



Universidad Nacional Mayor de San Marcos

Universidad del Perú. Decana de América

Facultad de Ingeniería Geológica, Minera, Metalúrgica y Geográfica

Escuela Profesional de Ingeniería Metalúrgica

**Evaluación del circuito de molienda-clasificación en la
planta concentradora de la Compañía Minera Lincuna
S.A. usando el software Molycop Tools**

TESIS

Para optar el Título Profesional de Ingeniero Metalúrgico

AUTOR

Claudio César LICLA QUISPE

Jean Paul PADILLA FABIAN

ASESOR

José Luis VIDARTE MERIZALDE

Lima, Perú

2021



Reconocimiento - No Comercial - Compartir Igual - Sin restricciones adicionales

<https://creativecommons.org/licenses/by-nc-sa/4.0/>

Usted puede distribuir, remezclar, retocar, y crear a partir del documento original de modo no comercial, siempre y cuando se dé crédito al autor del documento y se licencien las nuevas creaciones bajo las mismas condiciones. No se permite aplicar términos legales o medidas tecnológicas que restrinjan legalmente a otros a hacer cualquier cosa que permita esta licencia.

Referencia bibliográfica

Licla, C. & Padilla, J. (2021). *Evaluación del circuito de molienda-clasificación en la planta concentradora de la Compañía Minera Lincuna S.A. usando el software Molycop Tools*. [Tesis de pregrado, Universidad Nacional Mayor de San Marcos, Facultad de Ingeniería Geológica, Minera, Metalúrgica y Geográfica, Escuela Profesional de Ingeniería Metalúrgica]. Repositorio institucional Cybertesis UNMSM.

Metadatos complementarios

Datos de autor 1	
Nombres y apellidos	CLAUDIO CESAR LICLA QUISPE
Tipo de documento de identidad	DNI
Número de documento de identidad	74243828
URL de ORCID	NO APLICA
Datos de autor 2	
Nombres y apellidos	JEAN PAUL PADILLA FABIAN
Tipo de documento de identidad	DNI
Número de documento de identidad	75537001
URL de ORCID	NO APLICA
Datos de asesor	
Nombres y apellidos	JOSÉ LUIS VIDARTE MERIZALDE
Tipo de documento de identidad	DNI
Número de documento de identidad	07397539
URL de ORCID	https://orcid.org/0000-0002-3353-2551
Datos del jurado	
Presidente del jurado	
Nombres y apellidos	VIDAL SIXTO ARAMBURÚ ROJAS
Tipo de documento	DNI
Número de documento de identidad	08608364
Miembro del jurado 1	
Nombres y apellidos	DANIEL FLORENCIA LOVERA DÁVILA

Tipo de documento	DNI
Número de documento de identidad	06450640
Miembro del jurado 2	
Nombres y apellidos	MANUEL PRUDENCIO CABALLERO RIOS
Tipo de documento	DNI
Número de documento de identidad	09136425
Datos de investigación	
Línea de investigación	NO APLICA
Grupo de investigación	NO APLICA
Agencia de financiamiento	SIN FINANCIAMIENTO
Ubicación geográfica de la investigación	País: Perú Departamento: Ancash Provincia: Aija Distrito: Aija Latitud: -9.768198 Longitud: -77.558663
Año o rango de años en que se realizó la investigación	MARZO 2019 – MARZO 2021
URL de disciplinas OCDE	Ingeniería de procesos https://purl.org/pe-repo/ocde/ford#2.04.02 Minería, Procesamiento de minerales https://purl.org/pe-repo/ocde/ford#2.07.05



UNIVERSIDAD NACIONAL MAYOR DE SAN MARCOS
Universidad del Perú - Decana de América
FACULTAD DE INGENIERÍA GEOLÓGICA, MINERA, METALÚRGICA Y GEOGRÁFICA
ESCUELA PROFESIONAL DE INGENIERÍA METALÚRGICA

«Año del Bicentenario del Perú: 200 años de Independencia»

ACTA DE SUSTENTACIÓN DE TESIS MANCOMUNADA PARA OPTAR TÍTULO
PROFESIONAL DE INGENIERO METALÚRGICO

Mediante la plataforma virtual de Google Meet la Escuela Profesional de Ingeniería Metalúrgica de la Facultad de Ingeniería Geológica, Minera, Metalúrgica y Geográfica de la Universidad Nacional Mayor de San Marcos, el lunes 15, del mes de noviembre del 2021 siendo las 18:07 horas, en presencia de los Señores Docentes designados como Miembros del Jurado Calificador:

Dr. VIDAL SIXTO, Aramburú Rojas	(PRESIDENTE)
Mg. DANIEL FLORENCIO, Lovera Dávila	(MIEMBRO)
Ing. MANUEL PRUDENCIO, Caballero Rios	(MIEMBRO)

Reunidos virtualmente para el Acto Académico Público de la Sustentación de la TESIS MANCOMUNADA de Don: CLAUDIO CÉSAR LICLA QUISPE Bachiller en Ingeniería Metalúrgica, quien sustentó la Tesis Mancomunada Titulada: «EVALUACIÓN DEL CIRCUITO DE MOLIENDA-CLASIFICACIÓN EN LA PLANTA CONCENTRADORA DE LA COMPAÑÍA MINERA LINCUNA S.A. USANDO EL SOFTWARE MOLYCOP TOOLS » para la obtención del Título Profesional de Ingeniero: METALÚRGICO.

Los miembros del Jurado Calificador, escuchada la sustentación respectiva, plantearon al graduando las observaciones pertinentes, que fueron absueltas a:

.....SATISFACCIÓN.....

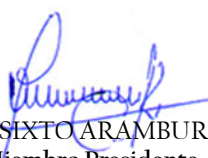
El Jurado procedió a la calificación según el reglamento vigente, cuyo resultado fue la nota de:

.....DIECISÉIS (16).....

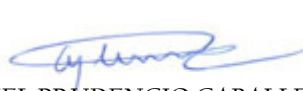
Habiendo concluido la Sustentación de la Tesis Mancomunada por el Jurado Calificador, el Miembro Presidente del Jurado, recomienda que la Facultad de Ingeniería Geológica, Minera, Metalúrgica y Geográfica, otorgue el TÍTULO PROFESIONAL DE INGENIERO METALÚRGICO, a Don: Claudio César Licla Quispe.

Siendo las 19:30 horas, se dió por concluido el acto académico, expidiéndose cinco (5) Actas Originales de la Sustentación de Tesis.

Lima, 15 de noviembre de 2021


Dr. VIDAL SIXTO ARAMBURÚ ROJAS
Miembro Presidente


Mg. DANIEL FLORENCIO LOVERA DÁVILA
Miembro


Ing. MANUEL PRUDENCIO CABALLERO RIOS
Miembro



Firmado digitalmente por ORIHUELA
SALAZAR Luis Alfredo FAU
20148092282 soft
Motivo: Soy el autor del documento
Fecha: 16.12.2021 11:06:25 -05:00

Mg. LUIS ALFREDO ORIHUELA SALAZAR
DIRECTOR
ESCUELA PROFESIONAL DE INGENIERÍA METALÚRGICA

Datos de la plataforma virtual institucional del acto de sustentación:

[https:// meet.google.com/rre-ewyk-etr](https://meet.google.com/rre-ewyk-etr)

Grabación archivada en: https://drive.google.com/file/d/1OwIVZbwtI_ufXAjigJdi2Dv2nppQ57CM/view



UNIVERSIDAD NACIONAL MAYOR DE SAN MARCOS
Universidad del Perú - Decana de América
FACULTAD DE INGENIERÍA GEOLÓGICA, MINERA, METALÚRGICA Y GEOGRÁFICA
ESCUELA PROFESIONAL DE INGENIERÍA METALÚRGICA

«Año del Bicentenario del Perú: 200 años de Independencia»

ACTA DE SUSTENTACIÓN DE TESIS MANCOMUNADA PARA OPTAR TÍTULO
PROFESIONAL DE INGENIERO METALÚRGICO

Mediante la plataforma virtual de Google Meet la Escuela Profesional de Ingeniería Metalúrgica de la Facultad de Ingeniería Geológica, Minera, Metalúrgica y Geográfica de la Universidad Nacional Mayor de San Marcos, el lunes 15, del mes de noviembre del 2021 siendo las 18:07 horas, en presencia de los Señores Docentes designados como Miembros del Jurado Calificador:

Dr. VIDAL SIXTO, Aramburú Rojas	(PRESIDENTE)
Mg. DANIEL FLORENCIO, Lovera Dávila	(MIEMBRO)
Ing. MANUEL PRUDENCIO, Caballero Rios	(MIEMBRO)

Reunidos virtualmente para el Acto Académico Público de la Sustentación de la TESIS MANCOMUNADA de Don: JEAN PAUL PADILLA FABIAN Bachiller en Ingeniería Metalúrgica, quien sustentó la Tesis Mancomunada Titulada: «EVALUACIÓN DEL CIRCUITO DE MOLIENDA-CLASIFICACIÓN EN LA PLANTA CONCENTRADORA DE LA COMPAÑIA MINERA LINCUNA S.A. USANDO EL SOFTWARE MOLYCOP TOOLS » para la obtención del Título Profesional de Ingeniero: METALÚRGICO.

Los miembros del Jurado Calificador, escuchada la sustentación respectiva, plantearon al graduando las observaciones pertinentes, que fueron absueltas a:

.....SATISFACCIÓN.....

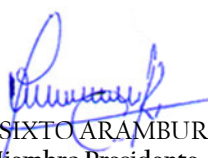
El Jurado procedió a la calificación según el reglamento vigente, cuyo resultado fue la nota de:

.....DIECISÉIS (16).....

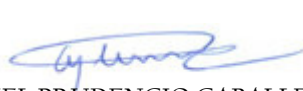
Habiendo concluido la Sustentación de la Tesis Mancomunada por el Jurado Calificador, el Miembro Presidente del Jurado, recomienda que la Facultad de Ingeniería Geológica, Minera, Metalúrgica y Geográfica, otorgue el TÍTULO PROFESIONAL DE INGENIERO METALÚRGICO, a Don: Jean Paul Padilla Fabian.

Siendo las 19:30 horas, se dió por concluido el acto académico, expidiéndose cinco (5) Actas Originales de la Sustentación de Tesis.

Lima, 15 de noviembre de 2021


Dr. VIDAL SIXTO ARAMBURÚ ROJAS
Miembro Presidente


Mg. DANIEL FLORENCIO LOVERA DÁVILA
Miembro


Ing. MANUEL PRUDENCIO CABALLERO RIOS
Miembro



UNMSM

Firmado digitalmente por ORIHUELA
SALAZAR Luis Alfredo FAU
20148092282 soft
Motivo: Soy el autor del documento
Fecha: 16.12.2021 11:57:01 -05:00

Mg. LUIS ALFREDO ORIHUELA SALAZAR
DIRECTOR
ESCUELA PROFESIONAL DE INGENIERÍA METALÚRGICA

Datos de la plataforma virtual institucional del acto de sustentación:

[https:// meet.google.com/rre-ewyk-etr](https://meet.google.com/rre-ewyk-etr)

Grabación archivada en: https://drive.google.com/file/d/1OwIVZbwtI_ufXAjigJdi2Dv2nppQ57CM/view

DEDICATORIA – CLAUDIO CÉSAR LICLA QUISPE

A mis padres, Claudio Licla Ccoillo, Gaby María Quispe Chamana, y a mi hermana Idelsa Licla Quispe por los valores que inculcaron en mí, así como por su incondicional apoyo desde el inicio de mis estudios hasta la actualidad, y a todos mis seres queridos que siempre me inspiraron a seguir adelante.

Dedicado también de manera muy especial a quien en vida fue Justa Chamana Gaspar, mi abuelita y maestra de la vida.

AGRADECIMIENTO– CLAUDIO CÉSAR LICLA QUISPE

Las personas que te enseñan y apoyan a lo largo de la vida son consideradas para mí unos maestros y amigos, por todo esto un agradecimiento a mi alma mater, la Universidad Nacional Mayor de San Marcos, y a todos los docentes que inculcaron en mí valores y enseñanzas, también un agradecimiento especial al Ingeniero Raúl Pilco Picón, superintendente de la planta concentradora de la Compañía Minera Lincuna, quien me dio la oportunidad de realizar mis prácticas en esta unidad, a partir de la cual pude elaborar esta tesis, finalmente agradezco a mi hermosa familia de la compañía minera Lincuna quienes formaron parte de mi crecimiento profesional y a toda mi familia en general.

DEDICATORIA – JEAN PAUL PADILLA FABIAN

Dedicado:

A mi compañera de vida y esposa, Yngrid, por su acompañamiento y soporte moral durante mi transcurso por San Marcos, así como en la ardua labor de elaboración de mi tesis.

A mis padres; Arnulfo Humberto y Leonarda Fabian por su amor y protección, por los valores inculcados en mi persona y su apoyo incondicional en las decisiones que tomé durante mi vida.

A mis hermanos; Williams, Nilda, Gilbert y Yesenia, a todos, por su protección, apoyo y valioso ejemplo a seguir.

AGRADECIMIENTO– JEAN PAUL PADILLA FABIAN

El presente trabajo de tesis representa el punto culminante de una grandiosa etapa en mi vida: los estudios de pre-grado en la gloriosa Universidad Nacional Mayor de San Marcos.

A los profesores de la gloriosa EP Ingeniería Metalúrgica, quienes tuvieron a bien verter sus experiencias y sabiduría sobre sus alumnos. En especial, a los ingenieros Jose Luis Vidarte y Augusto Chung, por su enorme colaboración y asesoría para la realización del presente trabajo de tesis, así como por sus enseñanzas brindadas dentro y fuera de las aulas. Finalmente, a mi gran amigo Claudio por su colaboración en esta tesis.

ÍNDICE

AGRADECIMIENTO– CLAUDIO CÉSAR LICLA QUISPE	iii
DEDICATORIA – JEAN PAUL PADILLA FABIAN	iv
AGRADECIMIENTO– JEAN PAUL PADILLA FABIAN	iv
LISTA DE TABLAS	viii
LISTA DE FIGURAS	x
NOMENCLATURA	xiv
RESUMEN	1
ABSTRACT	2
CAPÍTULO I	3
INTRODUCCIÓN	3
CAPÍTULO II	5
PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	5
2. 1. Descripción del problema	5
2. 2. Justificación de la investigación	5
2. 2. 1. Justificación Tecnológica	6
2. 3. Objetivos:	7
2. 3. 1. Objetivo general	7
2. 3. 2. Objetivos específicos	7
2. 3. 3. Alcance	7
2. 4. Hipótesis	8
2. 5. Identificación de variables	9
2. 5. 1. Variables independientes:	9
2. 5. 2. Variable dependiente:	9
CAPÍTULO III:	10
MARCO TEÓRICO	10
3. 1. Antecedentes del Proyecto	10
3. 2. Compañía Minera Lincuna S.A.	12
3. 3. Ubicación y vía de acceso	13
3. 4. Descripción de las operaciones en la concentradora Lincuna	15
3. 3. 1. Área Chancado y Clasificación	15
3. 3. 2. Área Molienda y Clasificación – Flotación Flash de Plomo-Plata	16
3. 3. 3. Área de Flotación	18
3. 3. 4. Área espesado y filtrado	20

3. 3. 5.	Disposición Final de Relaves	21
3. 5.	Antecedentes bibliográficos: Uso de la simulación en circuitos de molienda-clasificación a nivel mundial	24
3. 6.	Modelamiento y simulación en procesamiento de minerales	29
3. 7.	Historia de la simulación en el procesamiento mineral (J. Herbst, 2002)	31
3. 8.	Cuarta ley de la molienda	39
3. 9.	Relaciones con el Work Index Operacional	42
3. 10.	Teoría de molinos de bolas	44
3. 11.	Descripción de la operación de molienda	45
3. 12.	Condiciones operacionales de los molinos de bolas	47
3. 13.	Modelo de balance poblacional	54
3. 12 .1	Modelo Cinético de Primer Orden para la Molienda	54
3. 12 .2	Modelamiento de la molienda batch.	55
3. 12 .3	Modelo Herbst y Fuerstenau	58
3. 14.	Estimación de Parámetros de Fractura	60
3. 13 .1	Función selección	60
3. 13 .2	Función Fractura	61
3. 15.	Teoría de hidrociclones	63
3. 16.	Descripción de la operación de cicloneo	64
3. 17.	Modelamiento matemático de la operación de hidrociclones	66
3. 18.	Curva de eficiencia de clasificación real	67
3. 19.	Modelo del CIMM - hidrociclón	74
3. 20.	Cantidad mínima de muestra - Teoría de Pierre Gy	76
CAPÍTULO IV		80
DESARROLLO EXPERIMENTAL		80
4. 1.	Materiales empleados	80
4. 2.	Procedimiento de muestreo	81
4. 3.	Procedimiento de procesamiento de muestras	82
CAPÍTULO V		84
RESULTADOS EXPERIMENTALES		84
CAPÍTULO VI		103
DESARROLLO Y CALIBRACIÓN DEL SOFTWARE MOLY- COP TOOLS.		103
CAPÍTULO VII		106

INTERPRETACIÓN DE RESULTADOS SIMULADOS	106
CAPÍTULO VIII	125
CONCLUSIONES	125
RECOMENDACIONES	127
BIBLIOGRAFÍA	129
ANEXOS	131

LISTA DE TABLAS

Tabla 1. Consumo de energía específico por áreas de una mina de Cobre en Chile. .	4
Tabla 2. Ingresos versus tonelaje procesado para la Compañía Minera Lincuna. .	10
Tabla 3. Desempeño del clasificador con el valor del parámetro de Plitt “m”.	73
Tabla 4. Factores de forma de las partículas	77
Tabla 5. Valores de Z, para diferentes niveles de precisión	78
Tabla 6. Condiciones de operación de los circuitos durante el muestreo.	84
Tabla 7. Detalles de los molinos.....	85
Tabla 8. F80, P80 y ratio de reducción para el molino 9.5 ft x12 ft.	89
Tabla 9. F80, P80 y ratio de reducción para el molino 8 ft x 10 ft.	90
Tabla 10. F80, P80 y ratio de reducción para el molino 7 ft x 13 ft (1).....	92
Tabla 11. F80, P80 y ratio de reducción para el molino 8 ft x 8 ft.	93
Tabla 12. Tamaño de bola recomendado y usado en la recarga de los molinos primarios.....	100
Tabla 13. Tamaño de bola recomendado y usado en la recarga de los molinos secundarios.....	102
Tabla 14. Parámetros de función selección - Molinos 9.5 ft x 12 ft y 7 ft x 13 ft. ...	105
Tabla 15. Parámetros de función fractura - Molinos 9.5 ft x 12 ft y 7 ft x 13 ft.	105
Tabla 16. Constantes correspondientes al Hidrociclón D20.....	105
Tabla 17. Escenarios evaluados mediante simulación.....	106
Tabla 18 . Valores calculados por el software MolyCop Tools a distintos F80 de Alimentación.	108

Tabla 19: Valores calculados por el software MolyCop Tools a distintos F80 de Alimentación para el Circuito Modificado (doble clasificación).....	110
Tabla 20. Simulaciones realizadas en el software MolyCop Tools comparando el Circuito Inicial como escenario 1 versus el Circuito Modificado (doble clasificación). Como escenario 2.	112
Tabla 21. Resultados simulados en el software MolyCop Tools variando el tamaño de bolas del molino primario.	115
Tabla 22. Resultados simulados en el software MolyCop Tools variando el tamaño de bolas del molino secundario.....	117
Tabla 23. Resultados de simulaciones realizadas en el software MolyCop Tools, para incrementar la capacidad de la planta con un P80 final de molienda aproximado de 250 μm.	117
Tabla 24. Mejora de P80 final de molienda respecto a la condición base.....	119
Tabla 25. Incremento del tonelaje en la planta concentradora a una granulometría final constante de 249.33 μm.....	119
Tabla 26. Relación y costo de maquinarias requeridas.....	122
Tabla 27. Descriptivo de inversiones para ejecución del proyecto.....	122
Tabla 28. Estado de Pérdidas y Ganancias (Sin Proyecto).....	123
Tabla 29. Flujo de Caja Económico (Sin proyecto).....	123
Tabla 30. Estado de Pérdidas y Ganancias (Con Proyecto).	123
Tabla 31. Flujo de Caja Económico (Con proyecto).....	124
Tabla 32. Flujo de Caja Económico por la implementación del Proyecto.	124
Tabla 33. Indicadores económicos del proyecto.	124

LISTA DE FIGURAS

<i>Figura 1. Utilidad bruta en millones de dólares americanos (MM USD) versus tonelaje procesado diario de la planta concentradora Lincuna.</i>	11
<i>Figura 2. Recuperación de plomo y recuperación de zinc versus tamaño de partícula de la planta concentradora Lincuna.....</i>	12
<i>Figura 3. Plano de ubicación de la mina Lincuna.....</i>	14
<i>Figura 4. Diagrama de Flujo de la Concentradora Lincuna.</i>	23
<i>Figura 5. Molino de bolas en circuito cerrado (estándar).....</i>	32
<i>Figura 6. Analogía mecánica por colisiones (resorte + amortiguador) entre bolas.</i>	37
<i>Figura 7. Espectro de disipación de energía de impacto para un molino de bolas (con un determinado perfil de revestimiento y velocidad de rotación).....</i>	37
<i>Figura 8. Captura instantánea de una animación de movimiento de la carga de un molino de bolas (para un determinado perfil del revestimiento y velocidad de rotación). Fuente.</i>	38
<i> Figura 9. Diseño optimizado del sistema de revestimiento de molino con PBM/DEM.....</i>	39
<i>Figura 10. Representación esquemática de un circuito de molienda-clasificación convencional bajo la configuración directa.....</i>	40
<i>Figura 11. Efecto del contenido de finos (% -44 μm) en el área descarga del molino sobre el índice de trabajo operacional, sobre la base de muestreos realizados en Minera Carolina de Michilla, Chile.</i>	42

Figura 12. Efecto del porcentaje de sólidos en el underflow (descarga) del hidrociclón sobre el contenido de finos en la descarga del molino, sobre la base de muestreos realizados en Minera Carolina de Michilla, Chile.	43
Figura 13. Molino con descarga por rebose.....	46
Figura 14. Molino con descarga mediante parrilla.	46
Figura 15. Molienda tipo cascada (izquierda) y catarata (derecha).....	48
Figura 16. Descripción del nivel de la carga en el molino.....	50
Figura 17. Representación esquemática de las partículas de varias mallas granulométricas después de los eventos de fractura y generación de fragmentos entre los tiempos t y $t+dt$ en un molino batch.	56
Figura 18. Representación gráfica de la Función Selección.....	60
Figura 19. Estructura lógica de la rutina de estimación de parámetros función.	62
Figura 20. Hidrociclones y sus principales componentes y flujos.....	65
Figura 21. Curvas de eficiencia para underflow y overflow del hidrociclón.....	68
Figura 22. Variación de la curva de eficiencia con el parámetro de eficiencia α.	73
Figura 23. Balance de materia Circuito A.....	86
Figura 24. Balance de materia Circuito B.	87
Figura 25. Perfiles granulométricos del alimento y descarga del molino 9.5 ft x 12 ft.	88
Figura 26. Perfiles granulométricos del alimento y descarga - Molino 8 ft x 10 ft.	90
Figura 27. Perfiles granulométricos del alimento y descarga - Molino 7 ft x 13 ft.	91
Figura 28. Perfiles granulométricos del alimento y descarga - Molino 8 ft x 8 ft.	92
Figura 29. Perfiles granulométricos Hidrociclón D20 (Circuito A).	94
Figura 30. Curvas de eficiencia corregida para el hidrociclón D20 (Circuito A).	95

<i>Figura 31. Perfiles granulométricos del hidrociclón D15 (Circuito B).</i>	96
<i>Figura 32. Curvas de eficiencia corregida para el hidrociclón D15 (Circuito B).</i>	96
<i>Figura 33. Eficiencias de molienda del molino primario 9.5 ft x 12 ft, mostrando el perfil granulométrico del alimento al molino 9.5 ft x 12 ft (porcentaje retenido).</i> ..	98
<i>Figura 34. Eficiencia de molienda del molino primario 8 ft x 10 ft, mostrando el perfil granulométrico del alimento al molino 8 ft x 10 ft (porcentaje retenido)..</i>	99
<i>Figura 35. Eficiencia de molienda del molino secundario 8 ft x 8 ft, mostrando el perfil granulométrico del alimento al molino 8 ft x 8 ft (porcentaje retenido).</i>	100
<i>Figura 36. Eficiencia de molienda del molino secundario 7 ft x 13 ft, mostrando el perfil granulométrico del alimento al molino 7 ft x 13 ft (porcentaje retenido).</i> ...	101
<i>Figura 37: Efecto de granulometría de alimentación al circuito de molienda-clasificación y tonelaje de alimentación sobre el P80 final de molienda. Se analizó para el Circuito Inicial.</i>	107
<i>Figura 38: Efecto de granulometría de alimentación (F80) al circuito de molienda-clasificación y tonelaje de alimentación sobre el P80 final de molienda. Se analizó para el Circuito Modificado (doble clasificación).</i>	109
<i>Figura 39: Efecto de tonelaje sobre el P80 final de molienda para el Circuito Inicial y el Circuito Modificado (doble clasificación). Ambas simulaciones para un P80 constante de 5385 μm.</i>	111
<i>Figura 40: Efecto del tonelaje procesado sobre la carga circulante para el Circuito Actual y el Circuito Modificado, ambas simulaciones se dieron a un P80 constante de 5385 μm.</i>	113

Figura 41: Efecto del tamaño de bolas en el molino primario sobre el P80 final de molienda. Se analizó para el Circuito Modificado, con un F80 de molienda constante de 5,385 μm.	114
Figura 42. Efecto del tamaño de bolas en el molino secundario vs P80 final de molienda. Se analizó para el Circuito Modificado, con un F80 de molienda constante de 5,385 μm y tamaño de bola de 2.5 pulg en el molino primario.	116
Figura 43: <i>Efecto de tonelajes sobre P80 final de molienda. Se analizó para el Circuito Modificado, con un F80 al circuito de molienda constante de 5,385 μm y tamaño de bola de 2.5 pulg en el molino primario y 1.5 pulg en el molino secundario.</i>	118
Figura 44. <i>Resumen de los incrementos de tonelaje por cada etapa de optimización con el software MolyCop 3.0, proyectado a los dos circuitos de molienda (A y B) existentes en la Concentradora Lincuna.</i>	120
Figura 45. <i>Diagrama de Flujo para la Simulación en la condición modificada en la planta concentradora Lincuna.</i>	121
Figura 46. Diagrama de Flujo Propuesto en base a las Simulaciones en el software MolyCop Tools, para la Concentradora Lincuna.	128
Figura 47. Cuadro de valorización de concentrado de plomo de la planta Lincuna, considerando Precios de Metales LME (21/02/21).	148
Figura 48. Cuadro de valorización de concentrado de zinc de la planta Lincuna, considerando Precios de Metales LME (21/02/21).	148
Figura 49. Diagrama de Flujo de la Concentradora Lincuna. Fuente. Departamento de Investigaciones Metalúrgicas de Lincuna.	153

NOMENCLATURA

pulg	Pulgadas
ft	Pies
m ³ /hr	Metros cúbicos por hora
lb/pulg ²	Libra por pulgada cuadrada
G	Gramos
L	Litros
g/cm ³	Gramo por centímetro cúbico
kWh/t	Kilovatio hora por tonelada
Lbs	Libras
t/h	Tonelada métrica por hora
g/l	Gramos por litro
m ³ /t	Metros cúbicos por tonelada métrica
kW.hr/año	Kilovatio hora por año
μm	Micrómetro
tc/h	Tonelada corta por hora
kWh/tc	Kilovatio hora por tonelada corta
kW	Kilovatio
t/m ³	Tonelada por metros cúbicos.
w/v	Peso por volumen
t/d	Toneladas métricas por día
USD	Dólares americanos
Rpm	Revoluciones por minuto

Bpf	By-pass de finos
a1, a2, a3, a4 y λ	Parámetros de Clasificación
AG	Autógenos
SAG	Semiautógenos
DEM	Métodos de Elementos Discretos
CFD	Dinámica Computacional de Fluidos
MBP	Modelo de Balance de Poblaciones
P80	Tamaño en micrones por la que atraviesa el 80% del producto
D50c	Tamaño de corte corregido
CIMM	Centro de Investigación Minera y Metalúrgica
%	Porcentaje

RESUMEN

La mina Lincuna ubicada en Ancash, Perú es un yacimiento hidrotermal, polimetálico de Pb-Zn-Ag. En la presente tesis se estudió el circuito de molienda-clasificación de la planta Lincuna. El objetivo fue determinar, mediante simulación en el software MolyCop Tools 3.0, las condiciones de operación del circuito de molienda para incrementar el tonelaje de la planta desde 2,617.94 t/d hasta 4,000 t/d, empleando los molinos de bolas existentes en la planta.

El trabajo se realizó en dos fases; la 1ra fase consistió en una evaluación del circuito de molienda mediante una campaña de muestreo; en esta fase, se encontraron oportunidades de mejoras tales como; optimizar la granulometría de alimentación a molienda, optimizar el tamaño de bolas, así como evaluar el diagrama de flujo. La 2da fase consistió en simular nuevos escenarios en el área de molienda con el software MolyCop 3.0.

Los resultados fueron alentadores, se encontraron las condiciones para incrementar el tonelaje desde 2,640 t/d hasta 4,008 t/d y a su vez, obtener un producto de molienda más fino, el P80 se redujo de 298 μm a 249.33 μm , con los molinos existentes en planta. Para tal fin, se recomienda instalar un hidrociclón entre la molienda primaria y molienda secundaria, además de ajustar el chancado para reducir el F80 del alimento a molienda de 10,077 μm hasta 5358 μm ; así como, reducir los tamaños de bolas desde 3.5 pulg hasta 2.5 pulg en la molienda primaria y desde 3.25 pulg hasta 1.5 pulg para la molienda secundaria.

Se realizó un análisis de flujo de caja económico de la propuesta de mejora. Se calculó un TIR de 1,704% y VAN de 26.8 millones de USD (evaluado para 04 años), así como un payback de 22 días, de tal forma que el proyecto se justifica económicamente.

ABSTRACT

The Lincuna mine, located in Ancash - Peru is a hydrothermal vein deposit type and a polymetallic deposit containing Pb-Zn-Ag. In this thesis, it was studied the grinding and classification the circuit of the Lincuna plant. The objective was to determine, through simulation in the MolyCop Tools 3.0 software, the operating conditions of the grinding circuit to increase the plant throughput from 2,618 t/d to 4,008 t/d, using existing ball mills in the plant.

The work took place in two phases; the first phase consists of an evaluation of the grinding circuit by a sampling campaign. In the first phase, improvement opportunities were identified such as to optimize the particle size of the grinding circuit, to optimize the size of balls as well as to evaluate the flow diagram. The second phase consisted in simulating new scenarios in the grinding circuit using the MolyCop 3.0 software.

