMPUESTO (-)		14.236	14.250	14.263	14.277
INVERSION	-824.153				
FC (Flujo de caja) NETO	-824.153	525.924	526.430	526.935	527.440
FC (Flujo de caja) ACUMULADO	-824.153	-298.228	228.202	755.137	1.282.577

**UNIVERSIDAD DE CONCEPCIÓN – FACULTAD DE INGENIERÍA**

**Departamento de Ingeniería Metalúrgica**

Hoja Resumen Memoria de Título

**Título:** "Evaluación técnica-económica del aumento de diámetro de apex en la eficiencia de clasificación en molienda secundaria en Minera Los Pelambres."

**Nombre Memorista:** Rocío Antúnez G.

<b>Modalidad:</b>	Proyecto	<b>Profesor Patrocinante:</b>    Prof. Dennis Vega G.
<b>Concepto:</b>		
<b>Calificación:</b>		
<b>Fecha:</b>	6 Diciembre 2019	
Prof. <sup>a</sup> Eugenia Araneda H.		<b>Ingeniero Supervisor:</b> Sr. Pablo Bustos C.
		<b>Institución:</b> Minera Los Pelambres, Antofagasta Minerals.

**Comisión (Nombre y Firma)**

Prof. Fernando Betancourt C.	Prof. Andrés Ramírez M.
------------------------------	-------------------------

**Resumen:**

El estudio de esta memoria, tiene como propósito analizar comparativamente hidrociclones con apex de 7,5" y de 8,0", de modo que se permita mejorar la eficiencia en clasificación, disminuyendo las debilidades de la Planta y logrando alcanzar las condiciones óptimas de diseño.

La evaluación técnica fue favorable, permitiendo disminuir el % sólidos de alimentación al hidrociclón a un valor cercano a 62%, maximizando la presión a 13 psi, sin generar problemas de roping y llevando a los principales criterios de desempeño a un valor óptimo. Esta mejora en la eficiencia de clasificación, también se ve reflejada en una mejora en la eficiencia en etapas de molienda y flotación.

El proyecto además de entregar beneficios técnicos también entregará beneficios económicos, producto de una disminución de pérdidas de tonelaje por restricciones del sistema, plasmado en un VAN (0,15) positivo de US\$ 1.218.322.