The results were encouraging, it was possible to increase the plant throughput from 2,618 t/d up to 4,008 t/d and in addition, to obtain a finer product, the P80 was reduced from 298 μm to 249 μm , with the existing mills in plant. For this purpose, it is recommended to install a hydrocyclone between the primary and secondary grinding stages, in addition to adjusting the crushing stage to reduce the F80 of the grinding circuit feed from 10.077 μm to 5358 μm ; and to reduce the ball sizes from 3.5 in to 2.5 in for the primary grinding ball mill and from 3.25 in to 1.5 in for the secondary grinding ball mill.

An economic cash flow analysis was carried out for the proposed improvement. It was calculated an IRR of 1,704% and an NPV of 26.8 million USD (assessed for 04 years), as well as 22 days for the payback period, so that the project is economically feasible.

CAPÍTULO I

INTRODUCCIÓN

Los minerales valiosos, se presentan en tamaños muy pequeños atrapados en la roca. Para su beneficio o extracción, se requiere realizar la liberación de los minerales de la roca. Las operaciones que abarcan la reducción de tamaños y consiguiente liberación de minerales se engloban en el término conminución. La obtención de la granulometría deseada para los procesos subsiguientes (flotación, lixiviación, gravimetría, entre otros) se logra mediante varias etapas de chancado y/o molienda.

Sin embargo, para realizar la conminución se emplea la energía de manera ineficiente, con típicamente 1% de la energía suministrada, disponible para la fractura (Austin y Concha, 1994).

En una mina, la operación de molienda representa entre el 50% y 70% el consumo de energía total (Wills, 1992).

Para ilustrar, Esk (1986) comparó los requerimientos de energía eléctrica de varias etapas de procesamiento de una planta concentradora de cobre chilena, cuyo consumo de energía por tonelada de mineral procesado se observa en la Tabla 1.

Tabla 1. Consumo de energía específico por áreas de una mina de Cobre en Chile.

Operación	Consumo de energía	Porcentaje
	por tonelada (kWh/t)	(%)
Remolienda	0.26	1.59
Chancado	2.04	12.45
Molienda	9.80	59.79
Flotación	1.28	7.81
Filtración	0.21	1.28
Bombeo de agua	2.8	17.08
Total	16.39	100.00

Fuente. Esk (1986)

Como resultado, al emplear de forma extensiva la energía en la operación de molienda, representa una oportunidad para realizar estudios de optimización de eficiencia operacional de la molienda.

CAPÍTULO II

PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

2. 1. Descripción del problema

En la compañía minera Lincuna, ubicada en Ancash –Perú, se desea obtener mayores utilidades, para lo cual es necesario incrementar el tonelaje procesado en la planta concentradora. A su vez, el incremento de la capacidad se debe hacer con el menor costo de capital posible. Así, surge la necesidad de determinar la capacidad del área de molienda-clasificación para una condición optimizada.

2. 1. 1. El problema fundamental

Se desconoce las condiciones operativas actuales del circuito de molienda – clasificación de la planta Lincuna; conocer estas condiciones operativas permitiría identificar oportunidades como el incremento del tonelaje del circuito de molienda – clasificación de la planta Lincuna.

2. 2. Justificación de la investigación

El desarrollo de esta tesis permitiría el incremento de tonelaje del área de molienda – clasificación de la planta Lincuna. Así como la optimización del P80 del producto de molienda, que se relaciona con mejores recuperaciones de los minerales valiosos.

Para la presente tesis, se eligió el software MolyCop versión 3.0, debido a su acceso libre, de fácil uso en un entorno excel. Este software titulado Moly-Cop Tools ha sido desarrollado y validado principalmente por el Dr. Jaime E. Sepúlveda, líder mundial en

medios de molienda, ex – director técnico de la compañía Moly-Cop, miembro de ARRIUM Corporation con sede en Australia. Además, se tiene como referencia el uso de este software en la simulación y optimización del circuito de molienda de la planta Las Cenizas en Chile (M. Raby, 2016), véase página 25.

2. 2. 1. *Justificación Tecnológica*

En la actualidad, la simulación de circuitos de molienda-clasificación es un tema de sumo interés para la optimización de las operaciones, ya que nos permite responder a la pregunta ¿Qué pasaría si se modifica el diagrama de flujo o las condiciones operativas de planta?, sin la necesidad de realizar los cambios en la realidad.

El software MolyCop Tools permite predecir el comportamiento de un sistema de molienda-clasificación, ahorrando tiempo, dinero y esfuerzos que implicarían modificar ciertas variables en la realidad; por ejemplo, cambiar el diagrama de flujo (cambiar tuberías), modificar la carga de bolas del molino o realizar la adquisición de equipos.

El software metalúrgico MolyCop 3.0 está basado en el software Excel de Microsoft, especializado en simulación de molienda de bolas, autógena y semi-autógena. Frente a otros softwares; MolyCop es de libre uso y acceso gratuito, tiene gran facilidad de uso, facilidad para detectar errores y generación fácil de reportes o modificaciones en la configuración, es la herramienta más difundida entre los metalurgistas de las plantas de beneficio e ingenieros de procesos. El software MolyCop permite realizar balances de masa, ajuste de datos y simulación de operaciones de molienda-clasificación de manera rápida y confiable. Por los beneficios que tiene el software MolyCop 3.0, consideramos que la presente tesis se justifica.

2. 3. Objetivos:

2. 3. 1. Objetivo general

- Incrementar la capacidad de tratamiento del circuito de molienda de la planta concentradora Lincuna, mediante la aplicación del software Molycop Tools 3.0.

2. 3. 2. Objetivos específicos

- Realizar un balance de masa del circuito de molienda de la planta concentradora Lincuna
- Evaluar el desempeño metalúrgico del circuito de molienda-clasificación existente.
- Optimizar e incrementar el tonelaje de la planta Lincuna y cumplir con la granulometría adecuada de molienda, P80 de 250 μm , para el proceso de concentración, siendo ello factible económicamente.

2. 3. 3. Alcance

- El presente estudio está enfocado solo en el área molienda-clasificación dentro de la minera Lincuna, utilizando el software MolyCop 3.0.
- Las simulaciones que se realizarán para optimizar el circuito de molienda-clasificación de Lincuna, tendrán como restricción utilizar principalmente los molinos existentes en planta.
- Plantear un proyecto de optimización que permita el incremento de la capacidad de planta desde 2,617.94 t/d hasta 4,000 t/d en un plazo estimado de dos meses calendarios desde que se aprueba la ejecución del proyecto.

2. 4. Hipótesis

2. 4. 1. Hipótesis general

El uso de los modelos matemáticos de molienda y clasificación del software MolyCop Tools permite incrementar el tonelaje de la planta concentradora Lincuna.

2. 4. 2. Hipótesis específica

La aplicación de las condiciones operativas y/o diagrama de flujo adecuados en la mina Lincuna, permitirán optimizar las operaciones en la sección de molienda-clasificación de la concentradora Lincuna y sentar las bases para un incremento de tonelaje.

La evaluación inicial del circuito de molienda-clasificación mediante un balance de masa realizado a partir de un muestreo permitirá encontrar oportunidades de mejora en el área de molienda-clasificación.

La segunda etapa de simulación en el software MolyCop 3.0 permitirá determinar las condiciones operativas y/o diagrama de flujo adecuados para incrementar el tonelaje en la sección de molienda-clasificación y a su vez cumplir con la granulometría óptima, P80 de 250 μm , para el proceso de concentración de la concentradora Lincuna.

2. 5. Identificación de variables

2. 5. 1. *Variables independientes:*

- Granulometría de Alimentación del Circuito de Molienda - F80, μm
- Tamaño de bolas de molinos, pulg

2. 5. 2. *Variable dependiente:*

- Tonelaje procesado, t/d

CAPÍTULO III:

MARCO TEÓRICO

3. 1. Antecedentes del Proyecto

Se ha estimado que al aumentar el tonelaje procesado de la mina Lincuna se incrementarían las utilidades de la empresa significativamente. Según la Tabla 2, al incrementar el tonelaje desde 2,300 t/d hasta 4,000 t/d; la utilidad bruta aumentaría en 17.7 millones de dólares americanos.

Tabla 2. Ingresos versus tonelaje procesado para la Compañía Minera Lincuna.

Tonelaje Procesado (t/d)	Utilidad Bruta Anual por Ventas (Millones USD)
2,300	24.0
2,500	26.1
3,000	31.3
3,500	36.5
4,000	41.7

Fuente. Elaboración propia.

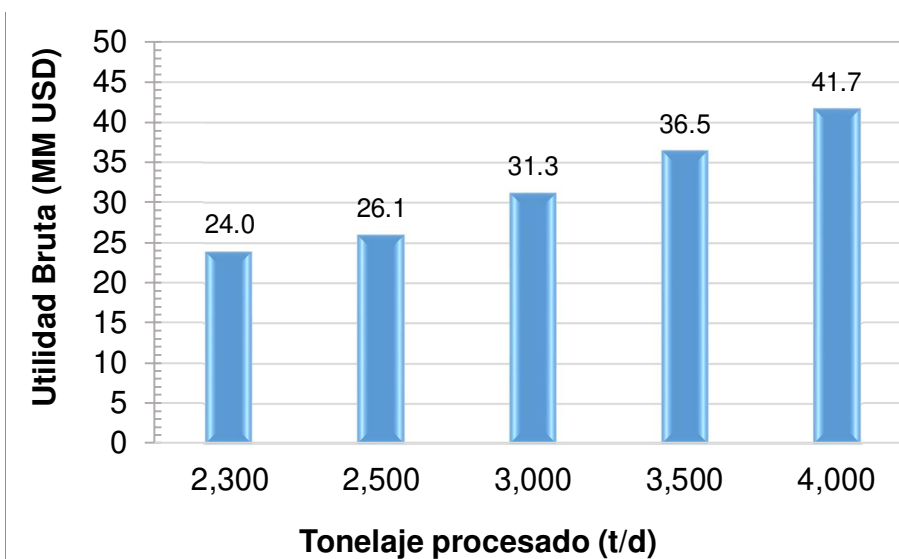


Figura 1. Utilidad bruta en millones de dólares americanos (MM USD) versus tonelaje procesado diario de la planta concentradora Lincuna. Considerando precios de concentrado de Zn y Pb en 894.88 USD y 3,619.68 USD (Ver Figuras 44 y 45).

Fuente. Elaboración propia.

Por otra parte, el Laboratorio Metalúrgico de Lincuna determinó que la recuperación del plomo y zinc depende de la granulometría de las partículas durante el proceso de flotación. Según se observa en la Figura 2, la recuperación de plomo disminuye cuando las partículas tienen tamaños mayores a 212 μm y la recuperación de zinc cae a partir de 106 μm , este estudio se complementa con pruebas de moliendabilidad y flotación que se realizaron con anterioridad en las cuales se determinó que las mejores recuperaciones y leyes de concentrados se logra con un F80 de alimentación al proceso de flotación de 250 μm .

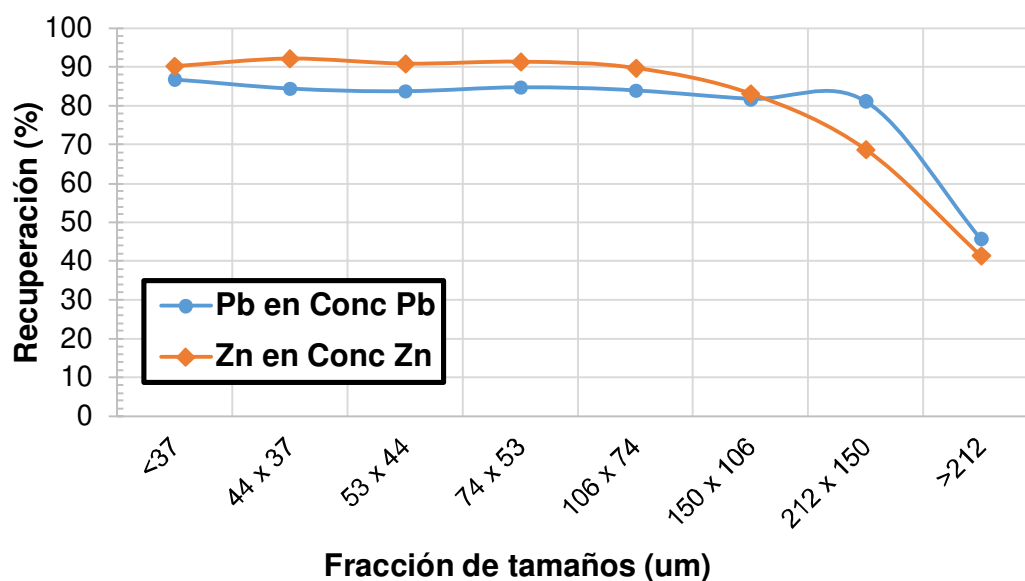


Figura 2. Recuperación de plomo y recuperación de zinc versus tamaño de partícula de la planta concentradora Lincuna. Fuente. Elaboración propia.

Según lo explicado, la mina Lincuna busca establecer un equilibrio entre el grado de molienda y el tonelaje procesado para maximizar la producción de finos sin disminuir la eficiencia del proceso, es decir, sin disminuir la recuperación de los metales valiosos.

3. 2. Compañía Minera Lincuna S.A.

Compañía Minera Lincuna S.A., desarrolla sus actividades dentro de los límites de la Unidad Económica Administrativa Huancapeti, la unidad minera es un yacimiento del tipo hidrotermal en vetas, polimetálico Pb-Zn-Ag, la explotación es subterránea mediante el método de corte y relleno ascendente. Este mineral polimetálico contiene minerales como galena, esfalerita, argentita, tetraedrita, enargita, calcosina, calcopirita, bournonita, y

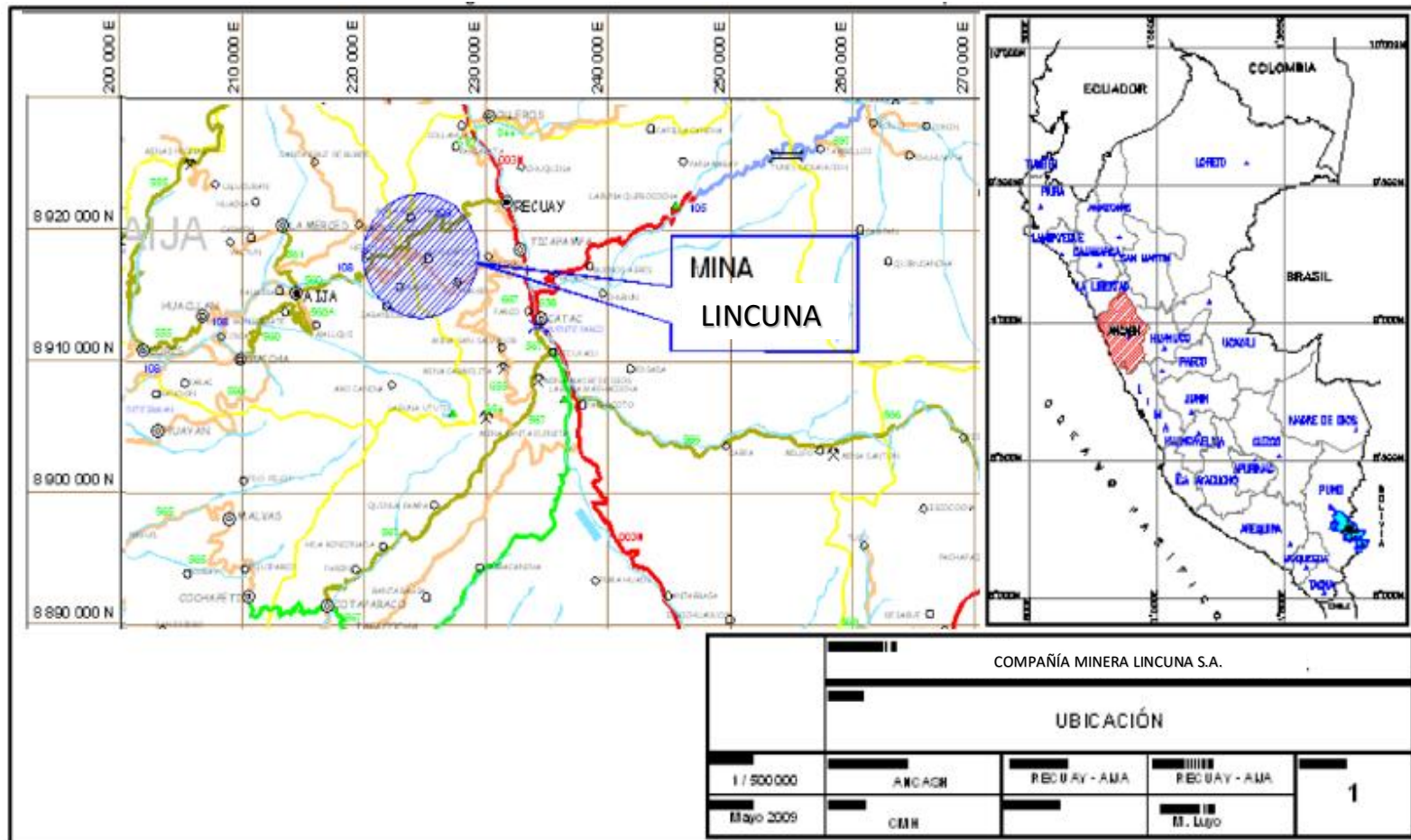
gangas como cuarzo, pirita, arsenopirita, calcita, entre otros; a partir del cual se producen concentrados de Plomo-plata y concentrados de Zinc.

3. 3. Ubicación y vía de acceso

La Planta Concentradora Huancapeti se ubica adyacente al paraje del mismo nombre, a una elevación entre 4,400 y 4,600 msnm.

El acceso desde la ciudad de Lima al área del proyecto se logra a través de la carretera Panamericana Norte en un recorrido de 203 Km hasta el puente Fortaleza de Paramonga, ubicado en la ciudad del mismo nombre, luego del cual se utiliza la carretera asfaltada Paramonga – Huaraz sobre un recorrido de aproximadamente 225 Km hasta la ciudad de Recuay. Desde Recuay se ingresa a la cordillera negra por la Ruta Recuay - Aija, La planta se encuentra en el Abra del Huancapeti.

Dicha planta inició operación con un tonelaje de 350 t/d, para luego ampliar el tonelaje de 350 t/d a 2300 t/d por parte de Compañía Minera Lincuna S.A.



3. 4. Descripción de las operaciones en la concentradora Lincuna

3. 3. 1. Área Chancado y Clasificación

El mineral proveniente de mina llega a planta con volquetes de 25 t de capacidad para ser pesados en una balanza de plataforma estacionaria, en esta se registra el peso para posteriormente ser acopiado en un stock pile de 5000 t, en el stock pile inicia el proceso de blending del mineral para ser alimentado a las tolvas de gruesos N°1 con capacidad de 800 t, el mineral proveniente de mina tiene una granulometría máxima de 12 pulg. La tolva N°1 está acondicionada con una parrilla de rieles de 125 Lbs. Que posee una abertura de 12 pulg; apoyado sobre dos vigas transversales de 6 pulg x 15 pulg que solo permiten el paso de mineral con un tamaño menor a 12 pulg. El mineral de la tolva de gruesos No.1 se descarga con el Apron Feeder de 24 pulg x 10 ft alimentando al Grizzly Vibratorio de 4 ft x 8 ft. El Grizzly Vibratorio de 4 ft x 8 ft clasifica el mineral, las partículas con tamaño mayor a 4 pulg (Over Size) que en promedio es el 70% del material que ingresa al Grizzly Vibratorio de 4 ft x 8 ft que alimenta a la Chancadora Quijadas 24 pulg x 36 pulg (Primaria) y el producto chancado se descarga en la faja N° 2. El undersize del Grizzly Vibratorio de 4 ft x 8 ft, que en promedio es el 30% de la carga que ingresa al Grizzly Vibratorio 4 ft x 8 ft, es enviado mediante una Faja Transportadora N° 02 de 40 pulg hacia la Chancadora de Quijadas 24 pulg x 36 pulg. La Faja Transportadora N° 02 alimenta a la Zaranda Vibratoria N°1 de 6 ft x 21 ft, los gruesos (oversize) que es un 75% ingresa a la faja N° 3 de 40 pulg la cual descarga a la chancadora cónica secundaria sandvik CH-440, el 25% que es mineral fino (Under Size) menor de ½ pulg se capta en la Faja N° 08, este mineral es trasladado directo a la faja número N°9 que dirige la carga a la tolva

de finos Tolvas de Finos. El producto de la chancadora cónica secundaria sandvik CH-440 que menor a 1.5 pulg descarga la faja N° 04 la cual descarga a la faja N° 05, esta es llevada a una tercera etapa, donde es clasificada mediante una Zaranda Vibratoria N°2 de 6 ft x 21 ft los gruesos (oversize) que es 75% descarga a la faja N° 06 y a la faja N° 7 y a su vez a un chancado terciario, el cual está compuesto por una Chancadora Sandvik CH 550. Los finos de la Zaranda N° 2 descargan a la faja N°8 la cual traslada el mineral a las tolvas de finos. El producto chancado de la etapa terciaria descarga hacia la faja N° 04 y la faja N° 5 y está a la zaranda Vibratoria N°2 en circuito cerrado hasta conseguir un producto con un P80 de 3/8 pulg.

Los productos finos de ambas zarandas que descargan a la N° 8 van a la faja N° 9 la cual descarga a la tolva de finos N° 01 de 500 t, por un sistema de chut pivotante la faja N° 9 alimenta a la faja N° 10 y está a la tolva N° 2 de 500 t, por otro sistema similar de chut pivotante la faja N° 10 alimenta a la faja N° 11 y está a la tolva de finos N° 3 de 800 t.

3. 3. 2. Área Molienda y Clasificación – Flotación Flash de Plomo-Plata

La sección molienda se constituye de dos molinos que operan como molinos primarios y dos como molinos que operan como molinos secundarios, cada circuito de molienda cuenta con una celda Skim Air y su función es realizar una flotación “flash”. La capacidad de molienda es de 104 t/h, (dos molinos primarios) el mineral a tratar cuenta con una humedad promedio de 4.5 % durante el año y gravedad específica de 3.2. El mineral fino de las 3 Tolvas de Finos es distribuido de las siguientes maneras:

Tolva de Finos No.1.- Alimenta al Molino de Bolas 8 ft x 8 ft que en algunas ocasiones funciona como molino primario a través de la Faja Transportadora N° 12, donde se encuentra instalada una balanza con medición en línea que controla el peso mediante un sistema automatizado.

Tolva de Finos No.2.- Alimenta al Molino de Bolas 8 ft x 10 ft mediante la Faja Transportadora N° 13, donde se encuentra instalada una balanza con medición en línea que controla el peso mediante un sistema electrónico automatizado.

Tolva de Finos No.3.- Alimenta al Molino de Bolas 9½ ft x 12 ft a través de la Faja Transportadora N° 14, donde se encuentra instalada una balanza en línea automática que controla el peso mediante un sistema electrónico automatizado.

Estos tres molinos primarios reciben el mineral fresco del circuito de chancado con un P80 de 3/8 pulg. El suministro de agua-mineral se realiza para mantener la densidad de pulpa en un rango de 1850 gr/l en la descarga de los molinos, la descarga del molino 9 ½ ft x 12 ft alimenta a la celda SK 240- N°1; las espumas de la celda SK 240 N°1 se dirigen directamente a la tercera etapa de limpieza de plomo.

La descarga de la celda SK 240- N°1 va a un cajón distribuidor de allí se envía a través de las bombas 6 pulg x 6 pulg de sellos seco al cajón de descarga del molino 7 ft x 13 ft cuya carga será bombeado al hidrociclón D-20 en un circuito cerrado inverso, donde el Under flow retorna al molino secundario 7 ft x 13 ft y el overflow se dirige a la primera rougher del circuito de flotación de plomo.

La descarga del molino 8 ft x 10 ft va a un cajón distribuidor de donde se bombea con bombas 6 pulg x 6 pulg, a la celda SK 240 N°2, las espumas de la celda SK 240 N°2 se juntan con las espumas de la celda SK 240 N°1, y van a la tercera etapa de limpieza del circuito de plomo.

La descarga de la celda SK 240 N°2, va a un cajón del cual se bombea hacia el hidrociclón D15, cuyo under flow ingresa al molino 8 ft x 8 ft, y el over flow se dirige a la primera rougher del circuito de plomo, la descarga del molino 8 ft x 8 ft se junta con la descarga del molino 8 ft x 10 ft y cierran el circuito, haciendo un circuito cerrado de molienda secundaria.

3. 3. 3. Área de Flotación

El proceso de flotación consta de dos circuitos, flotación Pb-Ag y flotación Zinc. El proceso de flotación Plomo-plata se realiza a la pulpa que sale del área molienda, la pulpa se acondiciona a un pH entre 10.0 y 10.8 e ingresa, en primer lugar, a las celdas SK 240 N°1 y N°2 mencionadas en la sección de molienda obteniéndose un concentrado de plomo grueso que se considera como concentrado final y es destinado a la celda XCF-8 cleaner III y luego a los espesadores.

La sección de flotación de plomo recibe la pulpa que es entregada por el O/F de los hidrociclones D-20 y D15. Esta pulpa ingresa a dos bancos de celdas XCF-38 que funciona como una celda rougher-scavenger I, las espumas de estas celdas se juntan y alimentan a la celda BF-8 #1 cleaner 1, la descarga de esta ingresa a través de la bomba 6 pulg x 4 pulg a la celda rougher – scavenger y el relave de estas celdas es el relave final del circuito de plomo que es el alimento para el circuito de zinc.

Las espumas de la BF-8 #1 cleaner 1, alimenta a la celda BF -8#2 cleaner 2, cuyas espumas son enviadas hacia la celda XCF-8, la cual trabaja como cleaner 3, el relave de la tercera limpieza es bombeada a la celda WS-240, la cual funciona como una segunda limpieza en otro circuito aislado, esta celda WS-240 también recibe las espumas de la celda TC-10 que funciona como una primera limpieza en un circuito aislado, la celda TC-10 recibe el relave de la celda WS240 y las espumas de la celda BF-8 que funciona como una celda rougher 1 también de un circuito aislado paralelo, el relave de la celda TC-10 es bombeada a la celda BF-8 rougher 1 del circuito paralelo aislado, y el relave de esta celda BF-8 rougher 1 es dirigido por gravedad a las celdas DR 56 ft x 56 ft que funciona también en un circuito paralelo como una Rougher 2. El concentrado de esta rougher 2 es dirigido a la celda BF-8 rougher número 1 del circuito aislado paralelo de esta manera se cierra el circuito de flotación de plomo.

El relave del circuito de plomo es enviado al área de flotación de Zinc, esta área lo recibe como alimento, luego ingresa a una bomba ESPIASA 6 ft x 6 ft que alimenta al acondicionador 4.5 mt.x 5mt., la descarga del acondicionador va a una celda XCF-38 #1 que viene a ser el rougher I, las espumas de esta celda alimentan a las celdas WS 160 y WS 180 (cleaner III) , la descarga alimenta a la celda XCF-38 #2 denominada rougher II; las espumas de esta celda rougher II alimenta a la celda china BF-8 #4 denominada como cleaner I y su descarga alimenta a las 4 celdas DR 56 ft x 56 ft que es denominado scavenger; la espumas de la celda scavenger alimenta mediante una bomba 5ftx4ft a la celda rougher II y la descarga de esta celda es el relave general.

Las espumas de la cleaner I alimentan, mediante una bomba 5 ft x 4 ft, a la celda china BF-8 #4 cleaner II y su relave alimenta a la celda Rougher II mediante una bomba 5 ft x 4 ft; las espumas de la celda cleaner II alimentan a las celdas WS 160 y WS 180, que son denominados como cleaner III. Mediante una bomba 4 ft x 3 ft y un cajón distribuidor, la descarga de esta celda mediante una bomba 5 ft x 4 ft retorna a la cleaner I. Mediante una bomba 4 ft x 3 ft, las espumas de las celdas WS 160 y WS180 alimentan a la celda WS 240, la cual es la etapa cleaner IV, y el relave de esta celda retorna al cleaner II, las espumas de la etapa cleaner IV es el concentrado final de zinc, el cual es bombeado al espesador 36 ft x 10 ft para su posterior filtrado.

3. 3. 4. Área espesado y filtrado

3. 3. 4. 1 *Concentrado de plomo*

De la Celda XCF8 limpieza 3 se produce el concentrado, este producto se dirige al cajón de distribución de ingreso a los espesadores 18 ft x 10 ft las cuales trabajan en forma paralela, donde se da la separación solido liquido del cual el over flow (agua de proceso) es enviado al circuito de recirculación de agua, y el Under flow a una densidad promedio de 2000 g/l es enviado por gravedad al filtro de discos de 6 anillos donde por un sistema de vacío se filtra la solución remanente de agua que es enviada a los tanques de recirculación de agua, y obteniendo un concentrado final con una humedad promedio de 13%. El concentrado de plomo es trasladado a la losa de almacenamiento para su posterior comercialización.

3. 3. 4. 2 *Concentrado de zinc*

La producción de concentrado Zinc se obtiene de las siguientes etapas:

De la flotación del banco de celdas XCF-38 N°1 primera sección 1 se produce el 60% del concentrado de zinc y de la celda WS 240 se obtiene el 40% de concentrado de zinc, en ambos caso a través de bombas de 4 ft x 3 ft sello Espiasa son enviadas al espesador 36 ft x 11 ft, el over flow (agua de proceso) es enviado al circuito de recirculación de agua, el Under flow con una densidad de 2000 g/l es enviada por gravedad al filtro de discos de 6 anillos donde se filtra por un sistema de vacío los remanentes de soluciones son enviadas a los tanques de recirculación de agua, obteniendo un concentrado de zinc con una humedad promedio de 13%.

El concentrado de zinc es trasladado a la losa de almacenamiento de zinc para su posterior comercialización.

3. 3. 5. Disposición Final de Relaves

Del banco de celdas scavenger 56 pulg x 56 pulg del circuito de zinc, se descarga el relave por gravedad a un cajón de bombas principal el cual se encuentra equipado con dos bombas 8 pulg x 6 pulg 150ZJ-A68; por la distancia de la ubicación del dique de relavera se bombeará la pulpa en dos etapas en serie por lo cual se ha instalado bombas intermedias de 10 pulg x 8 pulg con estas bombas tenemos la capacidad de transportar la pulpa de relave hasta el dique donde es recepcionada en un cajón distribuidor equipado con dos bombas 6 pulg x 4 pulg los cuales envían la carga a los hidrociclones D-20 para su clasificación.

Los hidrociclones, son equipos movibles, y el Underflow vierte al muro de dique los gruesos de la clasificación y los finos se envían a través de bombas 6 pulg x 4 pulg 80ZJ-A52 al espesador 60 ft x 10 ft para su separación solido líquido, el agua recuperada de proceso se envía al circuito de recirculación de agua, y la descarga del espesador 60 ft x 10 ft Under flow con una densidad de 2000 g/l a través de bombas centrifugas 4 pulg x 3 pulg se envía a la relavera.

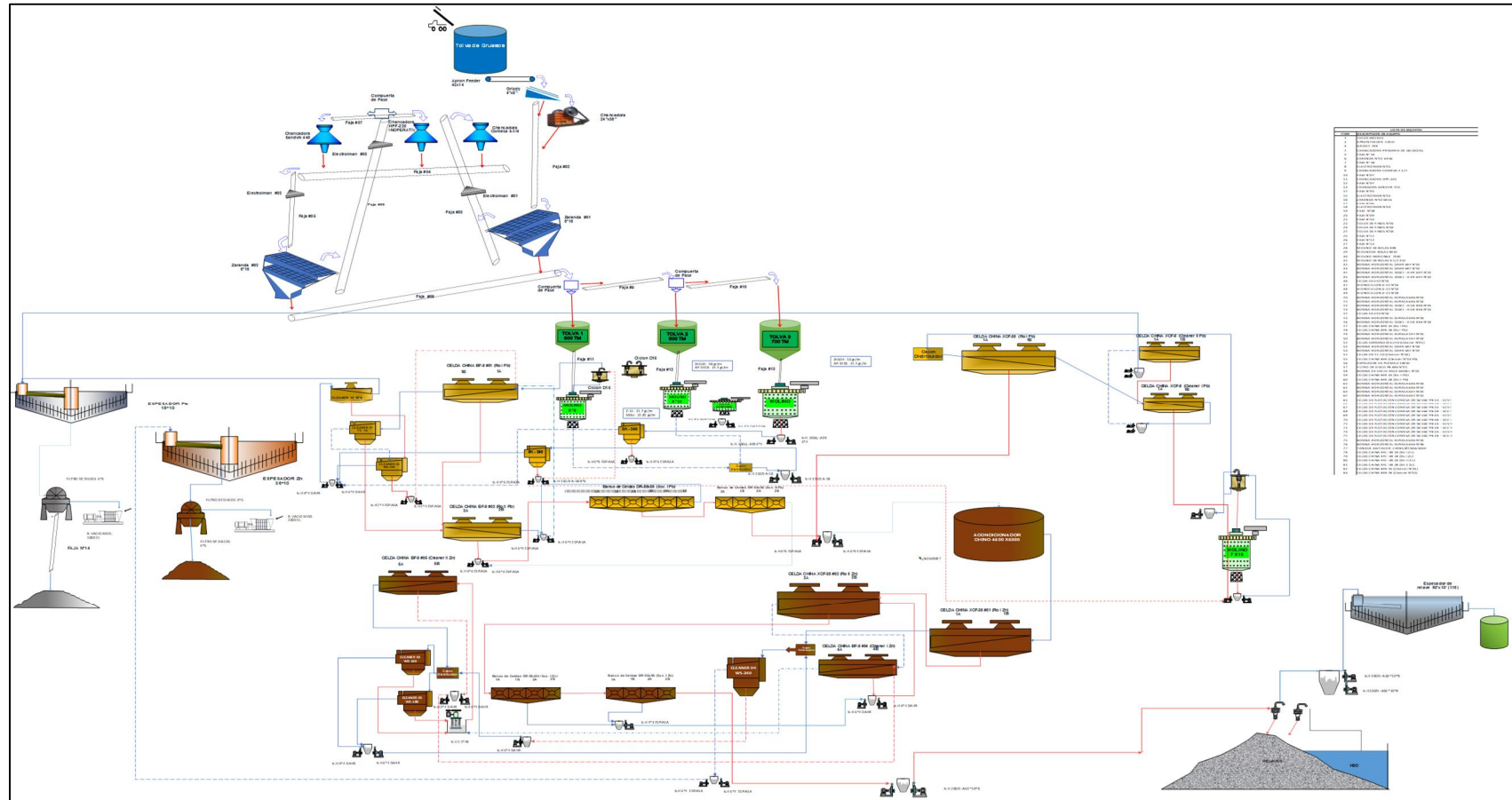


Figura 4. Diagrama de Flujo de la Concentradora Lincuna. Fuente. Departamento de Investigaciones Metalúrgicas de Lincuna. (Ver imagen ampliada en la Figura 49, Sección Anexos)

3. 5. Antecedentes bibliográficos: Uso de la simulación en circuitos de molienda-clasificación a nivel mundial

1. En una investigación realizada en la Concentradora de cobre de Madneuli, Georgia, Rusia, (L. ERGÜN et al, 2004), se determinó la performance del circuito existente en la Planta Concentradora de Cobre MADNEULI, se indica que la performance del circuito de molienda puede ser mejorada y la granulometría en el alimento a flotación puede ser más fina.

De acuerdo con esta granulometría óptima. Se desarrolló un modelo matemático para los molinos de bolas e hidrociclones empleados en el circuito de molienda-clasificación de la Planta Concentradora con lo cual, se realizaron simulaciones para evaluar el efecto de las alternativas propuestas sobre la performance del circuito.

Dos alternativas fueron propuestas:

Alternativa N°1.- Optimización del circuito de molienda existente para producir un producto más fino.

Alternativa N°2.- Uso de una combinación de molino de barras y molino de bolas a cambio del circuito existente con molinos de bolas en dos etapas (primaria y secundaria).

Ambas alternativas permitirían procesar mayor tonelaje y producir un producto más fino. Esto es, con el circuito existente, se logró un producto con granulometría de 45.5% -200malla con un tonelaje procesado de 2050 t/d, mientras que para el mismo

circuito existente operando bajo condiciones óptimas (alternativa N°1), fue posible lograr un producto con granulometría de 60.6% menor a 200malla con un tonelaje de 2,617.94 t/d.

Por otra parte, para la alternativa N°2, que contempló el uso de un molino de barras y uno de bolas, fue posible lograr un producto con granulometría de 62.9% -200malla con un tonelaje de 2,617.94 t/d. Además de lograr un producto más fino, la combinación de molino de bolas y molino de barras (alternativa N°2) reduciría el consumo de energía en 45%.

2. En otro caso, en la investigación de la mina Santa Rita, Bahia, Brasil (L. Tavares, et.al, 2014) se realizó el modelamiento y simulación para la evaluación y mejora de la performance del circuito de conminución, de la planta concentradora de níquel. La evaluación de la performance de operación (Caso Base) indicó una carga circulante de 163% en la etapa de molienda de bolas, además, en la etapa de deslamado, los hidrociclones poseían un bypass alto de finos de 69% para la fracción menor a los 10um, por lo tanto, una eficiencia de clasificación baja.

El Caso Base tiene un producto final de molienda con un P80 de 148um, para un tonelaje procesado de 830 t/h, obteniendo una recuperación de níquel de 47.2%.

Las muestras del circuito de molienda fueron clasificadas en fracciones +8mm, -8mm y +2mm, -2mm. Estas muestras se prepararon para someterlas a flotaciones batch en laboratorio y así evaluar el efecto de la generación de finos en la molienda sobre la recuperación de níquel.

Según las pruebas de flotación batch con el objetivo de evaluar el efecto de la generación natural de finos por la molienda, es decir, deslamar entre la molienda SAG y la molienda de bolas, o deslamar entre la molienda de bolas y la flotación. Resultó mejor la primera alternativa.

Ubicar la etapa de deslamado luego de la molienda SAG evitaría una pérdida significativa en los valores de níquel, comparado con el actual deslamado, que se ubica luego de la etapa de molienda con bolas.

Realizando el deslamado de los finos de generación natural luego de la molienda SAG, es posible lograr una recuperación global de níquel de 51.2% con un tonelaje procesado de 1095 t/h.

Las simulaciones indicaron beneficios potenciales para incrementar la recuperación de níquel, así como el tonelaje procesado.

3. En la investigación realizada en la Mina El Pílon, Jalisco, México, (J. Reyes, 2001). Se utilizó un modelo de molienda desarrollado en la mina "El Pilon" (México) con JKSimMet (versión 4.0) para evaluar mediante simulación tres circuitos de molienda diferentes. La planta hidrometalúrgica de la Mina El Pílon produce barras platé, luego de la cianuración del mineral en tanques y posterior proceso de Merrill Crowe. La simulación muestra que el circuito de molienda en serie tiene mejores ventajas en términos de tonelaje procesado que el circuito de molienda en paralelo o el circuito de molienda en semi-serie. Se logró un aumento efectivo del tonelaje procesado de molienda de 600 t/d a 800 t/d implementando un circuito de molienda en serie, así como un aumento de la granulometría del producto final de molienda de 57%

a 75%, - 200malla. Asimismo, se validaron las simulaciones realizadas mediante un muestreo posterior a la modificación en planta, indicando los siguientes valores: 76% - 200malla y 20.1% sólidos en el overflow del hidrociclón para un tonelaje de 809 t/d; mientras que los valores simulados fueron 74.3% - 200malla y 19.0% sólidos en el overflow del hidrociclón para un tonelaje de 800 t/d, con lo cual se muestra una confiabilidad del 90% del simulador.

4. En la investigación realizada en la mina Las Cenizas, Valparaíso, Chile (M. Raby 2016), Se utilizó Moly-Cop Tools como software de apoyo.

El trabajo realizado se fundamenta en el estudio de las variables operacionales que controlan todas las etapas de molienda y clasificación. Previamente, se determinó que las principales influencias durante este proceso, son en primer lugar el llenado de bolas del molino y el tamaño de la alimentación fresca del mineral al sistema. El área en estudio consiste en tres secciones de molienda y clasificación (Sección 1, 2 y 3), se evaluaron las secciones 1 y 2, cada una con un molino de bolas y un hidrociclón. Se trabajó en base a muestreos, los cuales se realizaron en los distintos flujos de las etapas de molienda y clasificación, para así lograr la caracterización del sistema, determinando los parámetros de operación involucrados.

Los datos obtenidos de los muestreos fueron posteriormente utilizados en los estimadores de parámetros de los sistemas molienda-clasificación, se procedió a simular nuevas condiciones de operación, cuyos resultados fueron lograr un P80 de 140 micrones y además de aumentar el tratamiento de ambas secciones.

Para la sección 1, se logró disminuir el P80 del producto final de 159 a 140 micrones. Para lograr dicho cambio se modificó el tamaño del ápex del hidrociclón de 4 pulg a 3,5 pulg, y se elevó el porcentaje de llenado de bolas del molino de 32.6 % a 36 %, dado que existía potencia disponible en el motor del molino de bolas. Además, se varió el tamaño de alimentación fresca del mineral desde 8.996 a 7.283 micrones.

Para la segunda parte, el ajuste de clasificación de tamaño del P80 fue de 146 a 140 micrones, el aumento de capacidad de tratamiento fue de 5,9 t/h, el cual se logró modificando el porcentaje de llenado de bolas del molino de 32,5% a 38%, dado que había potencia disponible en el motor del molino de bolas. También se varió el tamaño de alimentación fresca del mineral, el cambio fue desde 10.965 hasta 9137 micrones.

5. En otra investigación (S. Kawatra, et. al, 2005), se estudia cómo mejorar la eficiencia energética de las operaciones industriales de chancado y molienda (conminución). Los modelos matemáticos del proceso de conminución se utilizaron para estudiar métodos para optimizar la distribución del tamaño del producto, de modo que pudiera minimizarse la sobremolienda o producción de material excesivamente fino.

El objetivo era ahorrar energía al reducir la sobremolienda, al mismo tiempo se evitaría pérdidas en la recuperación por la flotación de "lamas", los que al ser demasiado finos para ser recuperados de manera eficiente. Se realizaron extensas campañas de muestreo y modelamiento matemático de los circuitos de molienda para determinar cómo solucionar este problema. La metodología adoptada fue: (1) Modelado del circuito para determinar cuellos de botella en el proceso que restringen

los caudales en un área, mientras que obligan a otras áreas a sobremoler el material; (2) Modelado de hidrociclones para determinar los mecanismos responsables de retener partículas finas y de alta densidad en el circuito hasta que sean sobremolidas y mejorar los modelos existentes para explicar este comportamiento con precisión; y (3) Evaluación del potencial del HPGR (High Pressure Grinding Roll) para mejorar la eficiencia de conminución y producir distribuciones de tamaño de producto más estrechas, con menor grado de sobremolienda. Finalmente, modelos matemáticos se utilizaron para simular nuevos circuitos para minimizar la molienda excesiva y aumentar la capacidad de planta, como resultado, la planta que procesa 15 millones de toneladas de mineral al año tendría ahorros de energía en 82.5×10^6 kW.hr/año.

3. 6. Modelamiento y simulación en procesamiento de minerales

Hace aproximadamente 40 años, la simulación emergió como una poderosa herramienta para el rubro del procesamiento mineral.

Las principales áreas de aplicación incluyen diseño, análisis/optimización y control de sistemas de procesamiento. Hay otros usos de la simulación de procesos, por ejemplo, entrenamiento de operadores y técnicos o para realizar investigaciones y desarrollo de tecnologías.

El término SIMULACIÓN en el diccionario se define como “Es la construcción de un modelo matemático para reproducir las características de un fenómeno, sistema o proceso, con frecuencia usando una computadora, con la finalidad de inferir información o resolver problemas, para ello, se emplean modelos matemáticos” (Encarta World Dictionary).

Los modelos matemáticos son la base de la simulación de procesos, y resulta muy común escuchar las dos palabras modelamiento-simulación usadas de manera conjunta, dado que, para simular un proceso, primero se requiere modelar matemáticamente el fenómeno que ocurre en el proceso.

Existen tres tipos de modelos que sustentan la simulación de procesos:

- ***Empíricos***

Se componen por un conjunto de ecuaciones algebraicas desarrolladas por regresión, análisis multivariable estadístico o redes neuronales. Son los llamados modelos de caja negra o “black box models”, en inglés. Las que son realizadas sobre conjuntos de data de ingreso y de salida. (Por ejemplo: La ecuación de Bond, es un modelo semi-empírico).

- ***Fenomenológicos***

Se componen por un conjunto de ecuaciones algebraicas y diferenciales, surgiendo de la aplicación de principios de ingeniería, física o química, pero requieren calibración de datos de planta. (Por ejemplo: El Modelo de Balance Poblacional).

- ***Fundamentales***

Se componen por un conjunto de ecuaciones algebraicas y diferenciales, basadas en leyes fundamentales de la física y/o química, requieren mínima calibración. (Por ejemplo: Métodos de Elementos Discretos DEM, o Dinámica Computacional de Fluidos CFD).

3. 7. Historia de la simulación en el procesamiento mineral (J. Herbst, 2002)

La conminución y en particular, circuitos de molienda, han recibido una atención mayor en modelamiento y simulación, y por esa razón, se tomará como ejemplo a los circuitos de molienda para ilustrar la historia del desarrollo de la simulación.

Antes de 1960.

Los modelos matemáticos siempre han estado presentes por mucho tiempo, desde que profesionales ingenieros, científicos, economistas, entre otros, han buscado la solución de problemas con un enfoque cuantitativo. Sin embargo, antes de la introducción de la computación digital de bajo costo y un alto nivel en los lenguajes de programación, la necesidad de soluciones analíticas limitaba la complejidad de los modelos a modelos de poca álgebra o pocas ecuaciones diferenciales ordinarias.

Un buen ejemplo de la clase de modelos que surgió en esta época fue el Modelo del Work Index de Bond (1952), dado por la siguiente ecuación:

$$W = \frac{P}{T} = 10 W_i \left[\frac{1}{\sqrt{P_{80}}} - \frac{1}{\sqrt{F_{80}}} \right] \quad (1)$$

Donde:

W = Consumo Específico de Energía requerido para la conminución (kWh/TC)

P = Consumo de energía (kW)

T = Tonelaje procesado (TC/h)

W_i = Bond Work Index (kWh/TC)

P₈₀ = Tamaño al que pasa el 80% del producto (μm)

F₈₀ = Tamaño al que pasa el 80% del alimento (μm)

TC = tonelada corta (1 TC = 2000 lbs)

Durante muchos años la ecuación de Bond ha sido usada para dimensionar los molinos de barras y bolas, y sigue siendo la base para la mayoría de los trabajos de diseño de molinos de bolas. A medida que la escala de los equipos y la variedad de minerales se ha ampliado, la base de datos alrededor de la prueba de Bond se ha incrementado, produciendo factores de corrección y métodos que permiten superar las limitaciones de la ecuación original. (Rowland, 1992, Napier-Munnet.al, 1996).

Además de la aplicación de diseño, el modelo de Bond también ha sido usado para el análisis de procesos, circuitos y equipos de conminución. Haciendo las mediciones apropiadas, uno puede reacomodar y resolver la ecuación 1 para obtener el índice de Trabajo Operacional. Comparando esta estimación al Work Index de laboratorio para el mismo mineral, resulta una medición de la eficiencia. (Austin et al, 1984, McKen et al, 2001).

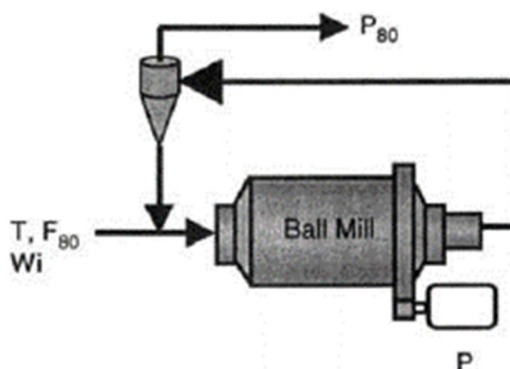


Figura 5. Molino de bolas en circuito cerrado (estándar). Fuente. Mineral Processing Plant Design, Practice, and Control Proceedings. (Herbst et al, 2002).

Periodo desde 1960 hasta 1980

Aunque el modelo de Bond tiene un considerable valor en cuanto al diseño de molinos de bolas, no provee suficiente detalle para ser útil en trabajos de análisis y optimización. En respuesta a estas limitaciones, entre los años 1950 y 1960, las investigaciones se enfocaron más en modelos fenomenológicos de las máquinas de conminución. El enfoque general está basado en lo que se conoce como el Modelo de Balance de Poblaciones o (Population Balance Model). Muchas universidades, incluyendo Queensland, Witwatersrand, Utah, Pennsylvania State, British Columbia y la University of Alberta; entre otras, empezaron a publicar investigaciones acerca de la estructura y aplicación de estos modelos para el análisis y optimización de circuitos de conminución.

El trabajo de Lynch et al. (1976) es un ejemplo representativo de uno de los esfuerzos iniciales para demostrar el alcance y beneficios de este método. En este estudio, las simulaciones tenían como objetivo lograr una mayor eficiencia con una simple modificación del circuito. Experimentos en planta validaron las simulaciones. El beneficio fue lograr un producto más fino de la molienda-clasificación (de 70% a 77% -200 malla Tyler) al mismo tonelaje procesado.

El método de simulación con el Modelo de Balance de Poblaciones (MBP) fue ampliamente investigado entre los años 1970 y 1980, particularmente con respecto al desarrollo de mejores modelos y a la creación de metodologías para la calibración de estos modelos (por ejemplo, herramientas de muestreo y reglas, procedimientos experimentales, métodos de balance de masa, técnicas de estimación de parámetros, etc).

Hasta mediados de la década de 1980, varios investigadores desarrollaron softwares de simulación de manera aislada, pero a medida que crecía la aceptación, era evidente la necesidad de un software comercial (robusto y compatible) y métodos estandarizados. Este fue el período en el que los investigadores se centraron en el desarrollo de un software comercial. En Canadá, la respuesta a este desafío fue el proyecto Simulated Processing of Ore and Coal (SPOC), iniciado en 1980. Patrocinado por CANMET (Laguitton, 1984), este fue uno de los primeros esfuerzos de colaboración entre la industria, el mundo académico y el gobierno por presentar un paquete completo de programas informáticos que facilitarían el uso de la simulación en aplicaciones industriales (Laguitton, 1984).

Esfuerzos similares estaban en marcha en otros países, y en 1984 King y Ford lanzaron MODSIM, un simulador de procesamiento de minerales de estado estacionario de uso general, el cual se comercializó en 1985. En 1986, el JKMRC presentó la primera versión comercial de JKSimMet (un simulador de estado estacionario, de propósito general, para circuitos de conminución), a su vez, el Bureau de Recherches Géologiques et Minières (BRGM) lanzó la primera versión de USIMPAC. Los cuatro paquetes han experimentado un desarrollo extenso en los últimos 15 años aproximadamente, y aunque todos podrían tener un enfoque técnico algo diferente en estos días, todavía representan los estándares de la industria contemporánea (Mular, Halbe, & Barrat, 2002).

El periodo desde 1990 al presente.

Aunque el Modelo de Balance de Poblaciones (MBP) mejoró dramáticamente la fidelidad de las predicciones en el rendimiento del molino de bolas (circuito), una serie variables importantes tuvieron que ser ajustadas a través de correlaciones empíricas que

no fueron derivadas rigurosamente y no necesariamente aplicables en general. Por ejemplo, el tamaño de la bola, la dureza del mineral y la velocidad del molino se incorporaron en base a los cambios esperados en la velocidad de fractura. Otras variables como la reología de la pulpa y el perfil de los revestimientos, ambos conocidos por tener un impacto en el rendimiento del molino, fueron ignorados en casi todos los modelos de molino. A fines de los años ochenta y principios de los noventa, la aplicación de Métodos de Elementos Discretos (MED) a la simulación de molienda fue investigada en la Universidad de Utah (Mishra y Rajmani, 1992).

Durante la última década, facilitado por el aumento exponencial en la velocidad de procesamiento de la computadora, ha habido una mayor actividad de desarrollo en esta área, y se han informado recientemente un buen número de aplicaciones industriales.

Como su nombre lo indica, el DEM implica rastrear el movimiento de un gran número (típicamente menor a 10^6) de elementos discretos (por ejemplo, bolas) en respuesta a las fuerzas aplicadas dentro de un dispositivo (por ejemplo, un molino de bolas giratorio). Esencialmente, esto implica la solución de un gran conjunto de ecuaciones diferenciales que describen el movimiento de traslación y rotación de cada elemento (o partícula) en el espacio 2D o 3D.

Mishra y Rajamani (1992), proporcionan una buena introducción a las matemáticas subyacentes. Las actividades recientes de desarrollo se han centrado en aumentar la velocidad de cálculo para reducir los tiempos de simulación y resolver problemas más grandes. La atención se centró en la paralelización de los códigos y en mejores algoritmos para "anticipar" la interacción de partículas y simplificar las soluciones. A pesar de estos

esfuerzos, un problema razonablemente grande (5×10^5 elementos) y complejo (3D con formas no esféricas) aún puede requerir del orden de 5 días de tiempo de simulación para resolver. También se está trabajando para desarrollar mejores herramientas de pre-proceso (configuración de problemas) y post-procesamiento (presentación e interpretación de datos).

Sin embargo, la simulación tridimensional de molinos en escala de planta (Rajamani y Mishra, 2001) también puede reducirse a menos de 24 horas de computación manteniendo los extremos cónicos de alimentación y descarga con los elevadores de extremo correspondientes, pero utilizando una longitud más corta en la sección cilíndrica (Rajamani y Mishra, 2001).

La Figura 6 presenta la analogía mecánica para describir colisiones entre bolas, o entre bolas y el forro del molino a medida que las bolas y el molino se mueven. Cada colisión se resuelve en un componente de impacto (normal) y de cizallamiento (tangencial) (Mular, Halbe, & Barrat, 2002).

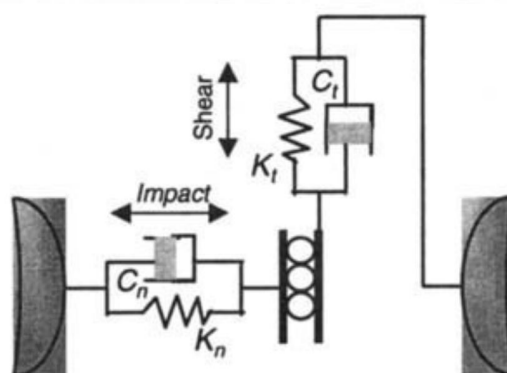


Figura 6. Analogía mecánica por colisiones (resorte + amortiguador) entre bolas.

Fuente. (Mishra y Rajamani, 1992).

Las pérdidas de energía pueden ser rastreadas y usadas para elaborar un espectro de energía, como el que se ilustra en la Figura 7. Además, animaciones de la respuesta del modelo pueden proveer alguna información adicional.

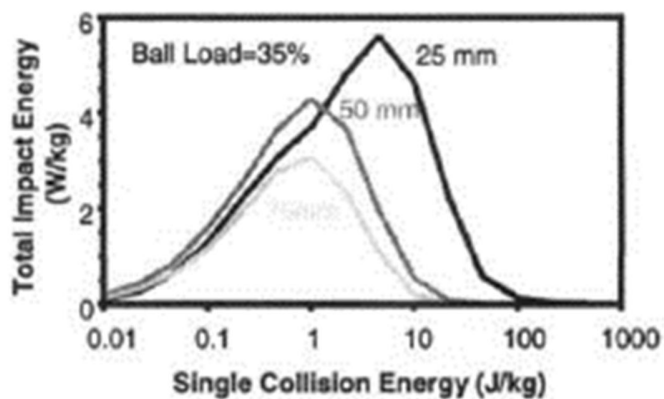


Figura 7. Espectro de disipación de energía de impacto para un molino de bolas (con un determinado perfil de revestimiento y velocidad de rotación). Fuente. (Mular, Halbe, & Barrat, 2002).

La Figura 8 ilustra el mapeo de la velocidad de traslación de los medios de molienda en el molino e indica el grado de cataratas y las colisiones de bola sobre revestimiento.

Los espectros de disipación de energía de cizallamiento e impacto son particularmente útiles en la estimación del desgaste del revestimiento (Qiu et al., 2001), un fenómeno que puede incorporarse en los cálculos DEM para estudiar los efectos sobre factores tales como la potencia y el espectro de energía en el tiempo. Uno de los desarrollos recientes más emocionantes es la predicción de resultados de conminución basados en los espectros de energía. Bwalya et al. (2000) y Buchholtz et al. (2000), han descrito métodos de incorporación de fractura de minerales en la simulación de DEM.

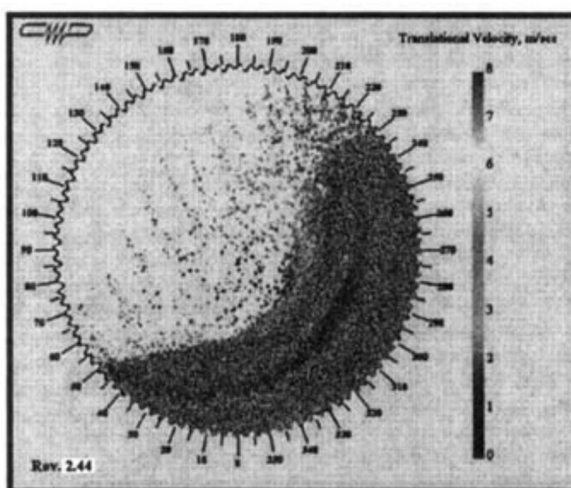
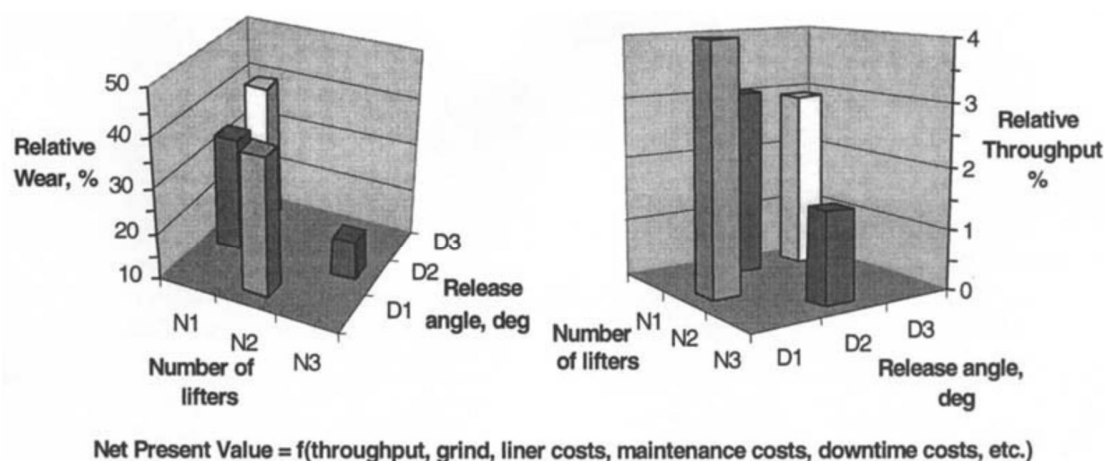


Figura 8. Captura instantánea de una animación de movimiento de la carga de un molino de bolas (para un determinado perfil del revestimiento y velocidad de rotación). Fuente. (Mular, Halbe, & Barrat, 2002).

Nordell et al., (2001), también realizó estudios en esta área, incluida la fractura discreta de partículas minerales, así como métodos para unificar el Modelo de Balance Poblacional (PBM) y los Métodos de Elemento Discreto (DEM). Este desarrollo posterior es de particular interés para la industria, ya que se basa en las fortalezas comprobadas de ambos métodos para realizar simulaciones con nuevas aplicaciones. La Figura 9 ilustra una evaluación de revestimientos de molinos mediante simulación, con lo cual se puede realizar un análisis costo-beneficio de tipos de revestimientos (costo del revestimiento + duración de mantenimiento).



|Figura 9. Diseño optimizado del sistema de revestimiento de molino con PBM/DEM

Fuente. (Mular, Halbe, & Barrat, 2002).

3. 8. Cuarta ley de la molienda

Sepúlveda (2010) realizó una investigación de la operación de molienda-clasificación junto con recolección de datos operacionales de plantas concentradoras para determinar criterios para optimizar la molienda. Estos criterios se reúnen dentro de lo que se ha

llamado la “cuarta ley de la molienda”. La cuarta ley de molienda nos indica que, para obtener una eficiencia óptima energética en la molienda, debemos reducir el porcentaje de finos en el interior del molino. “Para lograr ello, se debe tener un mínimo porcentaje sólidos en el overflow del hidrociclón (utilizar el máximo flujo de agua y/o capacidad de bomba) y el máximo porcentaje de sólidos posible en el underflow del hidrociclón (reducir el diámetro del ápex al mínimo, evitando generar el efecto “soga”). Con estas condiciones de operación, el porcentaje de sólidos en la alimentación a los ciclones y la carga circulante adoptarán valores óptimos consistentes con el balance de masas del sistema que se muestra en la Figura 10 (Sepúlveda, 2010).

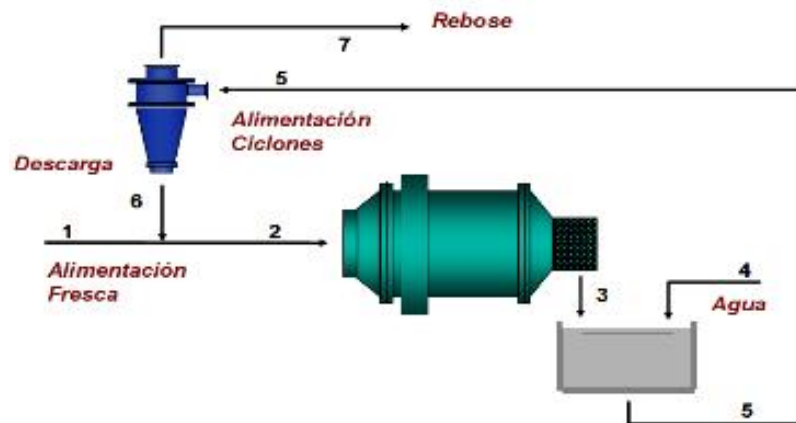


Figura 10. Representación esquemática de un circuito de molienda-clasificación convencional bajo la configuración directa. Fuente. (Sepúlveda, 2010).

$$(f_{s5})_{\text{opt}} = \frac{(1 + CC_{\text{opt}})}{1/(f_{s7})_{\text{min}} + CC_{\text{opt}}/(f_{s6})_{\text{max}}} \quad (2)$$

Donde:

Fs = Fracción en peso de sólidos en el flujo correspondiente.

CC = Fracción de carga circulante, definida como la razón entre el flujo másico de descarga (Flujo 6) de los hidrociclones y el flujo másico de rebose (Flujo 7) de los mismos.

Al retirar los finos del circuito de molienda con el hidrociclón, mejoramos también la molienda, ya que las bolas actúan preferentemente sobre las partículas gruesas (partículas que requieren liberación). Asimismo, remover las partículas finas, al evitar la sobremolienda, favorece la concentración de minerales (Sepúlveda, 2010)

Esta cuarta ley de la molienda se basa en tres supuestos bases:

- ***Relación energía/tamaño de producto.***

El grado de fineza del producto que es molido está en relación directa con la energía específica (kwh/t) aplicada a las partículas.

- ***Aleatoriedad del impacto***

La carga molturante de los molinos impactan aleatoriamente a todas las partículas presentes en el molino, distribuyendo el total de la energía, tanto cinética como energía potencial por ellas contenida, entre las distintas fracciones granulométricas.

- ***Proporcionalidad de los cortos circuitos de finos y agua.***

El By-pass de finos (Bpf) al under flow de los hidrociclones es directamente proporcional al correspondiente by – pass de agua (Bpw).

Sepúlveda (2010) realizó una evaluación del circuito de molienda en Minera Carolina de Michilla, Chile, donde aplicó las condiciones de operación sugeridas por el criterio de la Cuarta Ley, el resultado fue una reducción del Work Index Operacional- A continuación, se mostrarán algunas correlaciones encontradas en dicho estudio.

3. 9. Relaciones con el Work Index Operacional

En la Figura 11 se puede observar que el índice de trabajo operacional (Work Index Operativo) varía de manera directamente proporcional con el volumen de finos en el área descarga del molino.

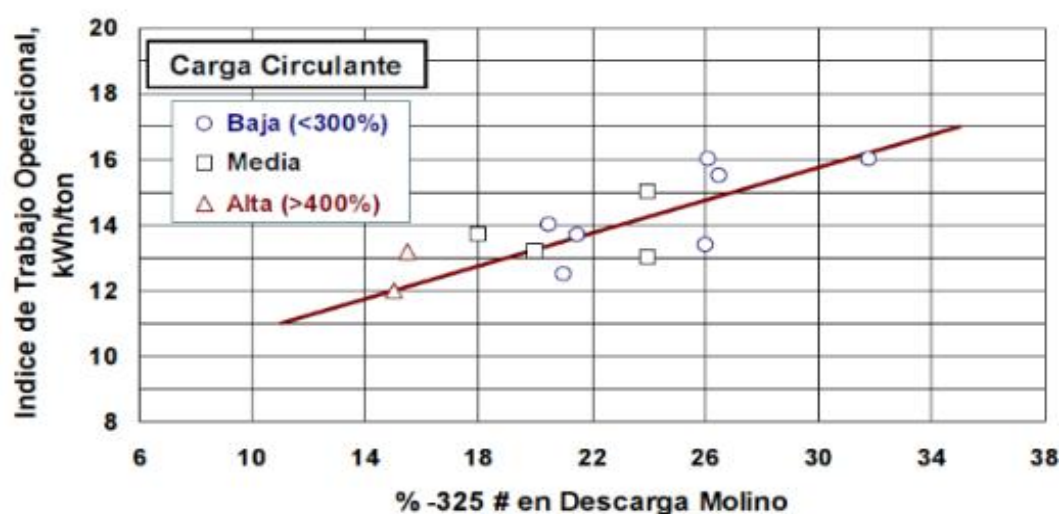


Figura 11. Efecto del contenido de finos (% -44 μm) en el área descarga del molino sobre el índice de trabajo operacional, sobre la base de muestreos realizados en Minera Carolina de Michilla, Chile. *Fuente.* (Sepúlveda, 2010).

La razón de esto es que, a mayor presencia de partículas finas, la energía suministrada a los medios de molienda es consumida en sobre moler partículas finas, aun cuando estas ya no necesiten mayor molienda, lo cual se traduce en un mayor Work Index Operacional.

En la Figura 12, también podemos observar otra relación existente entre el volumen de finos en el área descarga del molino. y el porcentaje de sólidos en el underflow del hidrociclón, esta relación es inversamente proporcional.

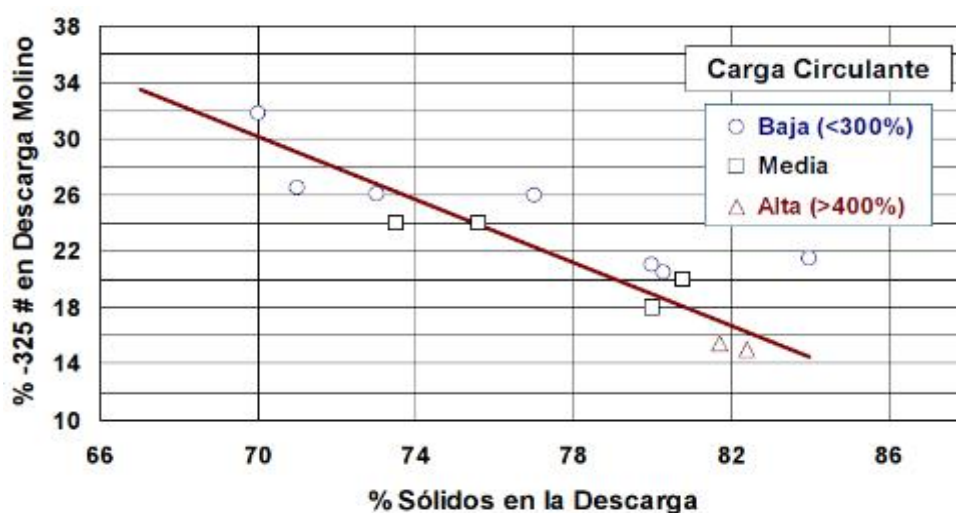


Figura 12. Efecto del porcentaje de sólidos en el underflow (descarga) del hidrociclón sobre el contenido de finos en la descarga del molino, sobre la base de muestreos realizados en Minera Carolina de Michilla, Chile. Fuente. (Sepúlveda, 2010).

Por otra parte, se observa en las Figuras 11 y 12, que la carga circulante tiene un efecto inversamente proporcional sobre el volumen de finos en el área descarga del molino. Al diluir más el overflow del hidrociclón, una mayor cantidad de finos serán arrastrados por el agua hacia el overflow, esto hará a su vez que las partículas gruesas que van por el

underflow generen una mayor recirculación hacia el molino e incrementando a su vez el porcentaje de sólidos en el underflow del hidrociclón.

Sepúlveda también concluye que “no necesariamente una mayor carga circulante es indicativa de un mineral más duro y difícil de moler”, así como “una mayor carga circulante no significa que el proceso sea deficiente”, por el contrario, una mayor carga circulante podría mejorar la molienda (ver Figura 11). Finalmente, dependiendo de la capacidad de las bombas, se podrá tomar ventaja del menor WiO ya sea para pasar más tonelaje, para una misma tarea de molienda, o incrementar la fineza del producto final para un mismo tonelaje” (Sepúlveda, 2010).

3. 10. Teoría de molinos de bolas

Son los molinos rotatorios más comunes en la industria del procesamiento mineral, esto es probablemente debido a que operan bien tanto a escala de laboratorio como a nivel industrial. Estos molinos abarcan la conminución de minerales en un amplio rango de tamaños, desde unos pocos milímetros hasta algunas decenas de micras. Los molinos de bolas operan como molinos primarios con hasta una alimentación de tamaño de 20 mm, así como en etapas secundarias/terciarias y operaciones de remolienda con alimentos y productos finos. Los molinos de bolas han incrementado en tamaño de manera continua, motivado por factores de costos y economía de escala. Durante la década del 1950 y 60s, molinos de bolas de gran diámetro dominaron la molienda primaria de gran capacidad. Sin embargo, desde mediados de la década de 1970, los circuitos de varias etapas de chancado y molienda primaria con molinos de bolas fue casi completamente reemplazado por los circuitos AG/SAG. Los molinos de bolas aún dominan las aplicaciones de

molienda secundaria, pero están en fuerte competencia con los circuitos cerrados de molinos AG/SAG y una variedad de molinos por agitación (stirred mills). Los molinos por agitación, como el molino torre (tower mills), también están encontrando aplicación en operaciones de molienda fina, especialmente en aquellas con un tamaño de alimentación de 80% pasante las 50µm Napier-Munn et al (1992).

Como se indicó anteriormente, los molinos son los equipos que más energía consumen dentro de una planta concentradora. Por tanto, la adecuada operación de los molinos y clasificadores tiene importantes implicancias en cuanto a eficiencia y producción.

3. 11. Descripción de la operación de molienda

Los molinos de bolas son cilindros que rotan respecto a su eje longitudinal. La roca mineralizada y agua (molienda húmeda) son alimentados por un extremo del molino y esta mezcla se descarga por el otro extremo. El otro fluido para la molienda es el aire (molienda seca), este tipo de molienda es común para la industria del cemento.

Existen 02 tipos principales de molienda de bolas, dependiendo de la forma en cómo se descarga la pulpa. En la molienda con descarga mediante **rebose**, el molino tiene una abertura en el trunnion de descarga el cual es más ancho que la alimentación, lo cual genera un gradiente hidráulico que ocasiona el flujo de pulpa al interior del molino (Napier-Munn T., Morrell , Morrisison R., & Kojovic T., Mineral Comminution Circuits: Their Operation and Optimisation, 1999).

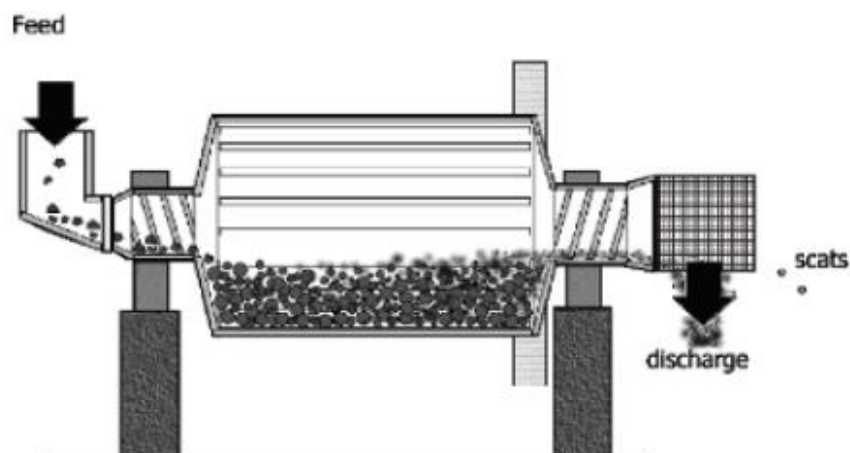


Figura 13. Molino con descarga por rebose Fuente. (Ashok Gupta, 2016).

El otro tipo es molino con descarga mediante parrilla donde el molino posee una parrilla y elevadores de pulpa o lifters en el extremo de la descarga, en este tipo de molinos encontramos a los denominados autógenos (AG) y semiautógenos (SAG), estos molinos operan con un nivel de pulpa más bajo que los molinos del tipo rebose.

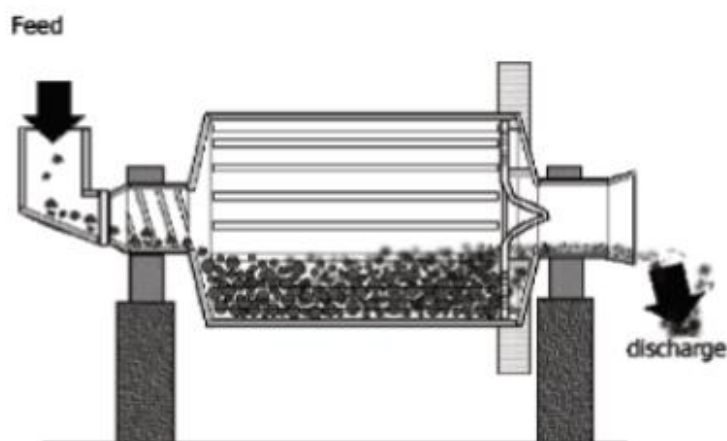


Figura 14. Molino con descarga mediante parrilla. Fuente. (Ashok Gupta, 2016).

Un trómel cilíndrico con aberturas se incorpora axialmente a la descarga del molino y se usa para remover las bolas desgastadas y las rocas de mineral que no lograron fracturarse, denominados “scats”. También se incorporan espirales antirretornos en la descarga, para devolver las bolas al interior del molino.

3. 12. Condiciones operacionales de los molinos de bolas

- *Velocidad crítica*

Es la velocidad de rotación del molino a la cual las bolas empiezan a centrifugar en las paredes del molino y no se desprenden del mismo. Desarrollando un balance entre la fuerza de gravedad y la fuerza centrífuga sobre una bola en la pared del molino, la velocidad crítica en revoluciones por minuto (RPM) resulta ser:

$$\text{Velocidad crítica} = 76.6/\sqrt{D - d} \quad (3)$$

Dónde:

D = Diámetro interior del molino (ft)

d = Diámetro máximo de las bolas (ft)

Es lógico esperar que el movimiento de la carga en un molino va a depender del porcentaje velocidad crítica de operación, de tal forma que la velocidad de giro de éste se especifica con el porcentaje de velocidad crítica.

Los molinos de bolas operan en dos maneras: Cascada y catarata. En el mecanismo de cascada ocurre principalmente la molienda por fricción, se utiliza generalmente cuando se requiere una molienda más fina. En el mecanismo de catarata la molienda por impacto es más evidenciados. Cuando la velocidad de rotación se aproxima a la velocidad crítica, la

capacidad de molienda disminuye ya que hay un porcentaje de la carga de molienda que no realiza molienda (Batista, 2009).

Los molinos de mayores dimensiones suelen operarse a menor velocidad de rotación. Usualmente, se refiere que ocurre una mayor molienda en aproximadamente 80% de velocidad crítica (Napier-Munn et al, 1999).

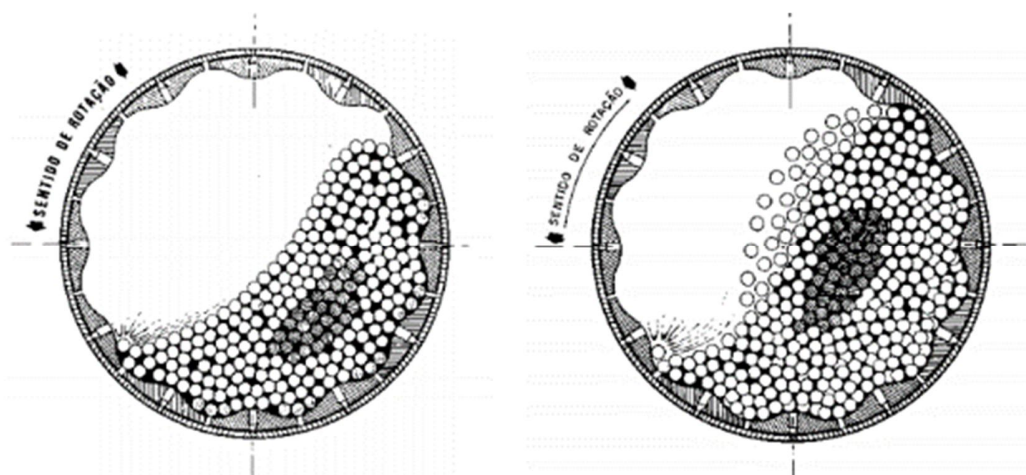


Figura 15. Molienda tipo cascada (izquierda) y catarata (derecha). Fuente. (Batista, 2009).

- **Porcentaje de carga molturante.**

El volumen ocupado por la carga, en un molino, es la fracción o porcentaje de volumen ocupado por esta carga, incluyendo también el espacio vacío existente entre los cuerpos de molienda. Se calcula este porcentaje de la siguiente manera (Batista, 2009).

$$V_c = 113 - 126 \frac{H_c}{D_m} \quad (4)$$

Donde:

V_c = Porcentaje de volumen ocupado por la carga de bolas (%).

H_c = Distancia entre el tope de la carga en reposo hasta el tope del forro (m).

D_m = Diámetro interno del molino (m).

- ***Nivel y volumen de llenado de carga***

Es necesario que el molino no tenga un nivel de carga muy elevado o disminuido. La sobrecarga puede ocasionar la acumulación de finos en la base del molino, amortiguando el impacto, que ocasiona la fractura del mineral. Cuando el molino posee una carga baja de mineral, se genera un excesivo impacto bola-bola, reduciendo la velocidad de fractura. La porosidad alcanzable por la carga molturante es de aproximadamente 40%, un valor entre 30- 40% es común. El nivel de llenado de bolas de descarga por rebose alcanzaría un máximo de 45% (Napier-Munn T., Morrell , Morrisson R., & Kojovic T., Mineral Comminution Circuits: Their Operation and Optimisation, 1999).

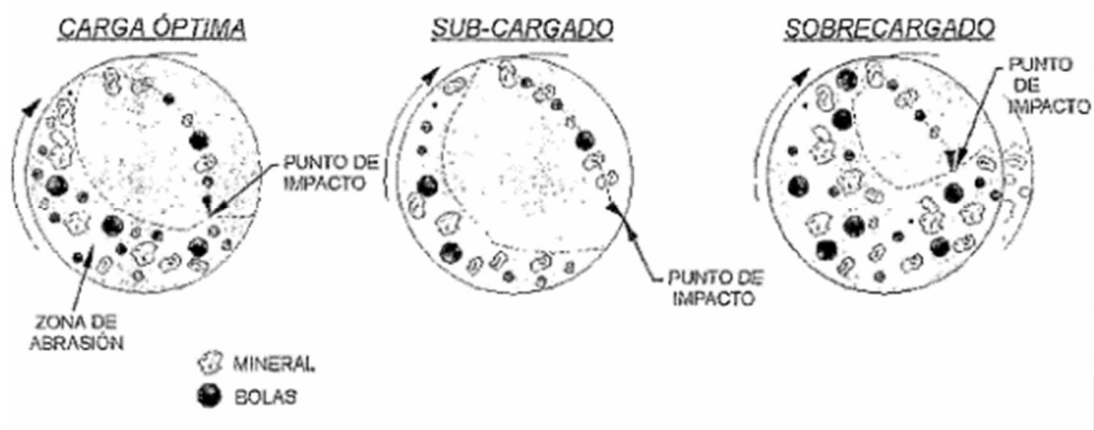


Figura 16. Descripción del nivel de la carga en el molino. Fuente. (Sepúlveda J., 2004).

• Potencia

En las últimas décadas, se han planteado diversas ecuaciones para la estimación del consumo de potencia en molinos rotatorios. A continuación, se mostrarán algunas de estas ecuaciones:

Según Bond (1952), en molino de bolas, se puede estimar la potencia con la ecuación:

$$kW_b = 2,8 D^{0.4} (3,2 - 3V_p) * CS * \left(1 - \frac{0,1}{2^{9-10CS}}\right) \quad (5)$$

Donde:

kW_b = Potencia por tonelada corta de medio moedor (bolas) (kW/tc)

D = Diámetro en el interior del molino (ft)

V_p = Porcentaje del volumen de molino llenado con bolas (%)

CS = Porcentaje de la velocidad critica (%)

Según Rowland (1972), en molino de bolas, la potencia se estima con la ecuación:

$$kW_b = 4,879 D^{0.3} (3,2 - 3V_p) CS \left(1 - \frac{0,1}{2^{9-10CS}} \right) + S_s \quad (6)$$

Donde:

KW_b = Potencia por cada tonelada de bolas en el molino (kW/TC)

D = Diámetro interior del molino (m)

V_p = Porcentaje volumétrico de carga molturante en el molino (%)

CS = Porcentaje de velocidad crítica (%)

S_s = Factor del tamaño de bolas

El factor de tamaño de bolas S_s se calcula de la siguiente manera:

$$S_s = 1,102 \left(\frac{B - 12,5D}{50,8} \right) \quad (7)$$

Donde:

S_s = Factor del tamaño de bola

B = Tamaño de bola (mm)

D = Diámetro interior del molino (m)

Según Hogg y Fuerstenau (1972), la potencia neta que requiere un molino de bolas se puede estimar por la ecuación:

$$P_{liq.} = \eta P_{inst.} = 0,238 D^{3,5} \left(\frac{L}{D} \right) N_{c\rho_{ap}} (J - 1,065 J^2) \text{ sen} \alpha \quad (8)$$

Donde:

$P_{liq.}$ = Potencia neta (kW)

$P_{inst.}$ = Potencia instalada (kW)

- η = Eficiencia de transmisión eléctrica y de potencia (%)
 D = Diámetro interior del molino (ft)
 L = Longitud útil del molino (ft)
 N_c = Fracción de velocidad crítica
 J = Llenado volumétrico parcial aparente (%)

El llenado en volumen aparente incluye las bolas y los intersticios entre las bolas. En el caso de los molinos con descarga por rebose, operando con baja carga de bolas, el sobrellenado con pulpa ubicado en la parte superior también debe ser incluido como parte del volumen aparente. Esto se refiere a la pulpa de “sobrellenado”, para diferenciarse de la pulpa “intersticial” que se encuentra en los espacios intersticiales entre las bolas.

α = Ángulo de elevación de la carga (define la posición del centro de gravedad de la carga en el molino con respecto a la dirección vertical). Comúnmente, sus valores están entre 35° a 40°.

ρ_{ap} = Densidad de carga aparente (t/m³).

La densidad de carga aparente podría estimarse en base a los componentes de la carga (bolas, relleno intersticial del desbordamiento de la pulpa y la pulpa), con la ecuación:

$$\rho_{ap} = \frac{\{(1 - f_v)\rho_b J_b + \rho_p J_p f_v J_b + \rho_p (J - J_b)\}}{J} \quad (9)$$

Donde

f_v = Fracción de espacios intersticiales de las bolas (%)

Este valor se asume en 40% del volumen aparente llenado por bolas.

J_b = Nivel aparente de bolas (%) (Considerando bolas, pulpa y espacios intersticiales entre las bolas)

J_p = Llenado intersticial de la carga de bolas por la pulpa (%)

P_p = Densidad de pulpa (t/m³)

- ***Tamaño de bolas óptimo***

Según Azzaroni (1981), el tamaño óptimo de bolas en la recarga se calcula con:

$$d_B = \frac{6.3(F_{80})^{0.29} (W_i)^{0.4}}{(v D)^{0.25}} \quad (10)$$

Donde:

d_B = Diámetro de bolas óptimo en la recarga (mm)

v = Velocidad de rotación del molino (RPM)

D = Diámetro del molino (m)

W_i = Work Index del mineral (kWh/t)

F₈₀ = Tamaño de partícula al que pasa el 80% del mineral a ser fracturado.

Como se observa, el tamaño de bolas directamente proporcional al tamaño de partícula que se alimenta al circuito de molienda. En un diagrama de flujo, para la molienda primaria, el tamaño de partícula se mide en el producto de chancado y alimento a molienda; mientras que, para la molienda secundaria, el tamaño de partícula se mide en la descarga de la molienda primaria, siendo el tamaño de transferencia entre molienda primaria y secundaria el que se usaría para el cálculo del tamaño de bolas.

3. 13. Modelo de balance poblacional

3. 12 .1 Modelo Cinético de Primer Orden para la Molienda

El uso de este modelo de balance poblacional en la molienda se fundamenta en que el molino es análogo a un reactor químico que contiene una masa "W" de partículas bien mezcladas que experimentan sucesos de fractura mientras el molino está operando. Estas partículas se distribuyen en intervalos de tamaño de $\sqrt{2}$ o $\sqrt[4]{2}$ ¹².

Considerando que la alimentación al molino se encuentra en partículas dentro de un intervalo de tamaño mayor (intervalo 1), entonces $w_1(0) = 1$. Esta fracción se muele durante un tiempo t_1 , finalizado ese tiempo, se toma una muestra para realizar un análisis granulométrico y determinar la fracción en peso que queda en el intervalo de tamaño original w_1 , luego, este material es devuelto al molino para continuar moliéndose durante un tiempo adicional t_2 , repitiendo todo el procedimiento.

Parecería razonable que la velocidad de desaparición de la masa de la fracción de tamaño 1 concuerde con una ley de primer orden, esto es:

$$\frac{d[w_1(t)W]}{dt} \propto -w_1(t)W \quad (11)$$

Como la masa retenida en el molino W es constante, resulta:

$$\frac{d[w_1(t)W]}{dt} = -S_1 W_1(t) \quad (12)$$

Donde S_1 , se denomina tasa de fractura (función selección), y tiene unidades de t^{-1} . Si S_1 permanece constante con el tiempo, integrando tal expresión sujeta a condiciones iniciales se obtiene:

$$w_1(t) = w_1(0)\exp(-S_1 t) \quad (13)$$

$W_1(0)$ es la fracción en peso inicial de partículas en el intervalo 1. No hay un sustento fenomenológico del porque la hipótesis de primer orden debiera cumplirse; no obstante, ello ocurre muy frecuentemente en la práctica

Cuando se analiza una distribución de tamaño de partículas es necesario aplicar un concepto además del "Si" (función selección). Para la fractura primaria, se debe definir la fracción másica de partículas en la clase "j" de tamaño en el alimento que produzca fragmentos en la clase "i" de tamaño; tal parámetro se denota por " b_{ij} ", que es la función fractura.

3. 12 .2 Modelamiento de la molienda batch.

El balance másico se entiende de manera más simple observando la Figura 17, que demuestra cómo se encuentra el material durante la molienda en un instante t y un instante posterior $t + \Delta t$.

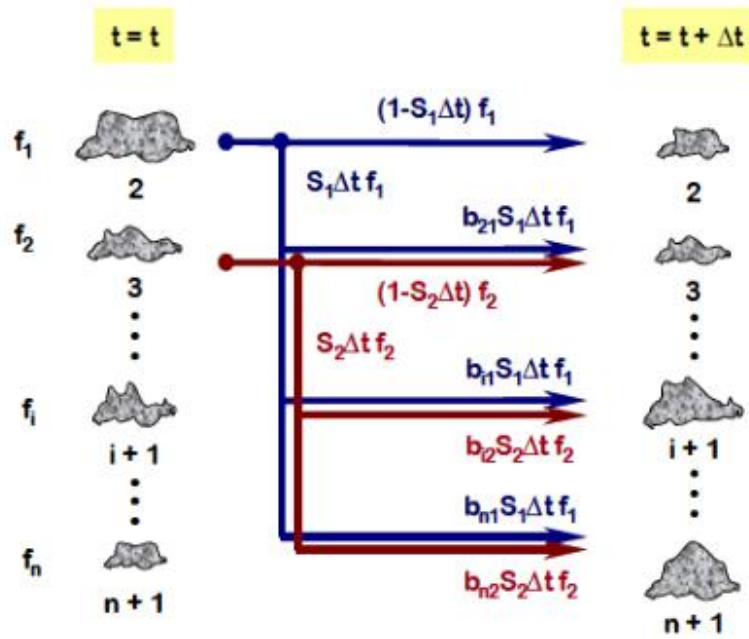


Figura 17. Representación esquemática de las partículas de varias mallas granulométricas después de los eventos de fractura y generación de fragmentos entre los tiempos t y $t+dt$ en un molino batch. Fuente. (Batista Mazzinghy, 2009).

Matemáticamente

$$\frac{df_i(t)}{dt} = -S_i f_i(t) + \sum_{j=1}^{i-1} b_{ij} S_j f_j(t) \quad (14)$$

Donde $f_i(t)$ y $f_j(t)$ significa la fracción en peso en los tamaños de abertura "i" y "j" en el molino en un instante "t" respectivamente; " b_{ij} " como la función fractura y " S_i " representa la función selección del mineral en el intervalo "i".

En la actualidad, se conoce la solución de este sistema de ecuaciones diferenciales. Si los parámetros S_i y b_{ij} no cambian con el tiempo, se obtiene una solución general del sistema, llamado "modelo lineal", el cual es:

$$f = T * J * T^{-1} * f^0 \quad (15)$$

Donde "T" es una matriz triangular inferior ($n \times n$), cuyos elementos T_{ij} están dados por:

$$T_{ij} = \begin{cases} 0 & , \text{ si } i < j \\ 1 & , \text{ si } i = j \\ \sum_{k=j}^{i-1} \frac{b_{ik} * S_k}{S_i - S_j} * T_{kj} & , \text{ si } i > j \end{cases} \quad (16)$$

Mientras que "J" es una matriz diagonal ($n \times n$), cuyos elementos h_j están dado por:

$$J_{ij} = \begin{cases} 0 & , \text{ si } i \neq j \\ \exp(-S_i * t) & , \text{ si } i = j \end{cases} \quad (17)$$

También el vector 0 pertenece al vector de alimentación ($t = 0$); y el vector f al vector de descarga ($t = t$).

La energía específica es el factor controlante de la molienda.

3. 12 .3 Modelo Herbst y Fuerstenau

De acuerdo con el modelo de Herbst y Fuerstenau, los valores de la función de selección "Si" son proporcionales a la potencia consumida por el molino, como se observa en la siguiente expresión:

$$S_i = S_i^E * \frac{P}{H} \quad (18)$$

Donde:

S_i^E = Función selección específica (que es independiente de las condiciones geométricas u operacionales del molino)

H = Masa de mineral en el molino.

P = Potencia Neta consumida.

Se calcula el consumo específico de energía "E"; de la siguiente manera:

$$E = \frac{P * t}{H} \quad (19)$$

al reemplazar la ecuación (18) en la ecuación (19), obtenemos:

$$S_i = S_i^E * \left(\frac{P}{H} \right) = S_i^E * \left(\frac{E}{t} \right) \quad (20)$$

De donde:

$$S_i * t = S_i^E * E \quad (21)$$

Esta relación es muy importante para representar el modelo cinético de molienda Batch en su forma normalizada:

$$\frac{df_i(E)}{dE} = -S_i^E f_i(E) + \sum_{j=1}^{i-1} b_{ij} S_j^E f_i(E) \quad (22)$$

El modelo de molienda Batch está constituido por la ecuación (22) y es expresada en función de la Función selección específica " S_i^E " y función fractura " b_{ij} ".

La ecuación (22) posee una solución, la cual se puede expresar en forma lineal:

$$f = T * J * T^{-1} * f^0 \quad (23)$$

Siendo T_{ij} :

$$T_{ij} = \begin{cases} 0 & , \text{si } i < j \\ 1 & , \text{si } i = j \\ \sum_{k=1}^{i-1} \frac{b_{ik} * S_k^E}{S_i^E - S_j^E} * T_{kj} & , \text{si } i > j \end{cases} \quad (24)$$

Y " J_{ij} ":

$$J_{ij} = \begin{cases} 0 & , \text{si } i \neq j \\ \exp(-S_i^E * E) & , \text{si } i = j \end{cases} \quad (25)$$

3. 14. Estimación de Parámetros de Fractura

3. 13 .1 Función selección

Como pudimos ver en los apartados anteriores la función selección es definida como la velocidad fraccional a la cual se trituran las partículas retenidas en una malla 'i', es decir la fracción de partículas que se fracturan por kWh (tiempo).

La función Selección está representada por la siguiente relación:

$$S_i^E = \frac{\alpha_0 * (d_i^*)^{\alpha_1}}{1 + \left(\frac{d_i^*}{d_c}\right)^{\alpha_2}} \quad (26)$$

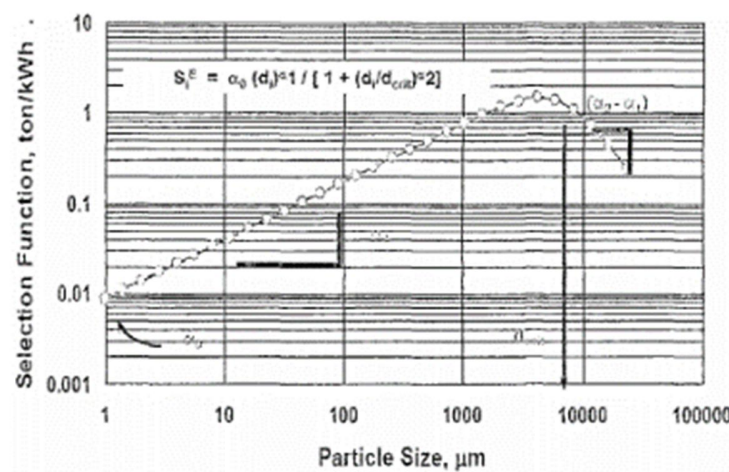


Figura 18. Representación gráfica de la Función Selección. Fuente. (Austin G. & Concha A., 1994).

3. 13 .2 Función Fractura

La función fractura expone a la fracción de los fragmentos de las partículas retenidas en la malla 'j' y estas resultan retenidas a la malla 'i', como consecuencia de un evento dado de fractura.

La función fractura está representado por la siguiente relación (2.46):

$$B_{ij} = \beta_0 * \left(\frac{d_i}{d_j}\right)^{\beta_1} + (1 - \beta_0) * \left(\frac{d_i}{d_j}\right)^{\beta_2} \quad (27)$$

Para la estimación de los parámetros de fractura existen 3 métodos, los cuales son:

1. Estimación de parámetros con ensayos de laboratorio con monotamaños.
2. Estimación de parámetros por regresión no-lineal.
3. Estimación de parámetros por el método simplificado.

De los métodos mencionados, a lo largo de este trabajo de tesis se optó por tomar utilización del método de estimación de parámetros por regresión no-lineal, debido sus ventajas en comparación de los otros métodos, y este método prevé resultados con una precisión aceptable.

Este método está basado en la búsqueda óptima de parámetros de la función selección y fractura; para la función selección a_0 , a_1 a_2 y de y para la función fractura; y esto se logra a través de técnicas de regresión no lineal.

La función objetivo utilizada es la minimización de la sumatoria al cuadrado de las diferencias de valores experimentales y simulados:

$$SSE = \sum_{i=1}^n [F_{i_{exp}} - F_{i_{mod}}]^2 \quad (28)$$

Donde:

$F_{i_{exp}}$ = Porcentaje pasante acumulado experimental en la posición "i"

$F_{i_{mod}}$ = Porcentaje pasante acumulado simulado en la posición "i"

El problema de minimización es planteado como se observa en la figura 19.

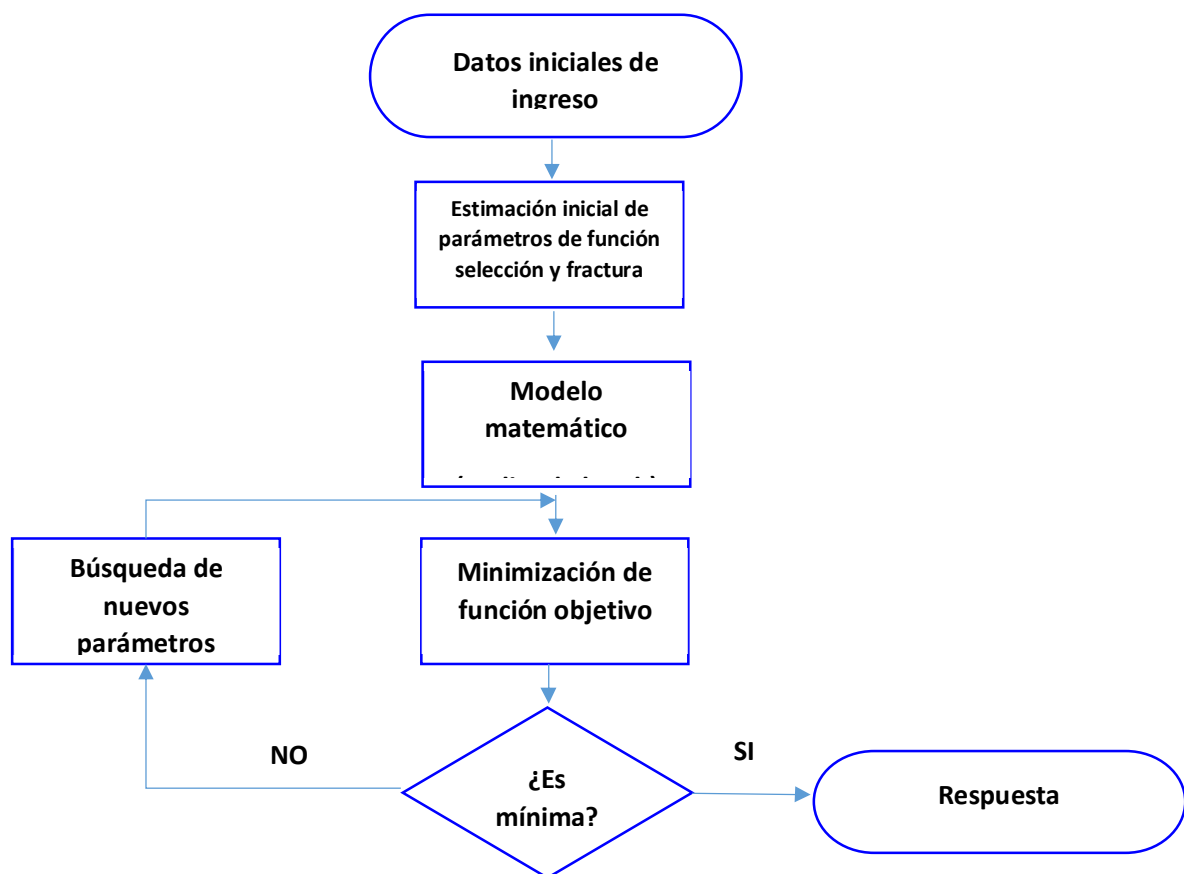


Figura 19. Estructura lógica de la rutina de estimación de parámetros función.

Fuente. Elaboración propia.

3. 15. Teoría de hidrociclones

El hidrociclón está comúnmente presente en las plantas de procesamiento de minerales. Aunque fue patentado en 1891, su uso como clasificador y equipo para el desaguado, no tuvo un uso masivo hasta que la Dutch State Mines lo aplicara en la preparación de carbón en la década de 1940. En el procesamiento mineral, rápidamente las grandes y pesadas clasificadores de espiral y de rastrillo que eran de común uso en ese entonces, teniendo los hidrociclones obvias ventajas de simplicidad (sin partes móviles) y poco requerimiento de espacio.

Desafortunadamente, estas ventajas también hicieron del hidrociclón una de las unidades de operación más abusadas en procesamiento mineral. Engañoso por su simplicidad, su performance es difícil de monitorear en línea, y un funcionamiento significativamente lejos del óptimo no es visible a simple vista para el operador, quien, por ende, falla en tomar las acciones correctivas correspondientes.

Visualmente, la evaluación que el operador realiza es observar las características de la descarga del underflow (si es visible). Instrumentalmente, la densidad de pulpa de alimentación, caudal de pulpa y caída de presión deberían estar siempre disponibles como lecturas de mediciones en la sala de control de la planta, y en algunos pocos casos el tamaño del producto en el overflow es monitoreado on-line, o puede ser deducido a partir de otras variables como un “sensor suave”. Incluso aquí, el criterio para una performance satisfactoria no está siempre bien definido para el operador.

La etapa de clasificación en circuitos cerrados de molienda es usualmente el factor de mayor importancia para controlar la performance del circuito, medido como tonelaje y/o tamaño del producto final.

Una operación pobre del ciclón es la causa común de ineficiencias en la molienda. Consecuentemente, optimización de la performance del ciclón es de manera común, la mejor y más fácil forma para mejorar la molienda o incrementar la capacidad de la planta.

3. 16. Descripción de la operación de cicloneo

La pulpa de alimentación entra tangencialmente y es restringida por la construcción de la unidad a seguir un camino circular o en voluta. Esto hace que las fuerzas centrífugas radial y de arrastre sean la base de la separación, ya sea separación sólido-líquido (desaguado y espesamiento) o separación sólido-sólido (clasificación). Las partículas gruesas o densas se mueven hacia la periferia, juntas siguen un flujo en espiral hacia abajo y salen por el ápex, junto con algo de agua.

Las partículas finas o ligeras y el resto del agua se mueven hacia el eje y salen a través del vortex finder, el que es más largo que el ápex. Los hidrociclones normalmente operan con un núcleo de aire que se encuentra en el eje.

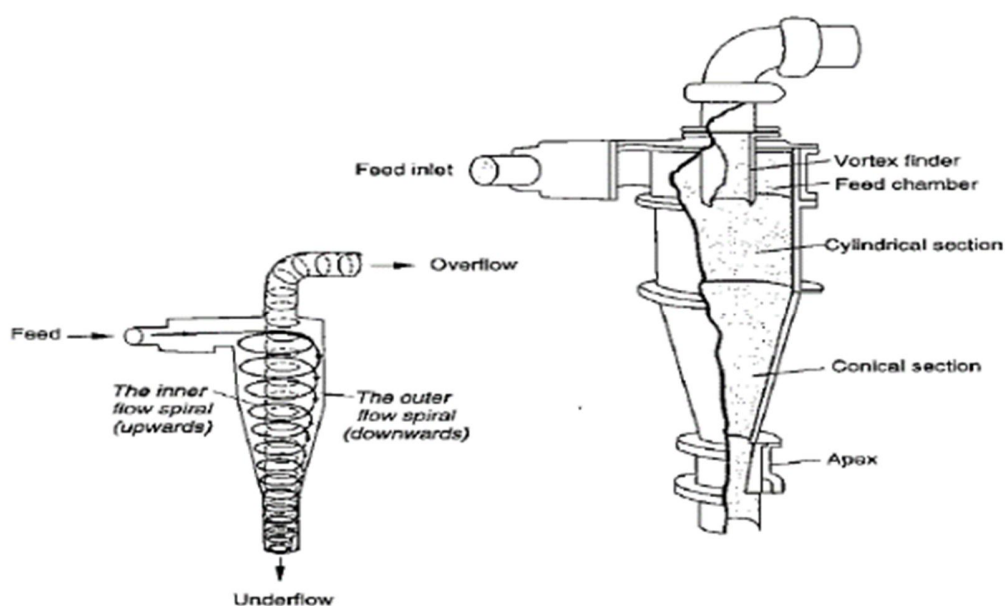


Figura 20. Hidrociclones y sus principales componentes y flujos. Fuente. (Napier-Munn T. Morrell, Morrison R., & Kojovic T., 1999).

El rol del hidrociclón clasificador en circuitos de molienda es seleccionar al material que pasa a la siguiente etapa de proceso, que puede ser otra etapa de reducción de tamaño o una etapa de beneficio como la flotación, lixiviación o concentración gravimétrica. Esto comprende hacer una separación a un tamaño de corte determinado. Material grueso que esto es regresado al molino para que sea molido, y el material fino es el producto del circuito (figura 20). El tamaño de corte es seleccionado sobre la base del requerimiento del proceso, por ejemplo, el tamaño de liberación del componente valioso de la mena, y es logrado empleando un cierto diseño del ciclón y determinadas condiciones de operación. Un requerimiento asociado es comúnmente una concentración de sólidos en el producto del circuito para cumplir con los requerimientos del proceso de flotación o de

lixiviación, es así, que las especificaciones finales del ciclón son cumplir esas dos demandas.

Un clasificador perfecto haría un corte preciso al tamaño deseado. Los ciclones reales se alejan del ideal por las siguientes razones principales:

- Mezcla turbulenta en el ciclón
- Fuga de material grueso por la parte superior del ciclón hacia el overflow
- Atrapamiento del material fino en el producto espesado en las paredes del ciclón, reportándose al underflow.
- Bypass de finos en el agua que se reporta al underflow
- Condiciones de operación inapropiada, por ejemplo, viscosidad excesiva de alimentación, efecto sogá, partes del hidrociclón desgastadas (ápex o vortex).
- El mismo principio de clasificación hidrodinámica, en la que la forma de la partícula y su densidad juegan un rol, así como el tamaño de partícula.

Algunos de estas pueden ser controladas por el diseño del ciclón y las condiciones de operación. Ninguna puede ser eliminada completamente, en especial la última.

3. 17. Modelamiento matemático de la operación de hidrociclones

El hidrociclón es una herramienta de flujo de fluido, y por ello, debe ser susceptible a ser descrito con la aplicación de teorías básicas de fluidos. Esto es un enfoque general usando las ecuaciones de continuidad y balance de momento (Navier-Stokes) para predecir velocidades locales de fluido, adicionando efectos de turbulencia (por ejemplo, modelo de mezcla longitudinal de Prandtl, definiendo una viscosidad turbulenta), y luego

usando las teorías de sedimentación convencional o modificada para determinar cómo las partículas de determinadas propiedades reaccionan a las condiciones de flujo prevaleciente. Al respecto, Chakraborti y Miller (1992) estudiaron a profundidad este tema. Recientemente Devulapalli y Rajamani (1996) y Concha et al. (1996) han demostrado progreso. Un éxito particular es la predicción teórica de las velocidades locales tangencial, radial y axial las que han sido confirmadas experimentalmente empleando la técnica Láser Doppler Anemometry (LDA) y técnicas similares (Napier-Munn T., Morrell, Morrison R., & Kojovic T., *Mineral Comminution Circuits: Their Operation and Optimisation*, 1999).

3. 18. Curva de eficiencia de clasificación real

La performance de la operación de clasificación de tamaños se determina mediante la curva de eficiencia real, también llamada curva de partición, curva de performance, curva de selección o curva de Tromp. La cual se define graficando puntos que corresponden a un eje de abscisas de la media geométrica del intervalo de tamaños para la fracción de tamaños correspondiente y en el eje de las ordenadas se ubica el porcentaje de recuperación de material que se reporta del alimento al underflow u overflow, llamándose curva de eficiencia de clasificación en el underflow u overflow, de acuerdo con el flujo que se toma para realizar los cálculos. Para la curva de eficiencia de clasificación en el underflow del hidrociclón. Se observa que, para tamaños de partícula grandes, porcentajes de recuperación elevados de material del alimento al clasificador se reportarán al underflow, mientras que, para tamaños de partícula pequeños, se reportarán porcentajes

de recuperación bajos de material del alimento al underflow (Napier-Munn T. Monrrell, Morrisson R., & Kojovic T., 1999).

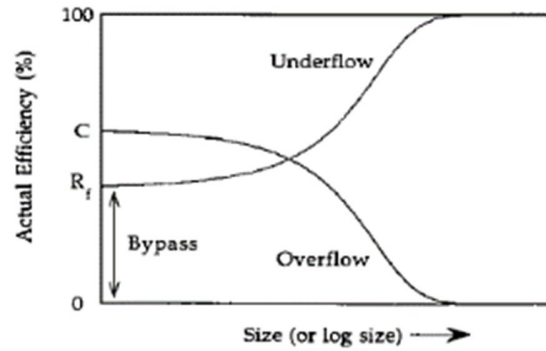


Figura 21. Curvas de eficiencia para underflow y overflow del hidrociclón. Fuente: (Napier-Munn T. Monrrell, Morrisson R., & Kojovic T., 1999).

La eficiencia real, E_{oi} , del tamaño i hacia el overflow se expresa mediante:

$$E_{oi} = 100 \left(\frac{W_{oi} M_o}{W_{fi} M_f} \right) \% \quad (29)$$

W_{oi} = Fracción en peso de tamaño i en el overflow.

W_{fi} = Fracción en peso de tamaño i en el alimento al hidrociclón.

M_o = Flujo másico del overflow.

M_f = Flujo másico del alimento al hidrociclón.

Las fracciones en peso de tamaño se determinan mediante el análisis granulométrico, mientras que los flujos másicos pueden ser calculados de la medición de flujo y densidad, con instrumentos como flujómetro y densímetro, respectivamente. Sin embargo,

comúnmente en las plantas concentradoras no se cuenta con flujómetros, por lo que la fórmula se puede basar solo en distribuciones granulométricas.

Ecuación 30. *eficiencia real en función de distribuciones granulométricas.*

$$E_{oi} = \frac{100 W_{oi} (W_{fi} - W_{ui})}{W_{fi} (W_{oi} - W_{ui})} \% \quad (30)$$

Otra alternativa es calcular la relación Mo/Mf mediante la realización de balance de pulpa y balance de agua en los tres flujos (alimento, overflow y underflow), empleando los porcentajes de sólidos correspondientes y luego, empleando la distribución granulométrica del overflow y underflow, calcular la distribución granulométrica del alimento al hidrociclón (Wills & Napier-Munn, 2006).

Las curvas de eficiencia de clasificación no pasan por el 0% para el underflow, o por el 100% para el overflow, para tamaños de partícula menores. La explicación a este fenómeno, es que las partículas muy finas no están sujetas a las fuerzas centrífugas o gravitatorias (fuerzas responsables de la clasificación) y por ello solo siguen el flujo del agua. Por ello, la curva de eficiencia intercepta el eje de las ordenadas en el valor del porcentaje de agua que se reporta al underflow, u overflow, si la curva es para el overflow (Sepúlveda J., 2004).

Según Kelsall (1953), el porcentaje de agua que se reporta al underflow es R_f , entonces ese porcentaje aplicado a cada fracción de tamaño hará bypass en la clasificación y se reportará al underflow. Así surge el concepto de eficiencia corregida mediante el bypass. Se obtiene así la eficiencia para la operación de clasificación propiamente dicha.

La ecuación se establece mediante el análisis:

Siendo E_{ua} la eficiencia actual para el underflow, cuyo significado es el porcentaje que se reporta hacia el underflow, para la fracción de tamaño i .

Siendo x_i el flujo másico (t/h) de la fracción de tamaño i en el alimento. Entonces el producto $E_{ua} \cdot x_i$ representa el flujo másico de la fracción de tamaño i en el underflow. Asimismo, el flujo másico que realizará bypass, según su definición, sería $R_f \cdot x_i$. El flujo másico que realiza bypass deberá ser descontado para calcular la eficiencia corregida. De modo que en el numerador se tendría $E_{ua} \cdot x_i - R_f \cdot x_i$, mientras que en el denominador se tendría $x_i - R_f \cdot x_i$. Simplificando, la eficiencia corregida queda solamente en función de la eficiencia actual y el porcentaje de agua que se reporta en el underflow.

$$E_{uc} = \frac{E_{ua} x_i - R_f \cdot x_i}{x_i - R_f \cdot x_i} = \frac{E_{ua} - R_f}{1 - R_f} \quad (31)$$

La curva de eficiencia corregida muestra una forma sigmoidea, propia de las funciones probabilísticas a acumuladas. Aunque, de algún modo la curva de eficiencia representa la probabilidad de que un tamaño se reporte al overflow u underflow, no es una verdadera función probabilística.

La curva de eficiencia corregida puede ser tratada de manera análoga a una distribución unimodal (que posee solo una moda), tal que puede ser descrita mediante dos parámetros, uno para localización (equivalente a la media) y otro para la amplitud (equivalente a la desviación estándar). El parámetro de localización es el d_{50c} o tamaño de corte corregido, tamaño al que ocurre la separación de tamaños hacia en overflow y underflow en un 50%.

El d_{50c} o tamaño de corte corregido es siempre mayor que el d_{50} o tamaño de corte actual.

La curva de eficiencia corregida puede ser “reducida” o “normalizada”, dividiendo las abscisas por el d_{50c} . De modo que $E_c = 50\%$ cuando $d/d_{50c} = 1$.

Lynch y Rao (1977) mostraron que, para un alimento dado, la curva de eficiencia reducida es independiente del diámetro del hidrociclón y de las condiciones de operación, asumiendo geometría similar entre los hidrociclones de distintos tamaños.

Esta afirmación ha permitido el desarrollo de modelos matemáticos que describan la operación del hidrociclón sobre un amplio rango de condiciones operacionales. Estos modelos predicen la partición de agua o R_f y el d_{50c} , a partir de los cuales se puede recalcular la curva de eficiencia actual.

$$E_{oc} = \frac{E_{oa}}{C} \quad (32)$$

La curva de eficiencia reducida debe ser ajustada, de modo que los datos experimentales sean bien representados por una función matemática. Diversos autores proponen modelos matemáticos, los más conocidos son: Plitt/Reid (1971) y el modelo tipo suma exponencial de Whiten (1966).

La ecuación de Reid/Plitt es:

$$E_{uc} = 1 - \exp[-\ln 2 (d/d_{50c})^m] \quad (33)$$

Donde:

d = Tamaño de partícula medio

m = Parámetro de amplitud

d_{50c} = Tamaño de corte corregido.

El parámetro “ m ” posee valores en el rango de 1.5 – 3.5 para hidrociclones, donde un valor elevado significa un corte agudo en el tamaño de corte corregido d_{50c} .

Esta ecuación tiene la ventaja de que puede ser linealizada fácilmente, luego por regresión lineal, se puede estimar los valores de m y d_{50c} .

La ecuación de Whiten (1966) es:

$$E_{uci} = \frac{\exp(\alpha x_i) - 1}{\exp(\alpha x_i) + \exp(\alpha) - 2} \quad (34)$$

Donde:

X_i = Relación de tamaño de partícula medio a tamaño de corte corregido o d/d_{50c} , también llamado tamaño reducido.

α = Parámetro de eficiencia

De la misma forma, un valor elevado para el parámetro “ α ” significa un corte agudo en el tamaño de corte corregido d_{50c} .

La estimación de los parámetros α , d_{50c} se puede realizar empleando la herramienta solver, de MS EXCEL, teniendo como función objetivo minimizar la sumatoria de la diferencia de cuadrados de Euci.

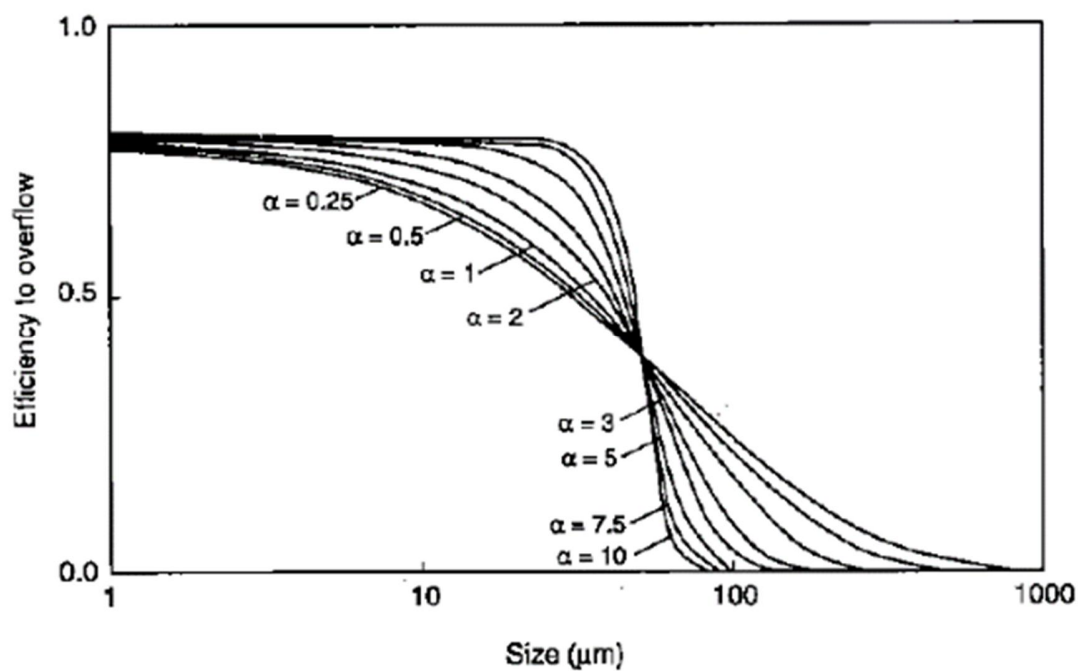


Figura 22. Variación de la curva de eficiencia con el parámetro de eficiencia α .

Fuente. (Napier-Munn T. Monrrell, Morrison R., & Kojovic T., 1999).

Sepúlveda (2010) indicó el siguiente:

Tabla 3. Desempeño del clasificador con el valor del parámetro de Plitt “m”.

Valor "m"	Desempeño del clasificador
$m > 3$	Buena clasificación de tamaños
$2 < m < 3$	Clasificación regular de tamaños
$m < 2$	Pobre clasificación de tamaños

Fuente. Sepúlveda (2010).

3. 19. Modelo del CIMM - hidrociclón

El Centro de Investigación Minera y Metalúrgica (CIMM) de Chile, propuso cinco correlaciones que describen la operación del hidrociclón. Las correlaciones del CIMM se basan en las correlaciones propuestas por Plitt (1976).

Correlación 1: Presión de alimentación al hidrociclón.

$$H = a^1 \frac{Q^{1.46} \exp(-7.63\phi + 10.79\phi^2)}{(DC)^{0.20} h^{0.15} (DI)^{0.51} (DO)^{1.65} (DU)^{0.53}} \quad (35)$$

Donde:

h = Presión de alimentación al hidrociclón (lb/pulg²)

Q = Caudal volumétrico alimentado al hidrociclón (m³/hr)

Φ = Fracción de sólidos en la alimentación al hidrociclón, en porcentaje por volumen

DC = Diámetro del hidrociclón (pulg)

h = Altura libre del ciclón, distancia entre la parte inferior del vortex a la parte superior del ápex (pulg)

DI = Diámetro de entrada de alimentación al hidrociclón (pulg)

DO = Diámetro interno del vortex (pulg)

DU = Diámetro interno del Apex (pulg)

a1 = Constante dependiente del sistema.

Correlación 2: Tamaño de corte corregido, d50c.

El tamaño de corte corregido es el tamaño,

$$d_{50}^c = a_2 \frac{(DC)^{0.44}(DI)^{0.58}(DO)^{1.91} \exp(11.12\phi)}{(DU)^{0.80} h^{0.37} Q^{0.34} (\rho_s - 1)^{0.50}} \quad (36)$$

ρ_s = Densidad de sólidos, g/cm³.

Correlación 3: Distribución del flujo

$$S = \frac{Q_u}{Q_o} = a_3 \frac{h^{0.19}(DU/DO)^{2.64} \exp(-4.33\phi + 8.77\phi^2)}{H^{0.54}(DC)^{0.38}} \quad (37)$$

Donde:

S = Relación de flujo volumétrico del underflow respecto al overflow.

A3 = Constante dependiente del sistema.

Correlación 4: Eficiencia corregida de clasificación

$$E_i^c = 1 - \exp[-0.693(d_i/d_{50}^c)^m] \quad (38)$$

m = parámetro de Plitt

El parámetro de Plitt se determina mediante la siguiente correlación:

$$m = \exp[a_4 - 1.58S/(S + 1)][(DC)^2 h/Q]^{0.15} \quad (39)$$

A4 = Constante dependiente del sistema.

Correlación 5: Corto circuito de pulpa o By-pass.

El CIMM desarrolló una 5ta correlación, la cual relaciona el bypass de finos (Bpf) con el bypass de agua (Bpw)

$$B_{pf} = \lambda B_{pw} \quad (40)$$

Donde:

λ = Constante dependiente del sistema.

$$B_{pw} = \frac{S/(S + 1) - \phi R_5^c}{1 - \phi[1 - \lambda(1 - R_5^c)]} \quad (41)$$

Siendo:

R_5^c = Fracción en peso que sólidos que se reportan al underflow desde la alimentación, en base a la eficiencia corregida

$$R_5^c = \sum_{i=1}^n f_i E_i^c \quad (42)$$

Donde:

f_i = Fracción en peso de las partículas de tamaño d_i en la alimentación al hidrociclón.

La eficiencia de clasificación actual o real (E_i) se calcula conociendo la eficiencia de clasificación corregida (E_i^c) y el bypass de finos (B_{pf}).

3. 20. Cantidad mínima de muestra - Teoría de Pierre Gy

¿Qué tan grande debe ser una muestra de sólidos de un flujo de proceso para someterse a análisis granulométrico? Lo más grande posible, de modo que se maximice la confiabilidad del resultado final, sería una respuesta lógica. Sin embargo, en la práctica, la selección del tamaño de muestra implica un compromiso entre los recursos a ser empleados en la obtención de la muestra (el costo de recolectar y procesar la muestra) y la confiabilidad requerida de los resultados.

Para estimar de forma simple el tamaño de muestra requerida para satisfacer el Error Fundamental, Barbary (1972), basado en la teoría de Pierre Gy, planteó la siguiente expresión:

$$M = \frac{f \rho d_m^3}{\theta^2 P} \quad (43)$$

Donde:

M = Masa de la muestra requerida (g)

p = Densidad del material (g/cm³)

P = Proporción esperada de material en el rango de tamaño de interés

f = Factor de forma para el material (0 < f < 1)

d_m = Tamaño medio en el rango de tamaño de interés (cm)

Θ = Desviación Estándar del número de partículas en el rango de tamaño de interés.

La varianza Θ² es esencialmente el Error Fundamental, referido líneas arriba.

Los términos requieren explicación:

Factor de forma:

El factor de forma de una partícula se define como:

$$f = \frac{m}{pd^3} \quad (44)$$

Tabla 4. Factores de forma de las partículas

FORMA DE PARTÍCULA	FACTOR DE FORMA
Laja	0.1
Esferoidal	1.0

Fuente. (Napier-Munn T. Monrrell, Morrision R., & Kojovic T., 1999).

Para la mayoría de los minerales: **0.3 < f < 0.7**

En muchos casos, se puede asumir f = 0.6

Tamaño medio en el rango de tamaño de interés:

Según Barbery (1972), d_m^3 puede ser calculado con:

$$d_m^3 = \frac{d_1^3 + d_2^3}{2} \quad (45)$$

Donde

d_1 y d_2 = Tamaños limitantes del rango de tamaño de interés.

El rango de tamaño de interés es aquel que tiene el menor número de partículas en él, el cual es casi siempre, el intervalo de tamaños más gruesos. Esto asegura que la propagación de errores en las demás fracciones sea menor. El rango de tamaños debe ser seleccionado para aproximadamente contener un 5%, es decir, $P \approx 5\%$.

Desviación Estándar del número de partículas en el rango de tamaño de interés. (Θ)

Θ es determinado por la precisión de la estimación y la confianza requerida:

$$\theta = \frac{\phi}{Z} \quad (46)$$

Donde:

Φ = Precisión escogida (relativo a la proporción)

Z = Ordenada normal para el nivel de precisión escogida.

Tabla 5. Valores de Z, para diferentes niveles de precisión

NIVEL DE PRECISIÓN (%)	Z
50.0	0.6745
80.0	1.2816
90.0	1.6449
95.0	1.9600
99.0	2.5758
99.9	3.2905

Fuente. (Napier-Munn T. Monrrell, Morrison R., & Kojovic T., 1999).

Un nivel de precisión del 90% ($z = 1.64$) es usualmente adecuado.

La definición de Θ es interpretada de la siguiente forma: Si la proporción de material esperado a encontrarse en el rango de tamaños grueso es 5%, o sea, $P = 0.05$, y se desea estimar esto con una precisión relativa del 10%, con un 90% de precisión, entonces:

$$\Theta = \frac{\left(\frac{10}{100}\right)}{1.64} = 0.061, \text{ y } P = 5\% \pm 0.5\%, \text{ con una precisión del 90\%}.$$

CAPÍTULO IV

DESARROLLO EXPERIMENTAL

4. 1. Materiales empleados

- Balanza de dos decimales.
- Baldes de 20L.
- Muestreador de brazo largo.
- Horno de secado.
- Bandejas metálicas.
- Solución de floculante al 0.01% w/v.
- Espátulas, brochas, cucharón.
- Equipo de tamizado.
- Tamices Serie Tyler con abertura de ½ pulg, ¼ pulg.
- Tamices Serie Tyler de malla #4, 6, 8, 10, 20, 40, 50, 70, 100, 140, 200, 270, 325, 400.
- Lona de 80 x 80 cm.
- Rodillo de cocina metálico.
- Flexómetro de 5m.
- Línea de aire.
- Pizetas de 1L.
- Fiolas de 100 ml.
- Cortadores de fajas de 80 cm.

4. 2. Procedimiento de muestreo

1. Se coordinó con el área de operaciones planta, para mantener condiciones de molienda estable, durante todo el periodo de muestreo, es decir, no modificar la adición de agua, frecuencia de las bombas, tonelaje de alimento fresco, condiciones del molino, y otras condiciones operacionales.
2. Se ubicaron los baldes de 20 litros previamente etiquetados con sus respectivos números y pesos en seco de cada balde, en los puntos a muestrear y sobre bases estables.
3. Se tomaron muestras durante 4 horas cada media hora, se utilizaron muestreadores de pulpa y para el mineral fresco se usaron cortadores de faja de 80 cm de longitud. Durante las cuatro horas se pudo mantener un circuito estable.
4. Posteriormente se llevaron las muestras al laboratorio metalúrgico en donde se procesó la muestra para realizar los análisis de porcentaje de sólidos, gravedad específica y análisis granulométrico.

Previo al muestreo, se registraron las medidas de ápex, vortex y las demás medidas de los hidrociclones, así como las variables operativas de los molinos como amperajes, voltajes de trabajo, carga de bolas, dimensiones internas, entre otros.

4. 3. Procedimiento de procesamiento de muestras

- ***Pesado y secado***

1. Pesar la muestra junto con el balde y descontar el peso del balde para obtener así el peso húmedo de la muestra.
2. Posterior a eso se procede a secar la muestra a una temperatura no mayor a 100°C.
3. Con los pesos obtenidos, se procede a calcular el porcentaje de sólidos de las muestras, así como la humedad del alimento fresco a los molinos primarios.

- ***Determinación de la gravedad específica***

1. Pulverizar 100 gr. de muestra representativa seca.
2. Registrar el peso de la fiola en vacío, luego proceder a enrasar la fiola con agua y se registró el peso.
3. Pesar 10 gr. de muestra pulverizada en la fiola y aforar con agua. Anotar el peso de fiola con agua y muestra, con los pesos obtenidos calcular la gravedad específica.
4. Realizar el procedimiento por triplicado y promediar los valores obtenidos.

- ***Análisis granulométrico***

1. Cuando la muestra ya se encuentra seca, homogeneizar y cuartear la muestra en un cuarteador Jones, el cual nos permite dividir la muestra inicial en partes homogéneas y pesos semejantes.
2. Se obtiene del cuarteo una masa total de 1 kilogramo por muestra, y se procede etiquetarlas en bandejas.

3. Proceder a deslamar las muestras sobre la malla 400, y coleccionar las partículas pasantes la malla 400 en baldes, etiquetarlas con la misma codificación de la muestra deslamada, pero con una codificación adicional que identifique a la muestra como pasante de la malla 400, y posteriormente someterlas a secado.
4. Se secan las dos muestras (retenido y pasante la malla 400) por separado, y las partículas que no pasaron la malla 400 serán tamizadas sobre una columna de tamices. Las partículas que pasen la malla 400 en el tamizado en seco, se sumarán a las que pasaron la malla 400 en el deslamado para así obtener un peso total de las partículas pasante la malla 400. Con los pesos retenidos en cada malla, determinar el perfil granulométrico de la muestra.

CAPÍTULO V

RESULTADOS EXPERIMENTALES

A continuación, se muestra en la Tabla 6 las condiciones operativas con las que opera la planta de molienda.

Tabla 6. Condiciones de operación de los circuitos durante el muestreo.

PARÁMETROS	CIRCUITO A	CIRCUITO B
Tonelaje de Sólidos, t/h	70.2	38.9
Gravedad Específica, t/m³	3	3
Work Index, kW.h/t	14.65	14.65
F80, μm	9969	10077
Diámetro y Largo Nominal del Molino Primario, ft	9.5 ft x 12 ft	8 ft x 10 ft
Diámetro y Largo Nominal del Molino Secundario, ft	7 ft x 13 ft	8 ft x 8 ft

Fuente. Elaboración propia.

Así como se observa en la Tabla 6 las características de los molinos respecto a dimensiones, potencias, configuración abierto o cerrado, entre otros.

Tabla 7. Detalles de los molinos.

PARÁMETROS	CIRCUITO A		CIRCUITO B	
	MOLINO 9.5 X 12	MOLINO 7 X 13	MOLINO 8 X 10	MOLINO 8 X 8
FUNCIÓN	Primario	Primario	Primario	Primario
Medio de Molienda	Bola	Bola	Bola	Bola
DIMENSIONES				
Diámetro Interno, ft	8.7	6.2	7.9	8.0
Longitud Interna, ft	12.9	12.5	10.4	8.0
ENERGÍA				
Potencia Nominal, KW	525.0	250.0	300.0	225.0
Potencia Operativa, KW	483.0	277.0	279.0	216.0
OPERACIÓN				
Configuración de molienda	Abierto	Cerrado Inverso	Abierto	Cerrado Inverso
Tamaño de bolas en la recarga, pulg	3.5	3.3	3.5	3.0
Porcentaje de velocidad crítica, %	81.0	81.0	80.0	77.0

Fuente. Elaboración propia.

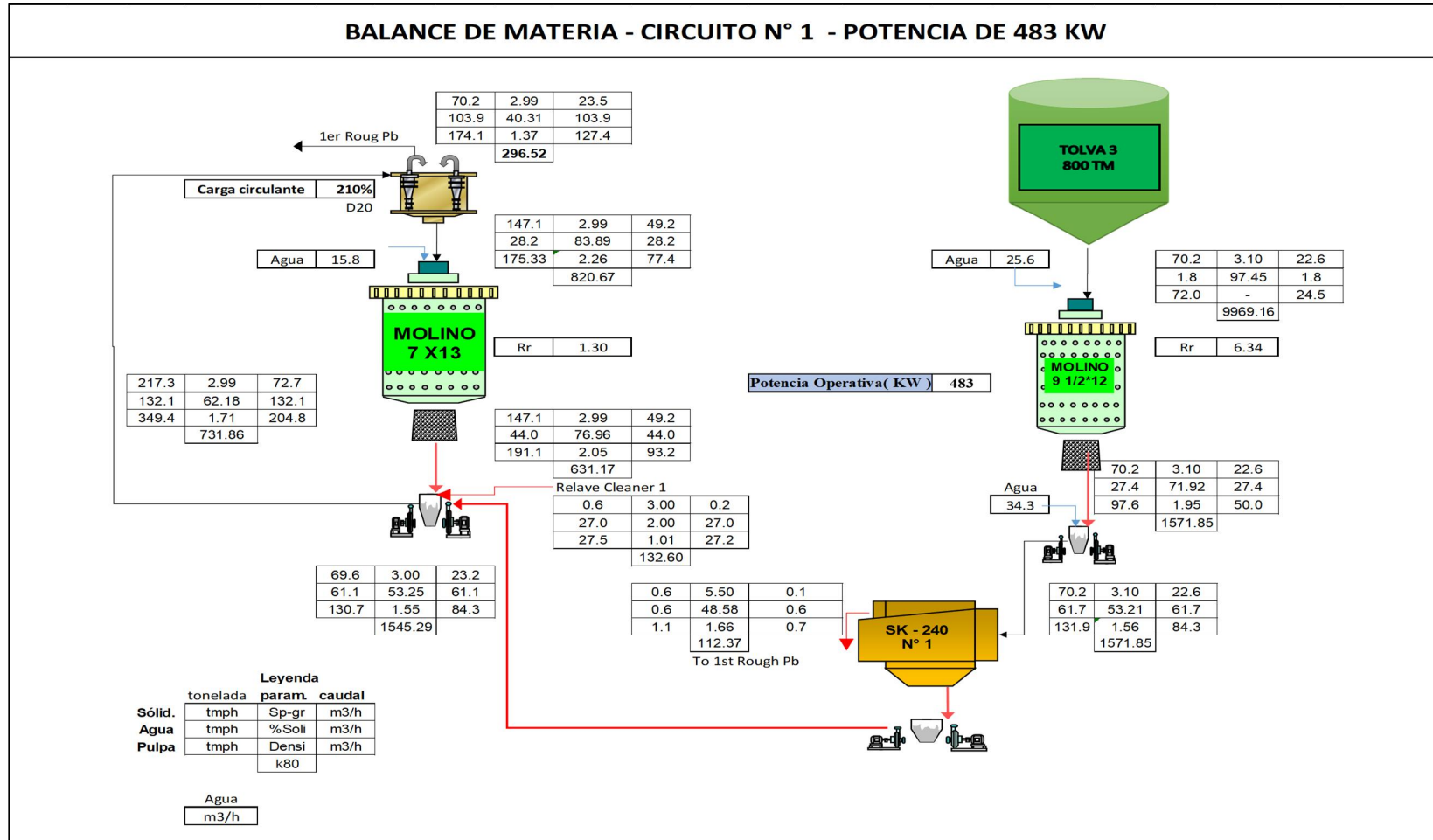


Figura 23. Balance de materia Circuito A. Fuente. Elaboración propia.

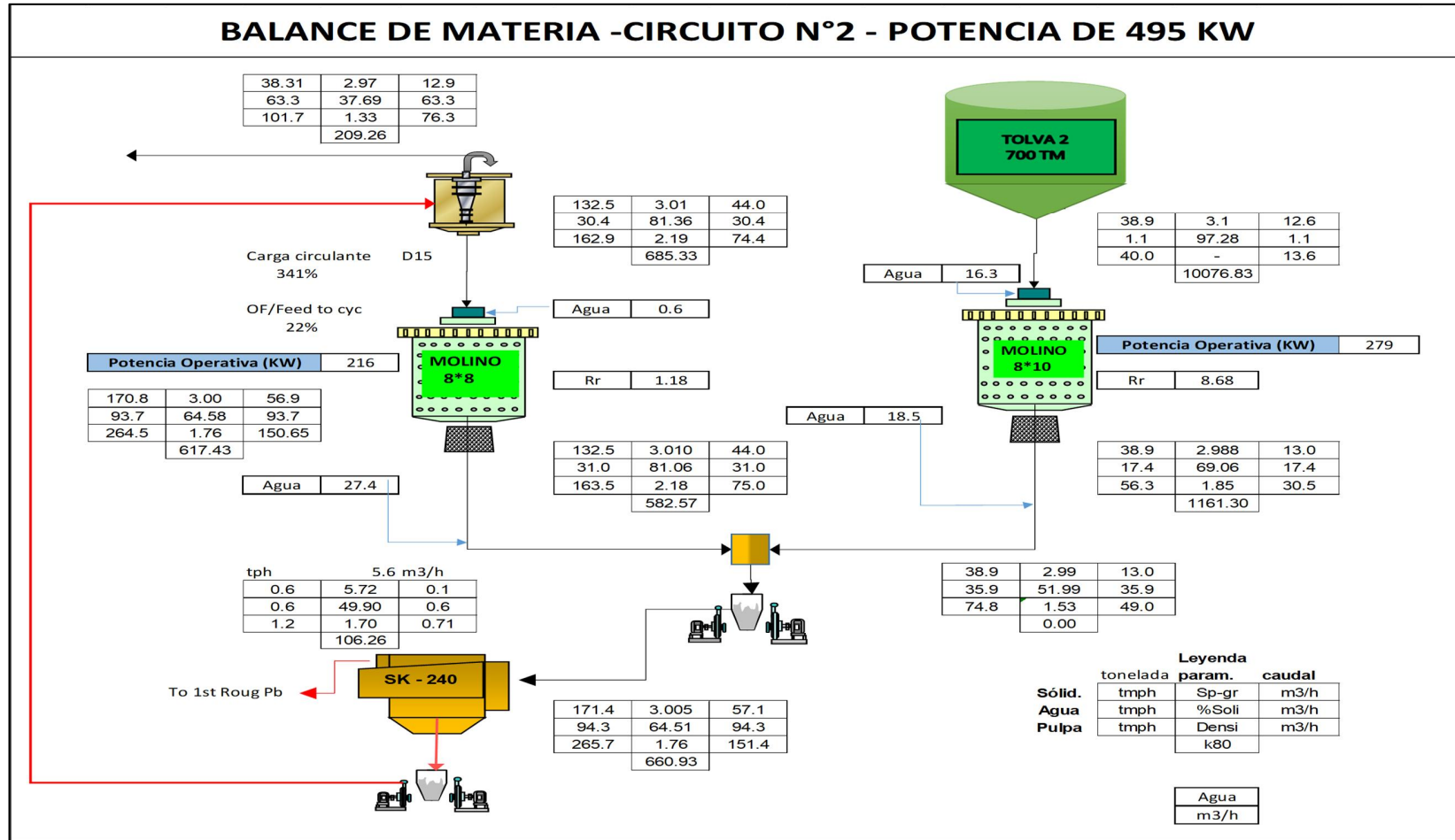


Figura 24. Balance de materia Circuito B. Fuente. Elaboración propia.

Posterior al muestreo realizada en el circuito de molienda de la concentradora Lincuna, se obtuvieron los perfiles granulométricos correspondientes a cada flujo, como son, alimento, descarga de molinos, overflow y underflow de hidrociclones.

- **Perfiles granulométricos de alimento y descarga por molino**

A continuación, se muestran los perfiles granulométricos de alimento y descarga del molino primario 9.5 ft x 12 ft en la Figura 25, estos perfiles granulométricos están en base al porcentaje acumulado pasante.

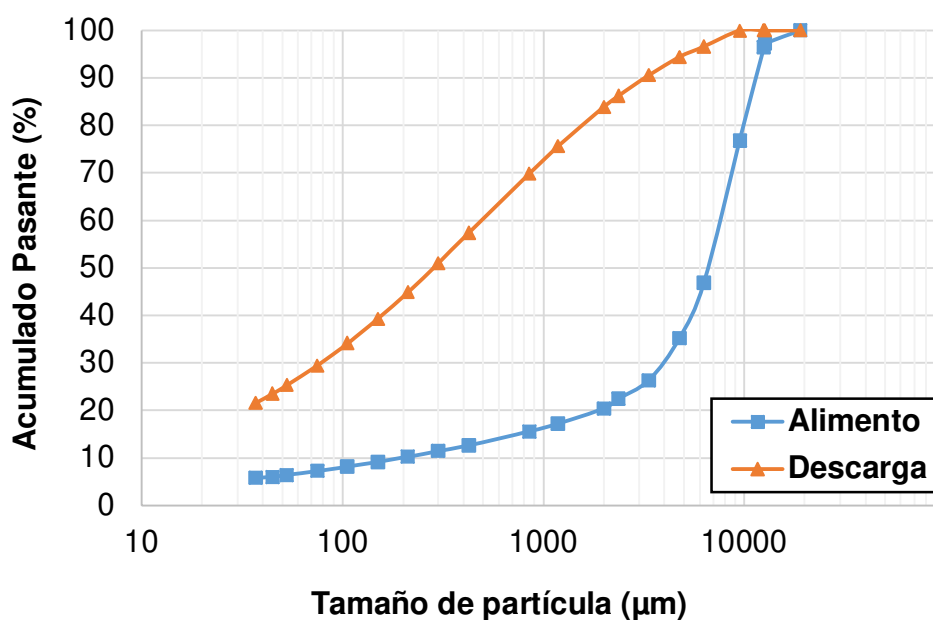


Figura 25. Perfiles granulométricos del alimento y descarga del molino 9.5 ft x 12 ft.

Fuente. Elaboración propia.

Se observa que el molino 9.5 ft x 12 ft presenta una gran separación entre los perfiles granulométricos de alimento y descarga, lo cual es un indicio de que hay una considerable reducción de tamaño. Los valores de F80 y P80 y el ratio de reducción para este molino se muestran en la Tabla 8.

Tabla 8. F80, P80 y ratio de reducción para el molino 9.5 ft x12 ft.

F80 (μm)	9969
P80 (μm)	1572
Ratio Reducción	6.34

Fuente. Elaboración propia.

Según se indica en la Tabla 8, el molino 9.5 ft x 12 ft trabaja en circuito abierto con un porcentaje de velocidad crítica de 81%, presenta un consumo de potencia de 483 kW y es recargado con bolas de 3.5 pulg.

De manera análoga, se muestran los perfiles granulométricos de alimento y descarga del molino primario 8 ft x 10 ft en la Figura 26, estos perfiles granulométricos están en base al porcentaje acumulado pasante.

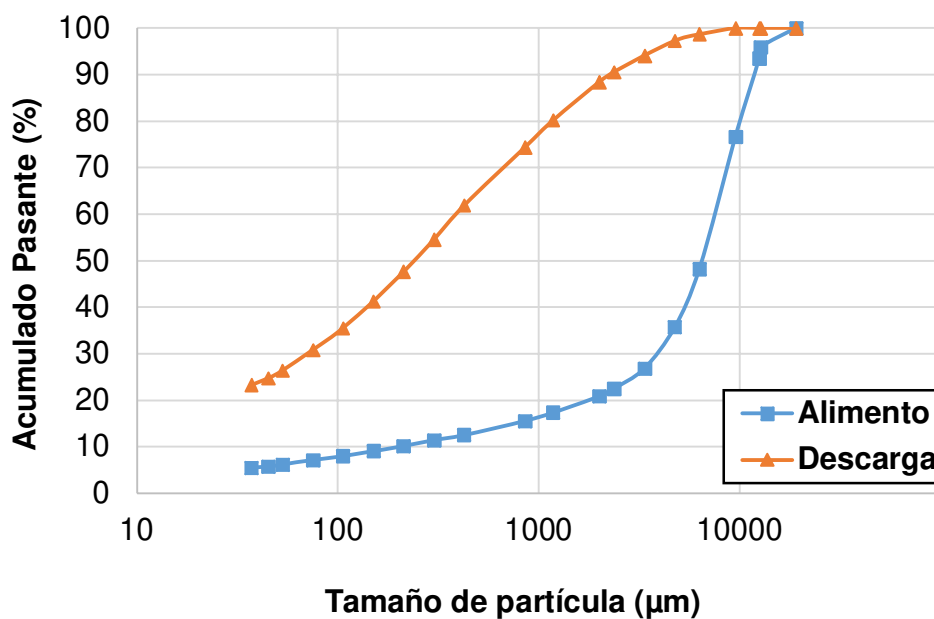


Figura 26. Perfiles granulométricos del alimento y descarga - Molino 8 ft x 10 ft.

Fuente. Elaboración propia.

Se observa que el molino secundario 8 ft x 10 ft presenta una gran separación entre los perfiles granulométricos de alimento y descarga, lo cual nos indica que hay una considerable reducción de tamaño. Los valores de F80 y P80 y el ratio de reducción para este molino se muestran en la Tabla 9.

Tabla 9. F80, P80 y ratio de reducción para el molino 8 ft x 10 ft.

F80 (μm)	10077
P80 (μm)	1161
Ratio Reducción	8.68

Fuente. Elaboración propia.

Según se observa en la Tabla 9, el molino 8 ft x10 ft, trabaja en circuito abierto con un porcentaje de velocidad crítica de 80%, presenta un consumo de potencia de 279 kW y es recargado con bolas de 3.50 pulg.

A continuación, se muestran los perfiles granulométricos de alimento y descarga del molino secundario 7 ft x 13 ft en la Figura 27, estos perfiles granulométricos están en base al porcentaje acumulado pasante.

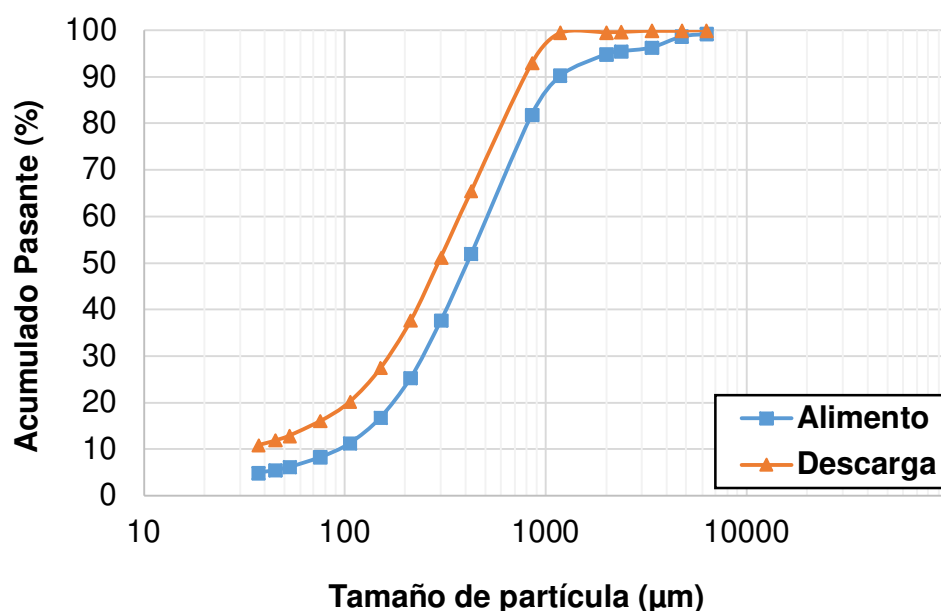


Figura 27. Perfiles granulométricos del alimento y descarga - Molino 7 ft x 13 ft.

Fuente. Elaboración propia.

Se observa que el molino secundario 7 ft x 13 ft, las curvas granulométricas están muy próximas entre sí, lo cual es un indicio de que hay una baja reducción de tamaño. Los valores de F80 y P80 y el ratio de reducción para este molino se muestran en la Tabla 10.

Tabla 10. F80, P80 y ratio de reducción para el molino 7 ft x 13 ft (1).

F80 (μm)	821
P80 (μm)	631
Ratio	
Reducción	1.30

Fuente. Elaboración propia.

Según se observa en la Tabla 10, el molino 7 ft x 13 ft, trabaja en circuito cerrado inverso, con un porcentaje de velocidad crítica de 81%, presenta un consumo de potencia de 277 kW y es recargado con bolas de 3.25 pulg.

A continuación, se muestran los perfiles granulométricos de alimento y descarga del molino secundario 8 ft x 8 ft en la Figura 28, estos perfiles granulométricos están en base al porcentaje acumulado pasante respecto al tamaño que se muestra en el eje X.

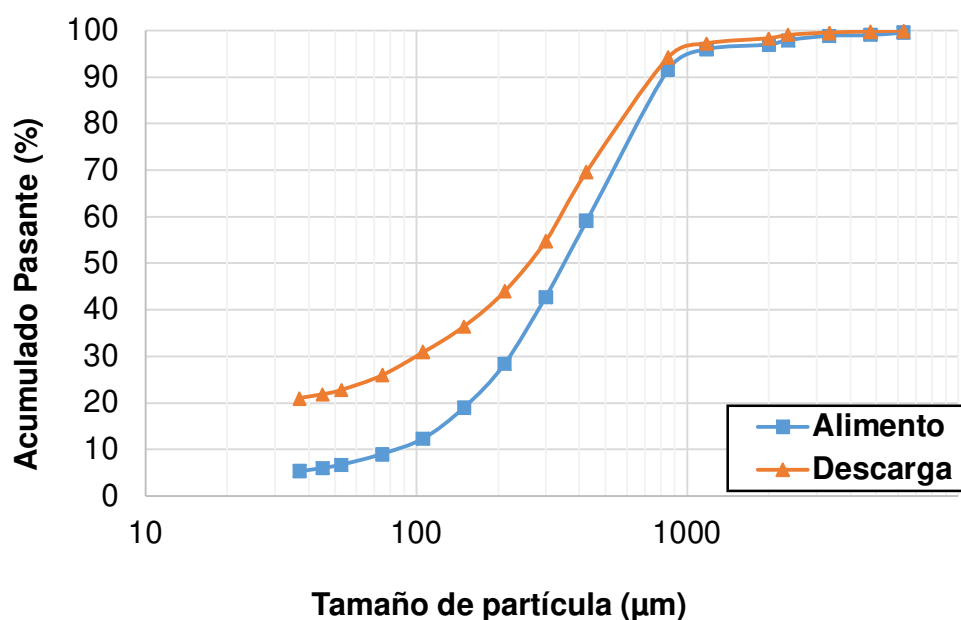


Figura 28. Perfiles granulométricos del alimento y descarga - Molino 8 ft x 8 ft

Fuente. Elaboración propia.

Se observa que el molino secundario 8 ft x 8 ft, las curvas granulométricas están muy próximas entre sí, lo cual es un indicio de que hay una baja reducción de tamaño. Los valores de F80, P80 y el ratio de reducción para este molino se muestran en la Tabla 11.

Tabla 11. F80, P80 y ratio de reducción para el molino 8 ft x 8 ft.

F80 (μm)	685
P80 (μm)	583
Ratio Reducción	1.18

Fuente. Elaboración propia.

Según se observa en la Tabla 11, el molino 8 ft x 8 ft, trabaja en circuito cerrado inverso, con un porcentaje de velocidad crítica de 80%, presenta un consumo de potencia de 216 kW y es recargado con bolas de 3.00 pulg.

- **Perfiles granulométricos de alimento, overflow y underflow de hidrociclones**

En cuanto a la operación del hidrociclón D-20, se observa en la Figura 29 que el overflow presenta un porcentaje considerable de partículas gruesas de hasta 30.52% retenido en la malla 70 (212.00 μm), así como un P80 de 296.52 μm .

Esto es negativo para el proceso de flotación de plomo, plata y zinc, ya que como se observa en la Figura 2, a partir de las 212.00 μm , sucede una caída drástica en la recuperación de los minerales económicos hasta 41% para zinc y 45% para el plomo.

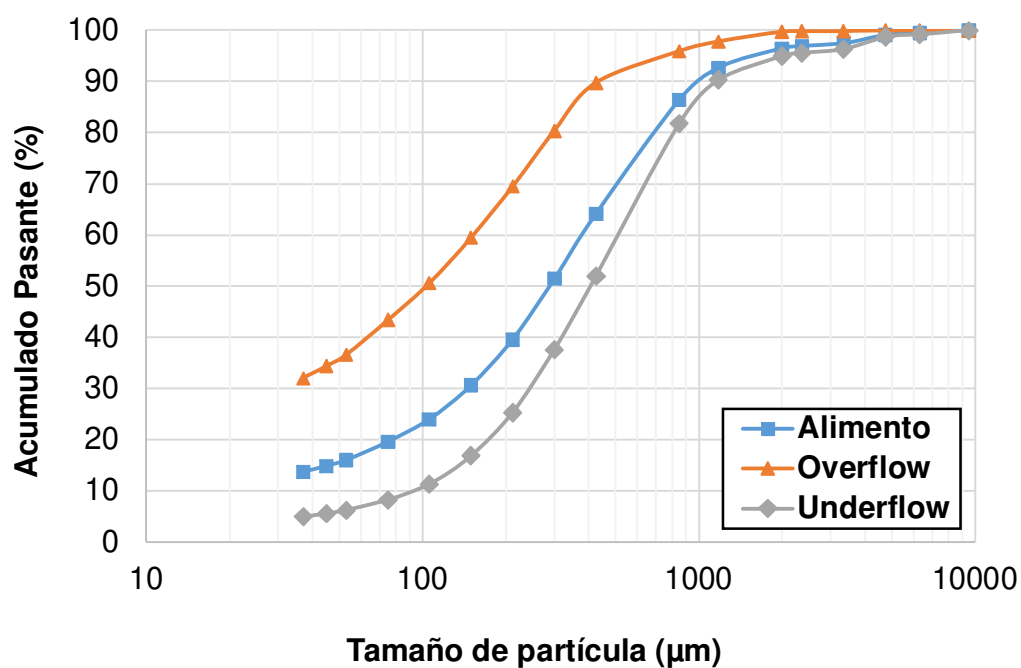


Figura 29. Perfiles granulométricos Hidrociclón D20 (Circuito A). Fuente. Elaboración propia.

La presencia de partículas muy gruesas de hasta 5% mayores a las 850 μm en el overflow de hidrociclón D-20 refleja una baja eficiencia de clasificación. Esto podría deberse al modo de operación tipo sogá en el underflow del hidrociclón, así como a las variables de operación de los molinos y/o hidrociclón.

A continuación, se muestran las curvas de eficiencia corregida para el hidrociclón D-20 (Circuito A).

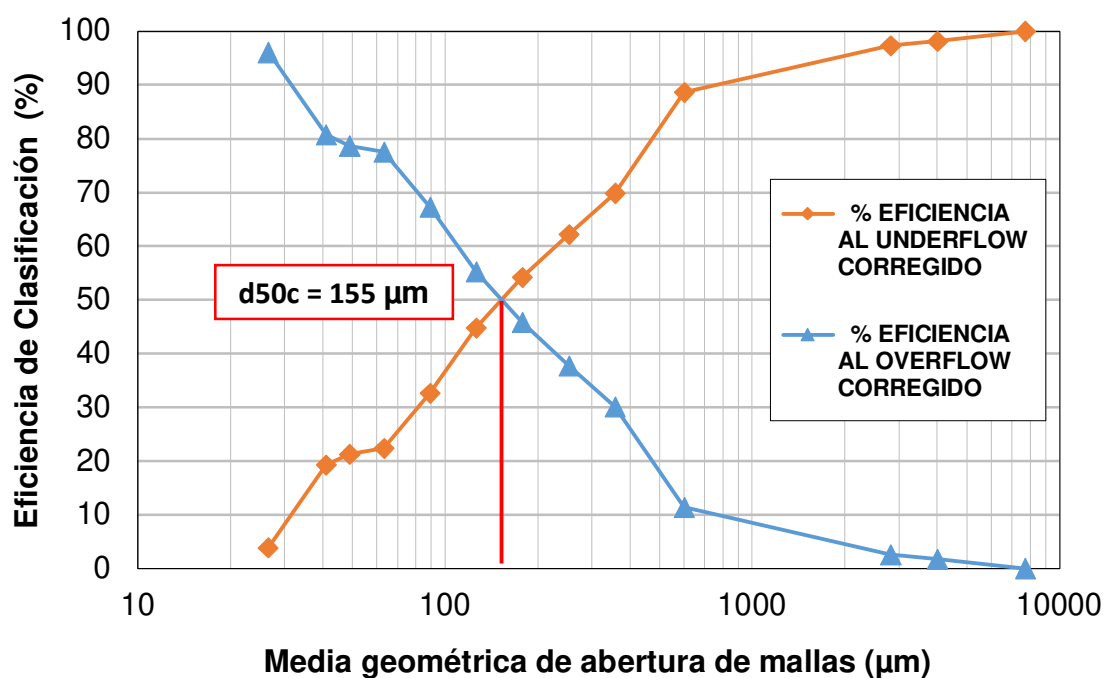


Figura 30. Curvas de eficiencia corregida para el hidrociclón D20 (Circuito A).

Fuente. Elaboración propia.

En la curva de eficiencia al overflow (figura 30), se observa que un porcentaje considerable de partículas gruesas ($>212 \mu m$) se reportan de manera significativa al overflow. Estas partículas tienen baja flotabilidad según se muestra en la figura 2.

En cuanto a la operación del hidrociclón D-15 (Circuito B), se observa en la Figura 31 que el overflow presenta un porcentaje considerable de partículas gruesas de hasta 20.58% retenido en la malla 70 ($212 \mu m$), así como un P80 de $210 \mu m$.

A comparación del hidrociclón D-20, este hidrociclón es más fino. En la sección de discusión de resultados se presenta la justificación a esta diferencia entre la granulometría del overflow de ambos hidrociclones.

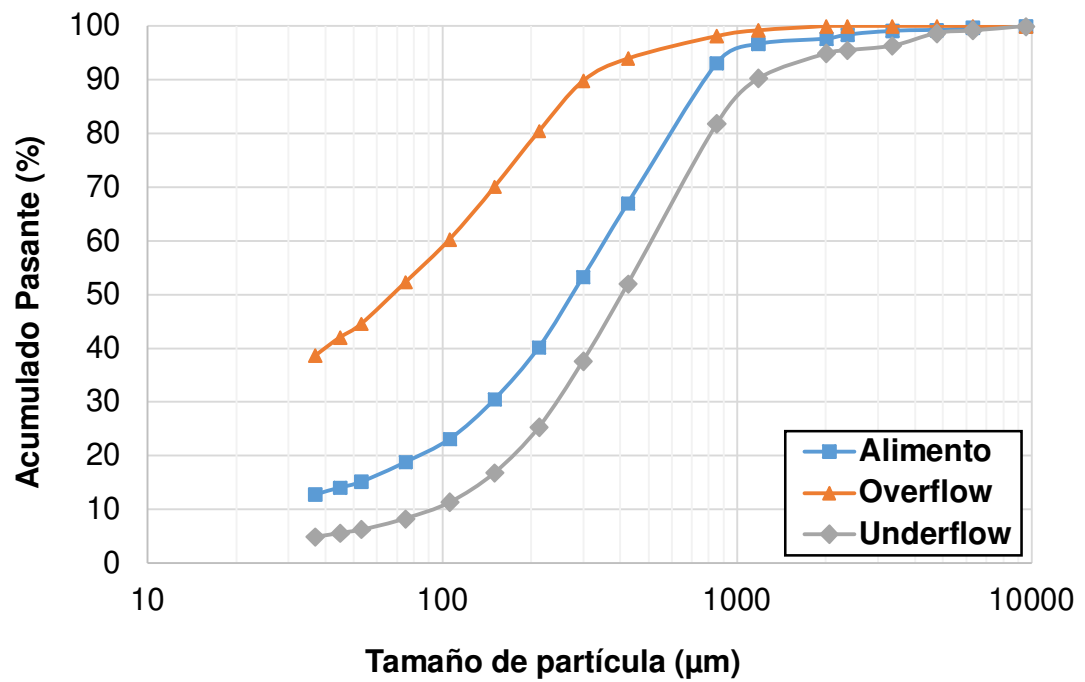


Figura 31. Perfiles granulométricos del hidrociclón D15 (Circuito B). Fuente.

Elaboración propia.

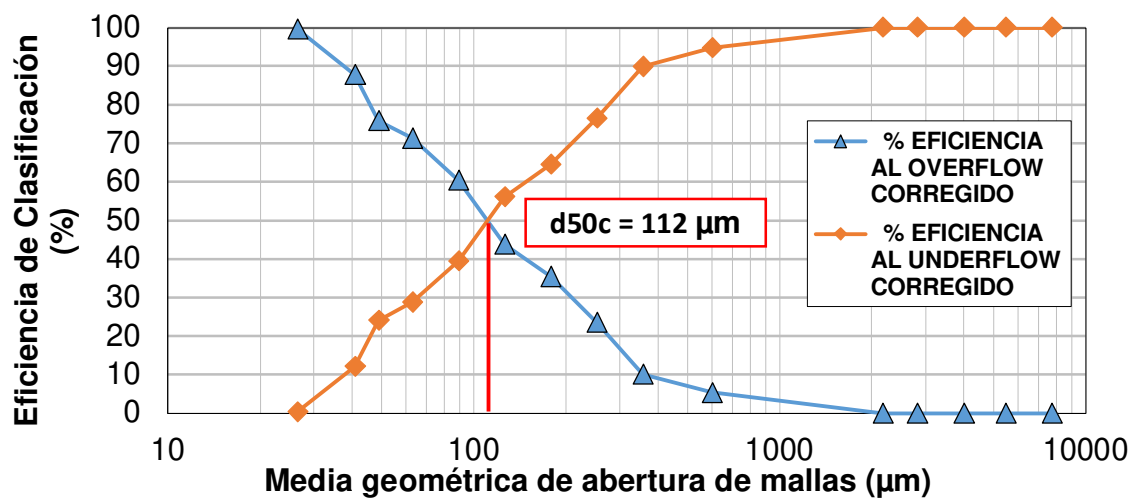


Figura 32. Curvas de eficiencia corregida para el hidrociclón D15 (Circuito B).

Fuente. Elaboración propia.

En la curva de eficiencia al over flow (figura 32) se observa que un porcentaje considerable de partículas gruesas ($>212\ \mu\text{m}$) se reportan de manera significativa al overflow. Estas partículas tienen baja flotabilidad según se muestra en la figura 2.

- **Eficiencia de molienda**

En la Figuras 33, se muestra el porcentaje retenido en cada fracción de tamaños. Así como la eficiencia de molienda, calculado mediante la siguiente fórmula

$$\text{Eficiencia (\%)} = \left(1 - \frac{\text{Porcentaje retenido en el tamaño } i \text{ en la descarga}}{\text{Porcentaje retenido en el tamaño } i \text{ en el alimento}} \right) \times 100 \quad (47)$$

- **Eficiencia de molienda para molino primario 9.5 ft x 12 ft**

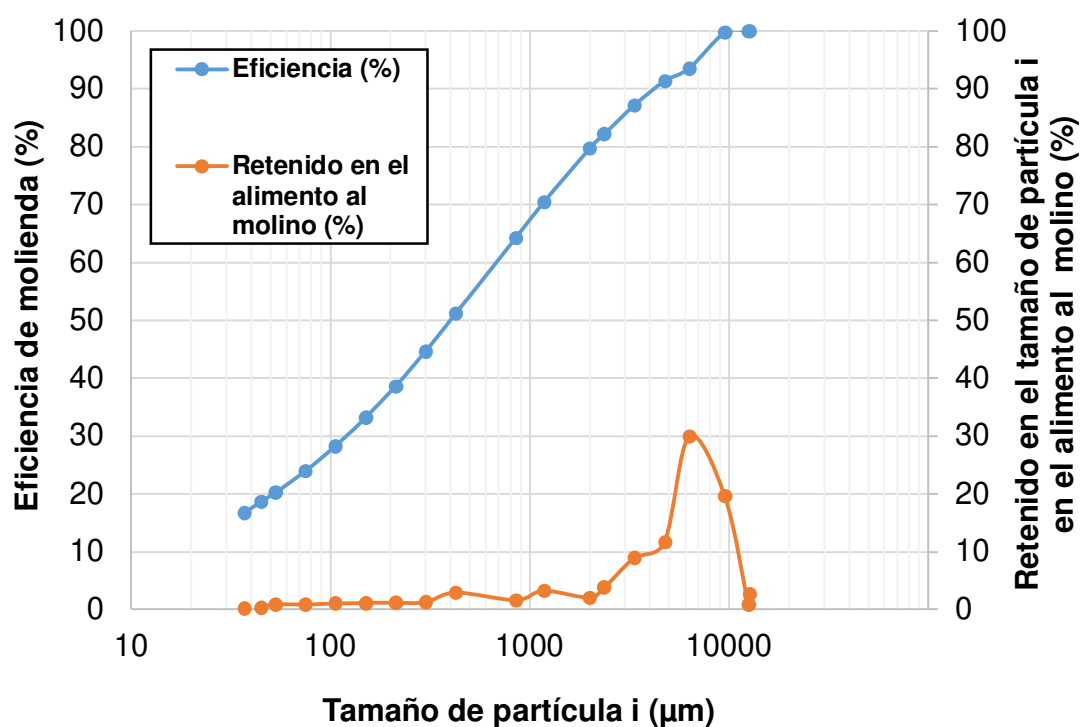


Figura 33. Eficiencias de molienda del molino primario 9.5 ft x 12 ft, mostrando el perfil granulométrico del alimento al molino 9.5 ft x 12 ft (porcentaje retenido).

Fuente. Elaboración propia.

- **Eficiencia de molienda para molino primario 8 ft x 10 ft**

Un comportamiento similar al molino 9.5 ft x 12 ft se observa para el molino 8 ft x 10 ft.

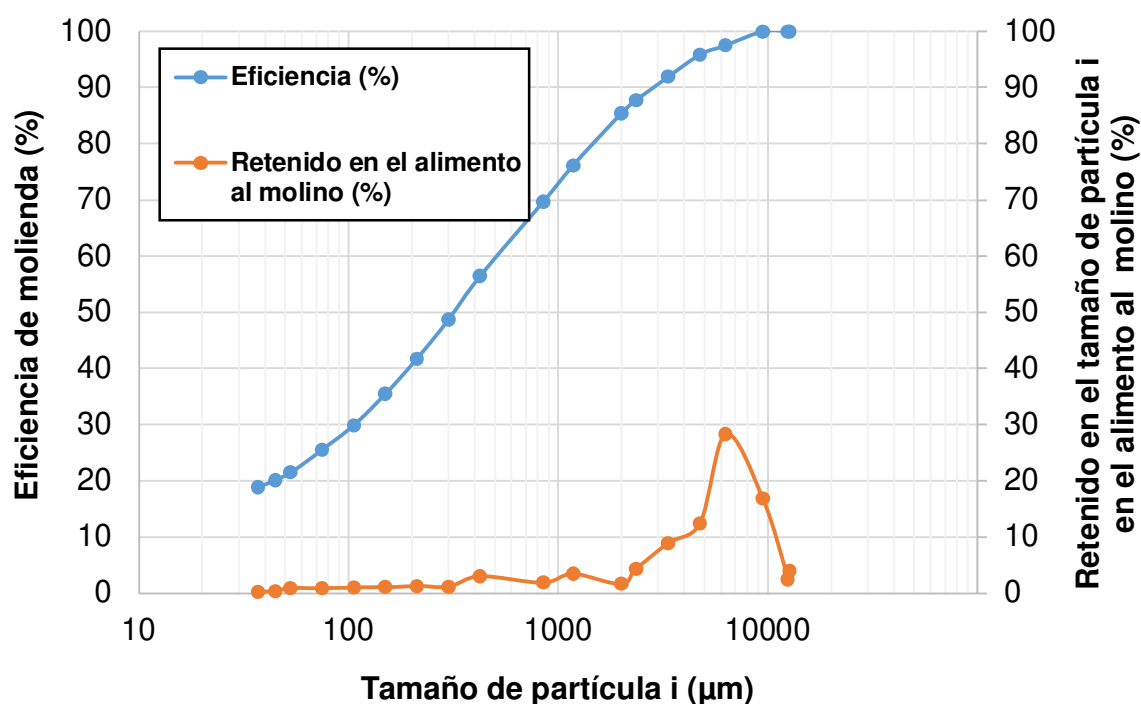


Figura 34. Eficiencia de molienda del molino primario 8 ft x 10 ft, mostrando el perfil granulométrico del alimento al molino 8 ft x 10 ft (porcentaje retenido). Fuente. Elaboración propia.

Se observa en la Tabla 12, que, para los molinos primarios, el tamaño de bolas usado actualmente es muy próximo al recomendado por Azzaroni, resultando en una eficiencia de aproximadamente 95% en la fracción $10,000 \mu\text{m} \times 2,000 \mu\text{m}$ (que contiene el 80% del mineral a ser fracturado).

Tabla 12. Tamaño de bola recomendado y usado en la recarga de los molinos primarios.

Molino	F80 (μm)	Tamaño de bola recomendado por Azzaroni (pulg)	Tamaño de bolas en la recarga actual (pulg)
9.5 ft x 12 ft	9969	3.7	3.5
8 ft x 10 ft	10077	3.9	3.5

Fuente. Elaboración propia.

- **Eficiencia de molienda para molino secundario 8 ft x 8 ft.**

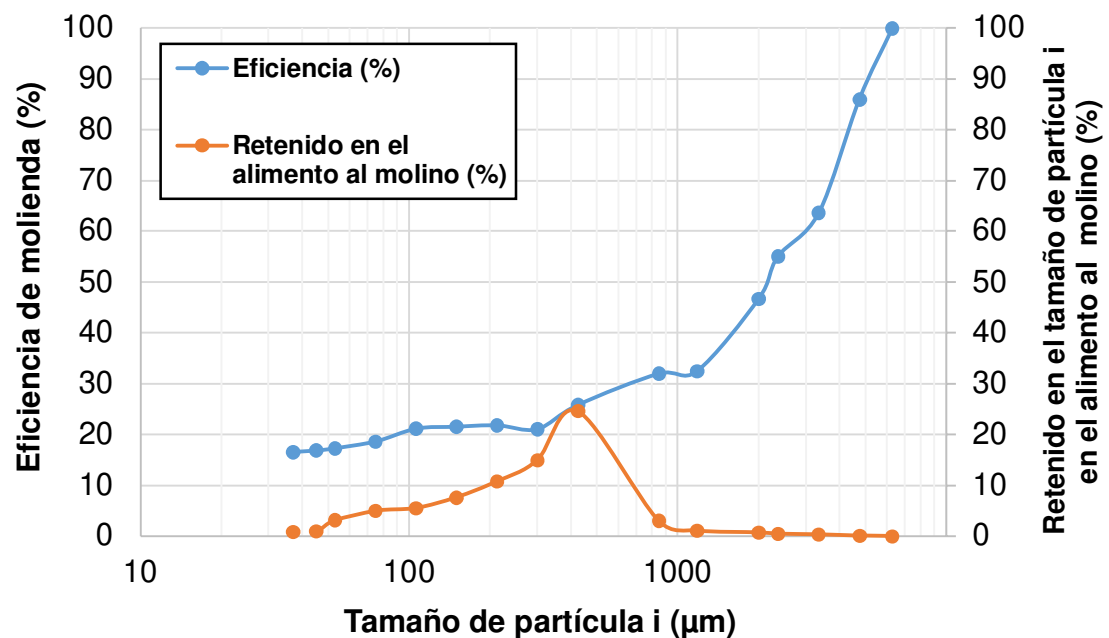


Figura 35. Eficiencia de molienda del molino secundario 8 ft x 8 ft, mostrando el perfil granulométrico del alimento al molino 8 ft x 8 ft (porcentaje retenido). *Fuente.* Elaboración propia.

- **Eficiencia de molienda para molino secundario 8 ft x 8 ft.**

Un comportamiento similar al molino 9.5 ft x 12 ft se observa para el molino 8 ft x 10 ft.

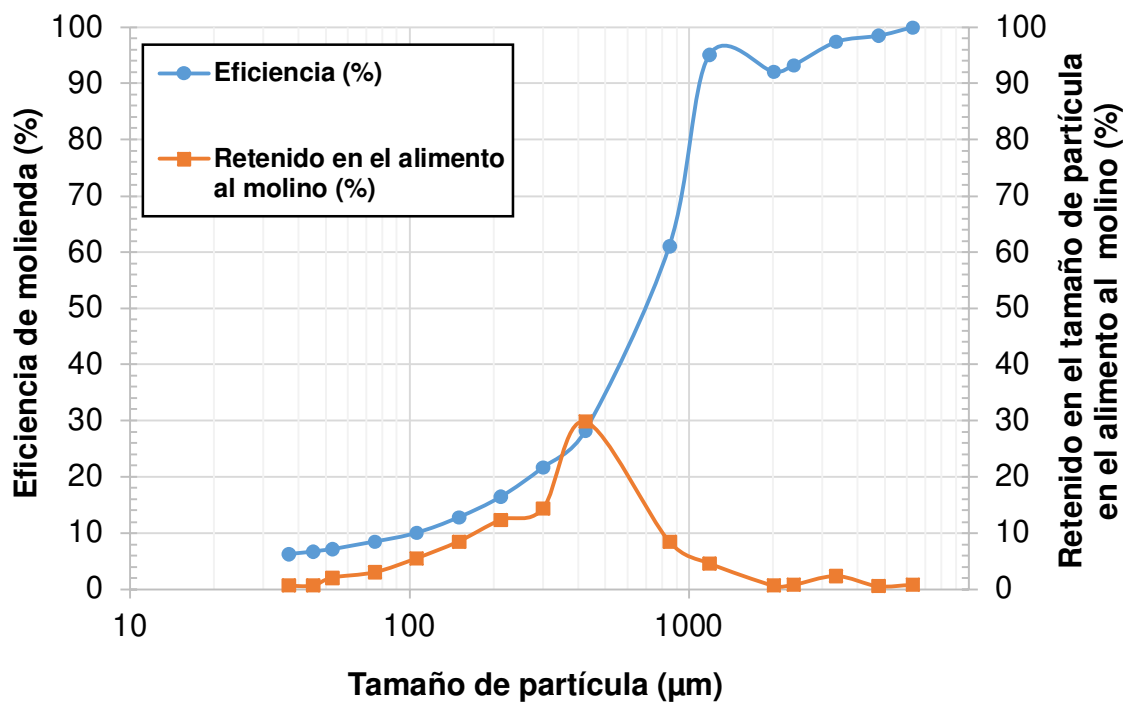


Figura 36. Eficiencia de molienda del molino secundario 7 ft x 13 ft, mostrando el perfil granulométrico del alimento al molino 7 ft x 13 ft (porcentaje retenido).

Fuente. Elaboración propia.

Por otra parte, para los molinos secundarios, se observa en la Tabla 13, que el tamaño de bolas usado actualmente es mucho mayor al recomendado por Azzaroni, esto puede contribuir a la baja eficiencia de los molinos secundarios, resultando en una eficiencia de aproximadamente 25% en la fracción 8000 µm x 200 µm (que contiene el 100% del mineral que requiere ser fracturado).

Tabla 13. Tamaño de bola recomendado y usado en la recarga de los molinos secundarios.

Molino	F80 (μm)	Tamaño de bola recomendado por Azzaroni (pulg)	Tamaño de bolas en la recarga actual (pulg)
7 ft x 13 ft	1545	2.2	3.25
8 ft x 8 ft	1161	2.1	3

Fuente. Elaboración propia.

El Circuito A, con un consumo energía específico (CEE) de 10.83 kW.h/t, genera un producto con P80 de 297 μm , mientras que el Circuito N° 2 con un consumo energía específico (CEE) de 12.72 kWh/t; un P80 de 210 μm . La diferencia de P80 entre ambos circuitos de molienda se piensa que se debe al consumo energía específico (CEE) kW.h/t.

CAPÍTULO VI

DESARROLLO Y CALIBRACIÓN DEL SOFTWARE MOLY- COP TOOLS.

Como se mencionó anteriormente, las operaciones de molienda y clasificación pueden ser descritas por modelos matemáticos en el software MolyCop Tools.

En esta ocasión se usó el Software MolyCop Tools v3.0 el cual se trabaja en tres etapas que son el balance de masa, la determinación de parámetros, calibración del simulador y finalmente la simulación de las distintas condiciones.

En la primera etapa que es el balance de masa se usa la plantilla BallBal_Reverse, cuyo objetivo es realizar el balance de masa para un circuito cerrado Inverso y mediante los modelos matemáticos del software y uso de la herramienta solver, propio del Excel, se realiza el ajuste de los perfiles granulométricos y determinación de otros parámetros como son By Pass de finos, By Pass de gruesos, D50c, parámetro de Plit y las constantes de clasificación (a_1 , a_2 , a_3 , a_4 y λ), todos estos parámetros se usaran posteriormente en la siguiente etapa previo a la simulación y en la etapa de simulación.

En la segunda etapa que es la determinación de parámetros se pueden usar la plantilla BallParam_Open, cuyo objetivo es determinar los parámetros de molienda, que son necesarios para realizar la simulación, estos parámetros son el diámetro crítico, la función selección, la función fractura y sus formas extendidas, para esto será necesario los perfiles granulométricos ajustados obtenidos en la etapa de balance. También podemos usar la plantilla BallParam_Reverse que es una plantilla que realiza tanto el balance de materia

como el cálculo de parámetros de molienda a la vez, esta forma es la manera más adecuada de calcular los parámetros de molienda pues lo relaciona más con el circuito global, pero requiere de más práctica.

Finalmente tenemos la tercera etapa que es la calibración del simulador que se realiza en la plantilla BallSim_Reverse, en la cual se insertan los datos y parámetros obtenidos en las dos primeras etapas y se realiza una simulación en condiciones estándares o iniciales, para comparar los resultados obtenidos, los cuales deberían ser muy cercanos a los datos recalculados en el balance de masa y así considerar que el simulador está calibrado, de esta manera los valores y/o resultados simulados que arroja el simulador serán confiables. Si los resultados obtenidos difieren mucho de los datos experimentales o recalculados en el balance de masa, se tendrá que volver a realizar las etapas anteriores hasta calibrar adecuadamente el simulador.

Finalmente, cuando el simulador este calibrado se procede a la cuarta etapa que consiste en la simulación de distintas condiciones.

Para el circuito de molienda evaluado se empleó el modelo de balance de poblaciones, junto con las ecuaciones para describir la función selección y función fractura propuestas por Austin (1994). Para el hidrociclón, se emplearon las ecuaciones propuestas por Plitt (1976).

El modelo de función selección emplea constantes características de la operación y el mineral. Estas constantes fueron calculadas ejecutando la aplicación SOLVER de Excel en el software MolyCop Tools 3.0. A continuación se detallan.

Tabla 14. Parámetros de función selección - Molinos 9.5 ft x 12 ft y 7 ft x 13 ft.

MOLINO	9.5 x 12 (ft)	7 x13 (ft)
alpha0	7.11E-03	6.10E-06
alpha1	0.6279864	1.7482248
alpha2	1.0000000	1.0000000
Dcrit	13203.46	2658.84

Fuente. Elaboración propia.

Tabla 15. Parámetros de función fractura - Molinos 9.5 ft x 12 ft y 7 ft x 13 ft.

MOLINO	9.5 x 12 (ft)	7 x13 (ft)
beta0	0.350	0.708
beta1	0.470	0.569
beta2	4.000	4.000

Fuente. Elaboración propia.

Tabla 16. Constantes correspondientes al Hidrociclón D20.

HIDROCICLÓN D-20	
a1	4.4530
a2	2.9902
a3	31.1738
a4	-0.0027
Λ	1.1491
Bpc	0.0000

Fuente. Elaboración propia.

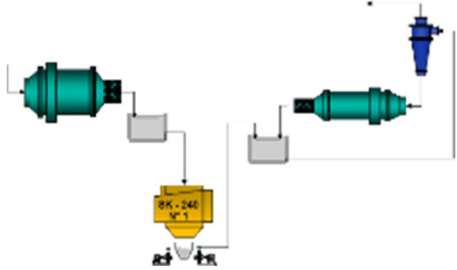
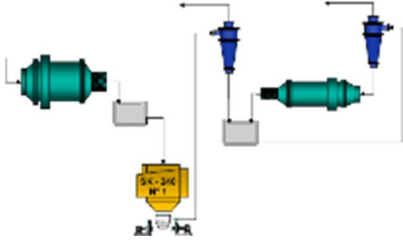
Una vez obtenidas estas constantes, se procedió a realizar simulaciones con diversos escenarios.

CAPÍTULO VII

INTERPRETACIÓN DE RESULTADOS SIMULADOS

A continuación, se muestran los escenarios evaluados mediante simulación en la presente tesis.

Tabla 17. Escenarios evaluados mediante simulación.

Nro	DESCRIPCIÓN	FLOWSHEET
1	Circuito Inicial: Molienda Primaria (Circuito Abierto) y Molienda Secundaria (Circuito Cerrado Inverso)	
2	Circuito Modificado: Incluye Clasificación previa al Circuito Inverso	

Fuente. Elaboración propia.

Efecto del Tonelaje en el P80 del producto de Molienda – Circuito Actual

En la **figura 37** se observa el comportamiento simulado del P80 final de molienda a distintos tonelajes, también podemos apreciar cómo se comporta el P80 final de molienda cuando simulamos el mismo circuito con un F80 menor y manteniendo constante las demás condiciones.

Finalmente determinamos que si incrementamos el tonelaje sin hacer ninguna modificación se obtendrá un producto grueso que no es conveniente para que alimente al circuito de flotación, por ello vemos una oportunidad en la disminución del F80 de alimentación que según la gráfica nos permite una disminución del P80 final de molienda lo cual podemos compensarlo con un incremento de tonelaje que será evaluado posteriormente.

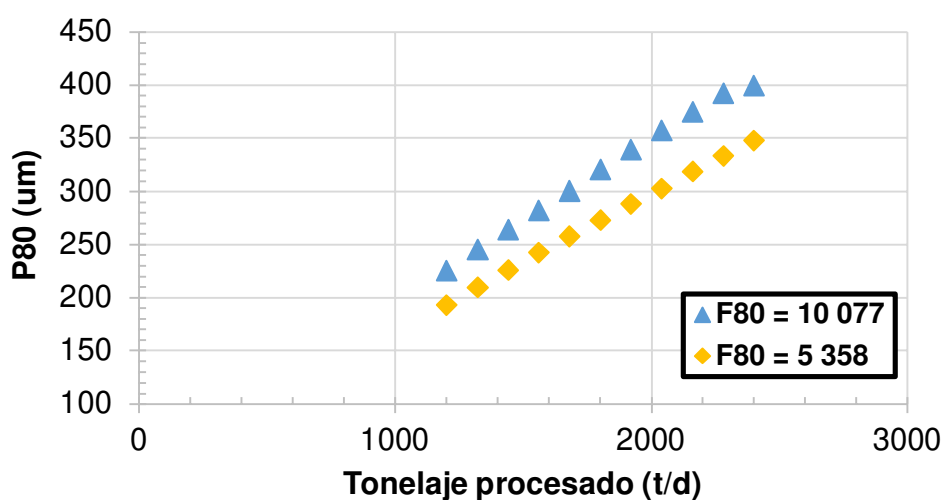


Figura 37: Efecto de granulometría de alimentación al circuito de molienda-clasificación y tonelaje de alimentación sobre el P80 final de molienda. Se analizó para el Circuito Inicial. Fuente. Elaboración propia.

Tabla 18 . Valores calculados por el software MolyCop Tools a distintos F80 de Alimentación.

	(t/h)	F80 1st (μm)	P80 1st (μm)	F80 2nd (μm)	P80 2nd (μm)	Tamaño de bola 1 st (pulg)	Tamaño de bola 2 nd (pulg)
F80=CTE F80=10076.8	55.0	10076.8	1139.6	1139.6	245.66	3.50	3.25
	60.0	10076.8	1285.4	1285.4	264.54	3.50	3.25
	65.0	10076.8	1449.4	1449.4	282.73	3.50	3.25
F80=CTE F80=5357.7	70.0	5357.7	1026.5	1026.5	258.10	3.50	3.25
	75.0	5357.7	1093.3	1093.3	273.23	3.50	3.25
	80.0	5357.7	1156.7	1156.7	288.10	3.50	3.25

Fuente. Elaboración propia.

Se observa en la tabla 18, los valores calculados en el software MolyCop Tools para los tonelajes que permiten mantenernos en el rango del P80 de trabajo en la planta concentradora (282.73 μm – 288.10 μm). Podemos apreciar que hay un incremento de 15 t/h (180 t/d) en el circuito analizado cuando disminuimos el F80 de alimentación de 10076.8 μm a 5357.71 μm .

Efecto del Tonelaje en el P80 del producto de Molienda – Circuito Modificado

De igual forma, para un Circuito Modificado (ver Tabla 17), se determinó mediante simulación que un mayor tonelaje para el Circuito Modificado, generaría un P80 mayor para el producto de molienda. Para esta evaluación, se realizaron simulaciones usando dos perfiles granulométricos como alimento fresco: El primer perfil granulométrico corresponde al producto de chancado actual con F80 de 10,077 y el segundo perfil granulométrico corresponde a un producto de chancado más fino con F80 de 5,358 μm .

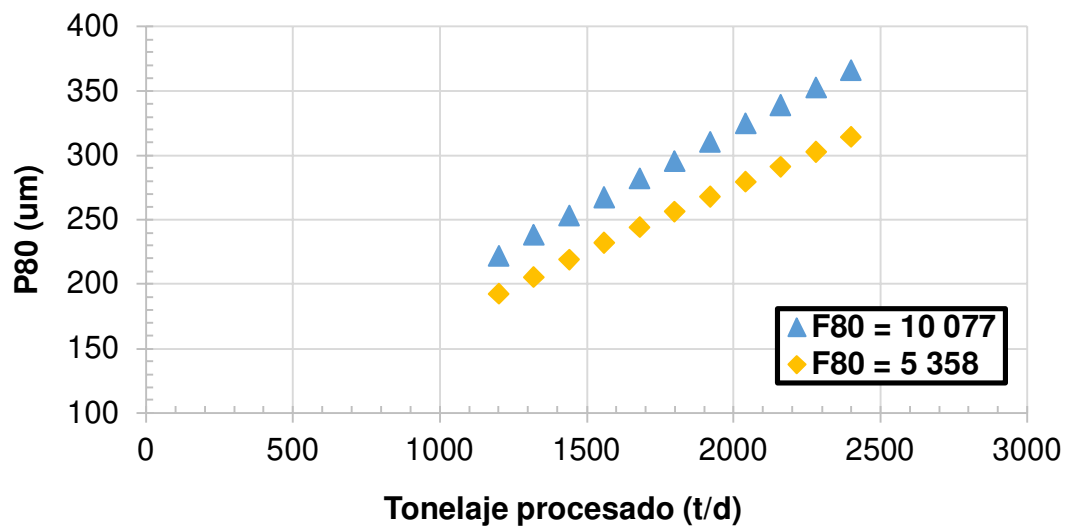


Figura 38: Efecto de granulometría de alimentación (F80) al circuito de molienda-clasificación y tonelaje de alimentación sobre el P80 final de molienda. Se analizó para el Circuito Modificado (doble clasificación). Fuente: Elaboración propia.

Al observar este comportamiento podemos determinar que la disminución del F80 de alimentación fresca a la molienda primaria tiene una gran influencia en el P80 final de molienda para ambos circuitos.

Para las siguientes simulaciones buscando mejores resultados, se tomará como punto de partida un F80 de de 5357.7 μm en la molienda primaria, ya que esto nos permitirá incrementar la capacidad del circuito.

A continuación, en la **tabla 19** se muestra los resultados del cálculo del software MolyCop a partir de los cuales se elaboró **la figura 38**.

Tabla 19: Valores calculados por el software MolyCop Tools a distintos F80 de Alimentación para el Circuito Modificado (doble clasificación).

	(t/h)	F80 1st (μm)	P80 1st (μm)	F80 2nd (μm)	P80 2nd (μm)	Tamaño de Bola 1st (pulg)	Tamaño de Bola 2st (pulg)
F80=CTE F80=10076.8	55.0	10071.0	1141.7	1141.7	238.39	3.50	3.25
	60.0	10071.0	1289.0	1289.0	253.43	3.50	3.25
	65.0	10071.0	1453.4	1453.4	267.85	3.50	3.25
F80=CTE F80=5357.7	70.0	5340.2	1028.2	1028.2	244.46	3.50	3.25
	75.0	5340.2	1094.9	1094.9	256.43	3.50	3.25
	80.0	5340.2	1158.4	1158.4	268.17	3.50	3.25

Fuente. Elaboración propia.

En la **tabla 19**, se muestran algunos de los resultados simulados con los tonelajes que tomamos en cuenta en el circuito base, de la **tabla 18**, de lo cual podemos concluir que en esta nueva condición de operación con este nuevo circuito obtenemos una mejora en los P80 final de la molienda hasta **268.17 μm** desde 296.52 μm para el circuito Inicial.

Efecto del Tipo de circuito en el P80 final de molienda

Una vez establecido que para todos los casos se ven mejoras en el P80 final de molienda cuando trabajamos con F80 de molienda de 5357.7 μm , se realizó simulaciones en dichas condiciones para los dos circuitos diferentes, con distintos tonelajes de alimentación cuyos resultados se muestran en la **figura 39**.

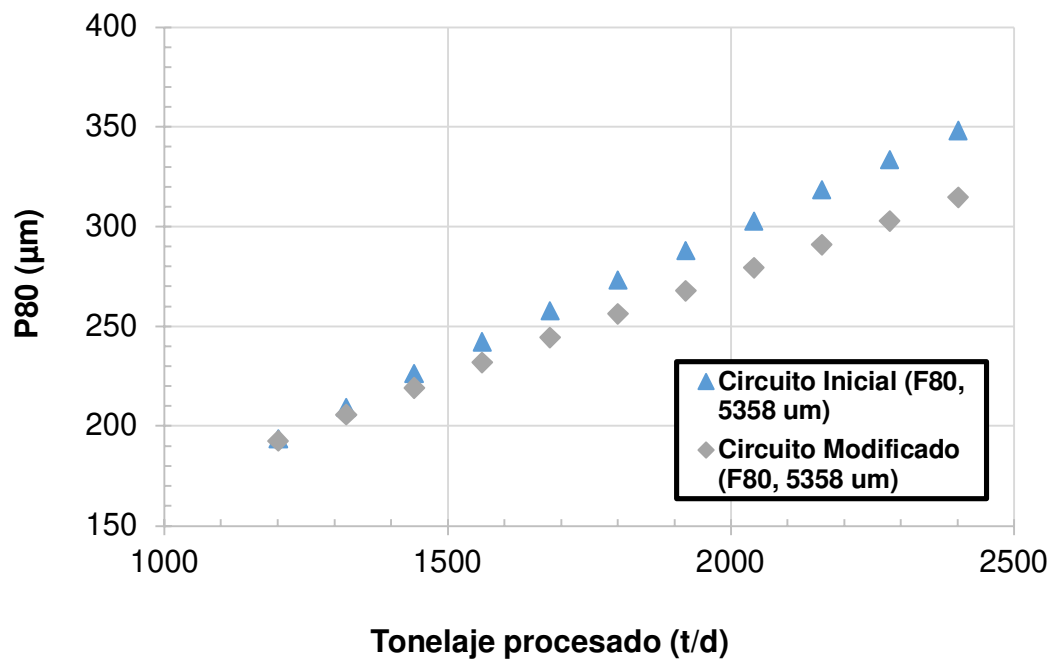


Figura 39: Efecto de tonelaje sobre el P80 final de molienda para el Circuito Inicial y el Circuito Modificado (doble clasificación). Ambas simulaciones para un P80 constante de 5385 µm. Fuente: Elaboración propia.

Al observar el comportamiento de ambos circuitos frente al incremento de tonelaje, nos damos cuenta de que con tonelajes bajos, en ambos circuitos tenemos valores muy similares de P80 final de molienda y conforme se incrementa el tonelaje, los valores de P80 final en el Circuito Inicial superan por una mayor diferencia al P80 final de molienda en el Circuito Modificado. Esto se da porque actualmente se está trabajando el circuito de molienda con su máxima capacidad, y al incrementar el tonelaje la molienda se vuelve cada vez más ineficiente, por ello cuando modificamos el circuito, lo que se está haciendo es abrir el circuito y de esta manera aliviar al circuito de molienda en general, obteniendo una mayor eficiencia de molienda para mayores tonelajes alimentados.

A continuación, se muestra la **tabla 20** que contiene los cálculos realizados mediante el software MolyCop Tools, del cual se obtienen los datos para realizar la gráfica mostrada en la **figura 39**.

Tabla 20. Simulaciones realizadas en el software MolyCop Tools comparando el Circuito Inicial como escenario 1 versus el Circuito Modificado (doble clasificación). Como escenario 2.

	(t/h)	F80 1st (μm)	P80 1st (μm)	F80 2nd (μm)	P80 2nd (μm)	Tamaño de Bola 1st (pulg)	Tamaño de Bola 2nd (pulg)
ESCENARIO 1	70.0	5357.7	1026.5	1026.5	258.10	3.50	3.25
	75.0	5357.7	1093.3	1093.3	273.23	3.50	3.25
	80.0	5357.7	1156.7	1156.7	288.10	3.50	3.25
ESCENARIO 2	70.0	5357.7	1028.2	1028.2	244.46	3.50	3.25
	75.0	5357.7	1094.9	1094.9	256.43	3.50	3.25
	80.0	5357.7	1158.4	1158.4	268.17	3.50	3.25

Fuente. Elaboración propia.

En la Tabla 20 podemos ver los resultados simulados: manteniendo un P80 final en el rango de (256 μm - 258 μm), es posible incrementar la capacidad en 5 t/h (120 t/d), desde 70 t/h hasta 75 t/h, solo para esta modificación del tipo circuito o diagrama de flujo. Se estableció este rango de 256 μm - 258 μm solo como una referencia para realizar las simulaciones, por ser valores cercanos entre sí para fines comparativos.

Efecto del Tipo de circuito y el tonelaje en la carga circulante

Según se muestra en la **figura 40**, el circuito propuesto con clasificación previa nos permite llegar a tonelajes más altos sin incrementar tanto la carga circulante. Si bien es cierto necesitamos una carga circulante ligeramente alta para tener una buena

clasificación, no podemos incrementar tanto este valor, ya que afectaría a nuestra molienda teniendo exceso de finos en el molino.

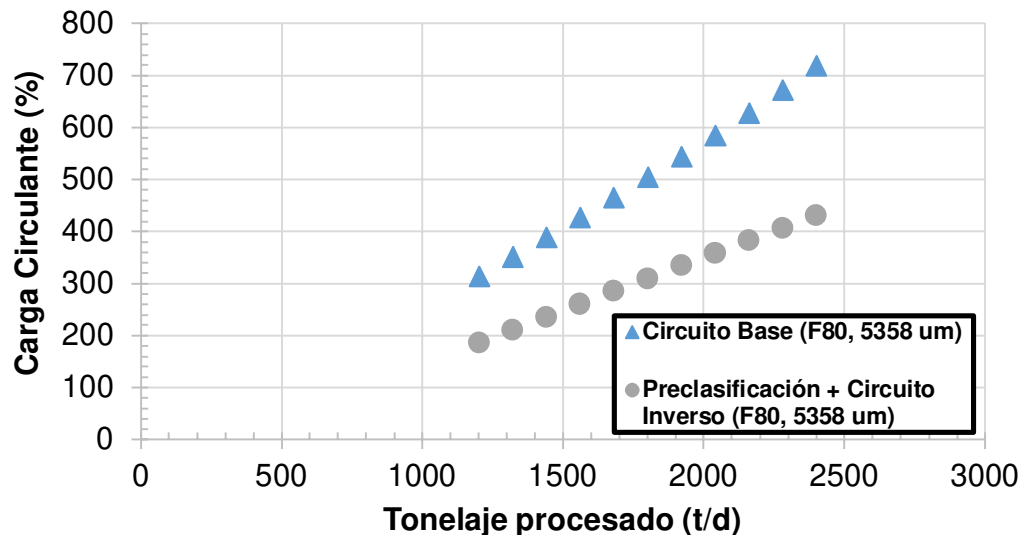


Figura 40: Efecto del tonelaje procesado sobre la carga circulante para el Circuito Actual y el Circuito Modificado, ambas simulaciones se dieron a un P80 constante de 5385 µm. Fuente: Elaboración propia.

Tomando como referencia el comportamiento del P80 final de molienda observado en la **figura 39** y la carga circulante observado en la **figura 40**, podemos aceptar el circuito modificado como una buena alternativa para incrementar el tonelaje de alimentación a los molinos o aliviar el circuito, ya que, según las simulaciones respectivas, este circuito modificado nos da los mejores resultados.

Efecto del tamaño de bola del molino primario sobre el P80 final de molienda.

Una vez definido el circuito modificado como el circuito adecuado de trabajo y el F80 de alimentación a molienda, procedemos a optimizar los parámetros de operación como

es el tamaño de bolas del molino primario, para ello establecimos un tonelaje constante y realizamos las simulaciones modificando el tamaño de bolas del molino primario para evaluar el comportamiento del P80 final de molienda frente a estos cambios. Esto se aprecia en la **figura 41**.

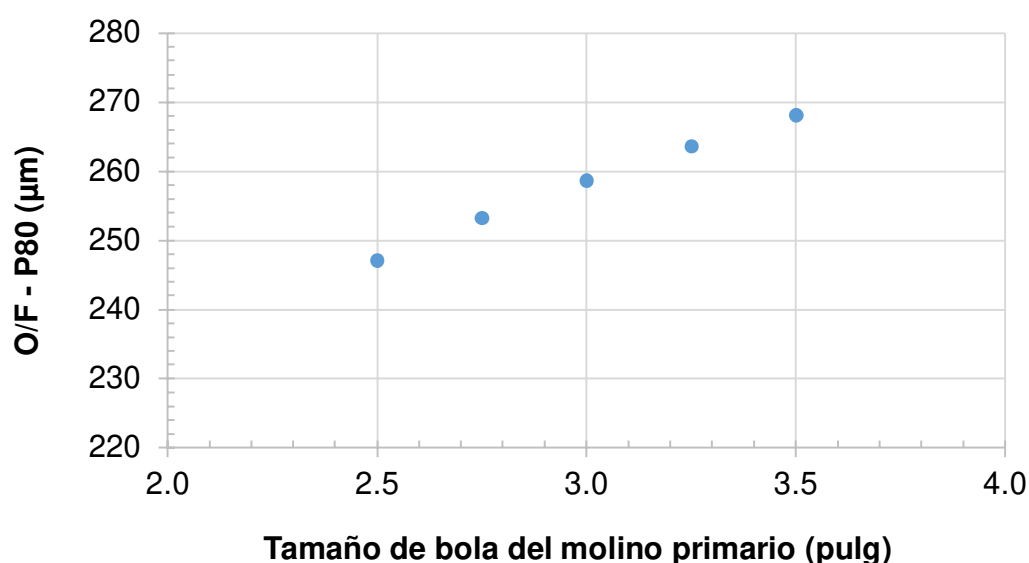


Figura 41: Efecto del tamaño de bolas en el molino primario sobre el P80 final de molienda. Se analizó para el Circuito Modificado, con un F80 de molienda constante de 5,385 µm. Fuente: Elaboración propia.

En la **figura 41**, podemos apreciar cuánto podemos reducir el P80 final disminuyendo el tamaño de bola alimentado al molino primario. Este comportamiento es razonable ya que al disminuir el F80 de alimentación a molienda no solo disminuye un número, sino cambia todo el perfil granulométrico de alimentación a molienda, lo que significa un incremento en el porcentaje de finos en el interior de los molinos, por ello es necesario

que se adicionen bolas de tamaños menores, y esto se refleja en la **figura 41** obteniendo 2.5 pulg como tamaño de bola adecuado.

En la **tabla 21**, se muestran los datos usados en la figura 39. Podemos observar también la reducción de 21 μm en el P80 final de molienda, desde 247.17 μm hasta 268.17 μm , cambiando el solamente el tamaño de bolas de 3.5 pulg a 2.5 pulg, lo cual nos ayuda a decidir por el uso de un menor tamaño de bolas, como es 2.5 pulg para continuar con las simulaciones.

Tabla 21. Resultados simulados en el software MolyCop Tools variando el tamaño de bolas del molino primario.

	(t/h)	F80 1st (μm)	P80 1st (μm)	F80 2nd (μm)	P80 2nd (μm)	Tamaño de Bola 1st (pulg)
VARIANDO BOLAS DEL MOLINO PRIMARIO	80.0	5357.7	968.7	968.7	247.17	2.5
	80.0	5357.7	1156.7	1156.7	268.17	3.5

Fuente. Elaboración propia.

Efecto del tamaño de bola del molino secundario sobre el P80 final de molienda.

Una vez definidos el F80 de molienda, el tipo de circuito y el tamaño de bolas adecuado en el molino primario, procedemos a evaluar el tamaño de bolas para el molino secundario, las simulaciones respectivas se aprecian en la **figura 42**.

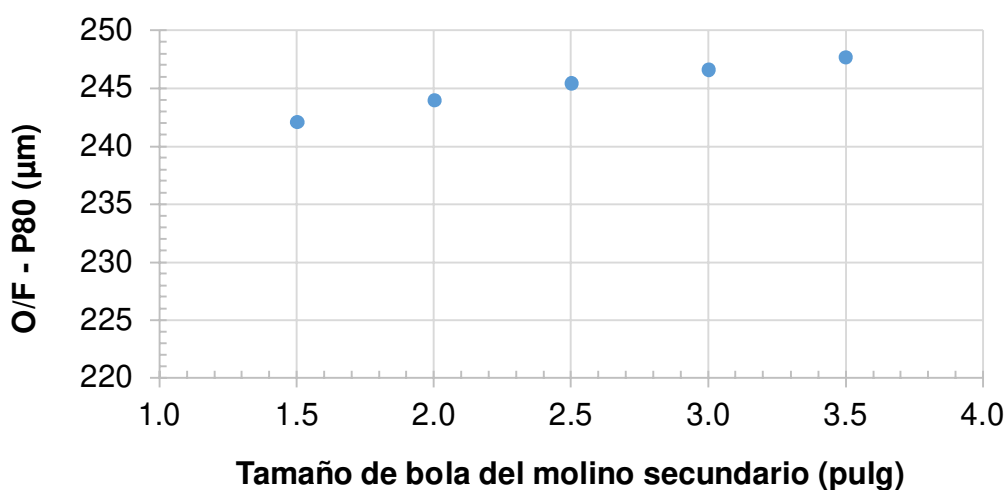


Figura 42. Efecto del tamaño de bolas en el molino secundario vs P80 final de molienda. Se analizó para el Circuito Modificado, con un F80 de molienda constante de 5,385 µm y tamaño de bola de 2.5 pulg en el molino primario. Fuente: Elaboración Propia.

Según la figura 40, la variación del P80 final no es tan grande como el efecto que se tiene en los molinos primarios, pero si hay una ligera disminución del P80 final de molienda cuando usamos un tamaño de bola de menor tamaño, por ello tomamos 1.5 pulg como valor adecuado de tamaño de bola en el molino secundario.

En la **tabla 22**, se muestran los datos usados para graficar la figura 42. Podemos observar también la reducción de 5.58 µm en el P80 final de molienda, desde 247.67 µm hasta 242.09 µm, cambiando el solamente el tamaño de bolas de 3.50 pulg a 1.50 pulg, lo cual nos ayuda a decidir por el uso de un menor tamaño de bolas, como es 1.5 pulg para las siguientes simulaciones.

Tabla 22. Resultados simulados en el software MolyCop Tools variando el tamaño de bolas del molino secundario.

	(t/h)	F80 1st (μm)	P80 1st (μm)	F80 2nd (μm)	P80 2nd (μm)	Tamaño de bola 2nd (pulg)
VARIANDO BOLAS DEL MOLINO SECUNDARIO	80.0	5357.7	968.7	968.7	242.09	1.5
(MOLINO PRIMARIO 2.5 pulg)	80.0	5357.7	968.7	968.7	247.67	3.3

Fuente. Elaboración propia.

Efecto del tonelaje de alimentación sobre el P80 final de molienda para una condición optimizada.

A continuación, se muestra la **tabla 23**, en el cual se pueden observar parte de las simulaciones que se realizaron para graficar la figura 43.

Tabla 23. Resultados de simulaciones realizadas en el software MolyCop Tools, para incrementar la capacidad de la planta con un P80 final de molienda aproximado de 250 μm .

	(t/h)	P80 2nd (μm)	Vortex (pulg)	Presión (psi)	Tamaño de bola 1st (pulg)	Tamaño de bola 2nd (pulg)
F80 =	80.0	242.29	4.50	12.12	2.50	1.50
5357.71	83.5	249.33	4.50	13.14	2.50	1.50

Fuente. Elaboración propia.

Después de realizar las simulaciones, se redujo el P80 final de molienda a un valor de 242.29 μm . Este valor es menor al P80 de 250 μm objetivo en la planta para obtener los resultados metalúrgicos esperados que son recuperaciones mayores de 80% en plata, plomo y zinc y calidades de concentrados adecuadas. Por ello, aún tenemos capacidad de

procesar un mayor tonelaje con un P80 final de molienda 249.37 μm , sin sobrepasar el P80 final de molienda objetivo de 250 μm .

A continuación, se muestra en la **figura 43**, el comportamiento del P80 final de molienda respecto a un incremento del tonelaje de alimentación según las simulaciones realizadas.

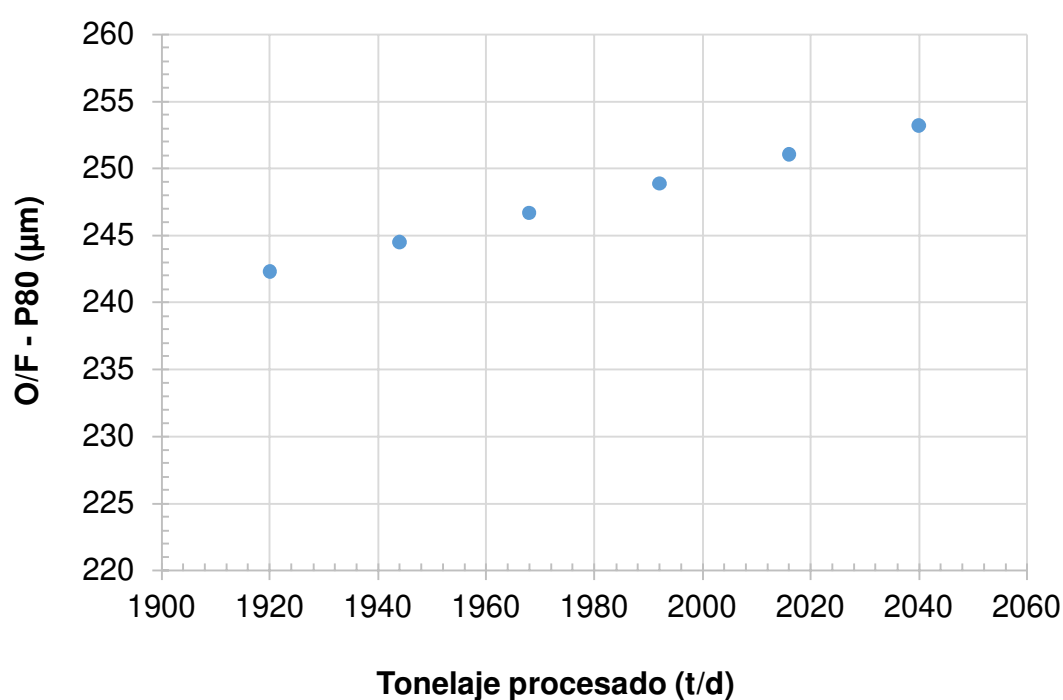


Figura 43: *Efecto de tonelajes sobre P80 final de molienda. Se analizó para el Circuito Modificado, con un F80 al circuito de molienda constante de 5,385 μm y tamaño de bola de 2.5 pulg en el molino primario y 1.5 pulg en el molino secundario. Fuente: Elaboración Propia.*

Según los valores simulados para este circuito podemos incrementar el tonelaje a 83.5 t/h (2004.0 t/d) con un P80 final de molienda de 249.330 μm , lo cual nos permitiría

procesar un tonelaje total de 2,004 t/d en el circuito analizado y de 4,008 t/d en la planta ya que son dos circuitos de molienda.

De los resultados expuestos, se realizó un análisis de mejora granulométrica del producto de molienda que se muestra a continuación en la **tabla 24**.

Tabla 24. Mejora de P80 final de molienda respecto a la condición base.

	(t/h)	F80 1st (μm)	P80 2nd (μm)
CONDICIÓN BASE	80.0	10076.8	302.81
CONDICIÓN MEJORADA	80.0	5357.7	242.29

Fuente. Elaboración propia.

Se calculó la reducción del P80 final de molienda manteniendo constante el tonelaje tratado. De lo cual se determina una reducción de 60.52 μm , desde 302.81 μm hasta 242.29 μm .

Finalmente, también se realizó un análisis de capacidad en la planta concentradora, para comparar la condición mejorada versus la condición base (como se encontró la planta), esta comparación se observa en la **tabla 25**

Tabla 25. Incremento del tonelaje en la planta concentradora a una granulometría final constante de 249.33 μm .

	(t/h)	F80 1st (μm)	P80 2nd (μm)
CONDICIÓN BASE	60.16	10076.83	249.33
CONDICIÓN MEJORADA	83.50	5357.71	249.33

Fuente. Elaboración propia.

De la tabla mostrada podemos determinar un incremento del tonelaje procesado por el Circuito evaluado, de 23.30 t/h (559.20 t/d), desde 60.16 t/h (1,443.84 t/d) hasta 83.5 t/h (2,004.00 t/d), para una granulometría final adecuada para el proceso subsiguiente de flotación de 249.33 μm .

En la Figura 44 se muestra un resumen gráfico del progreso de las mejoras del tonelaje para cada etapa de optimización con el software MolyCop 3.0, alcanzando un tonelaje de 4,008 t/d.

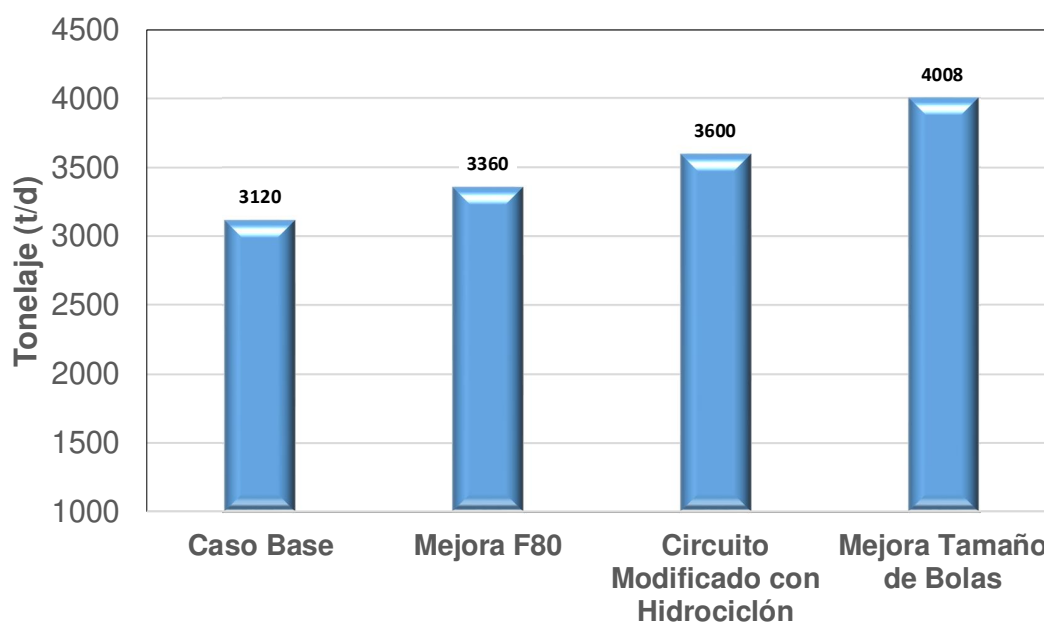


Figura 44. Resumen de los incrementos de tonelaje por cada etapa de optimización con el software MolyCop 3.0, proyectado a los dos circuitos de molienda (A y B) existentes en la Concentradora Lincuna. Fuente: Elaboración Propia.

Finalmente, en la figura 45 mostramos el diagrama de flujo de la condición optimizada en la cual se resaltan los mejores valores alcanzados con la simulación en el software MolyCop 3.0.

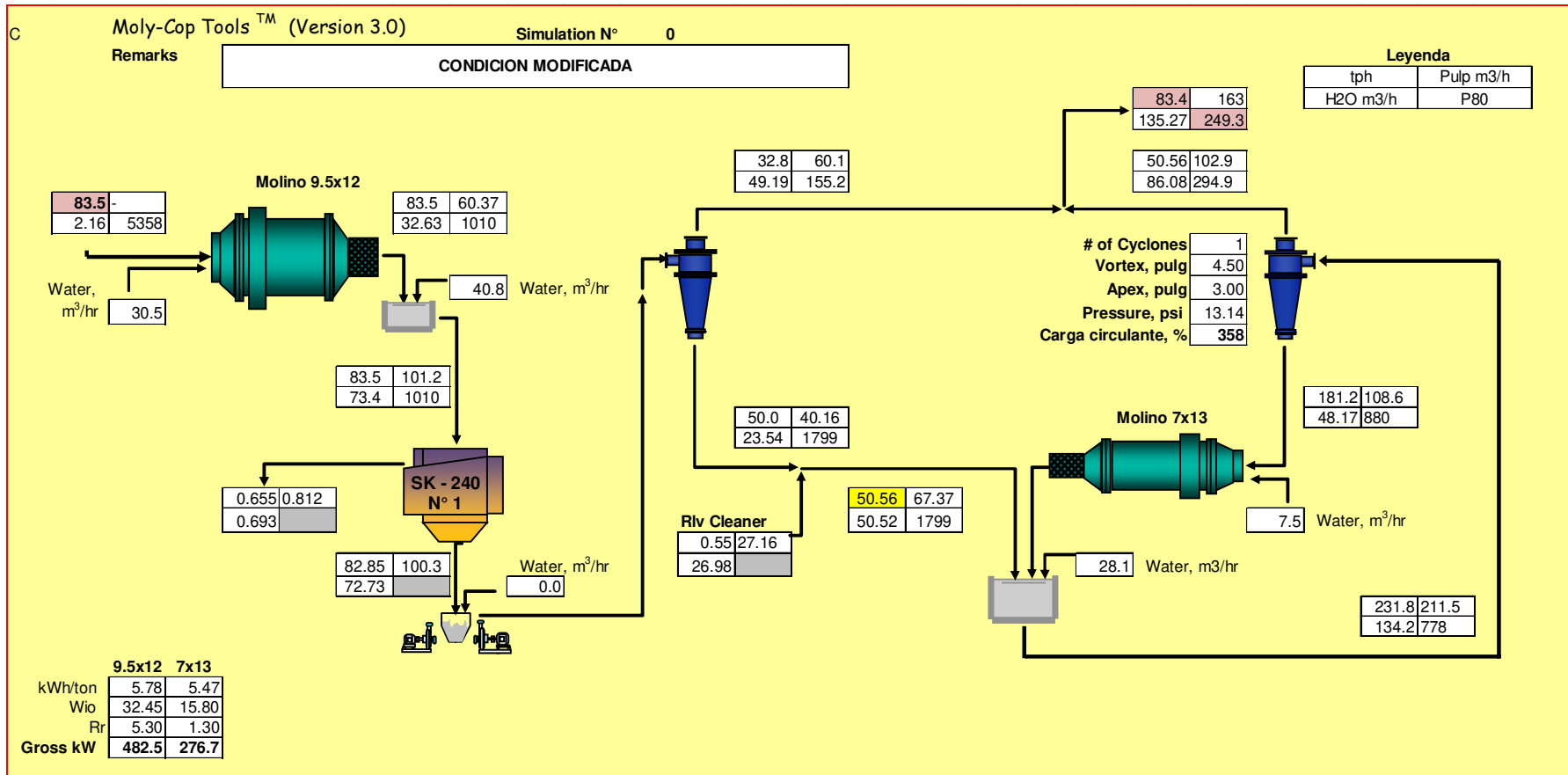


Figura 45. Diagrama de Flujo para la Simulación en la condición modificada en la planta concentradora Lincuna. Fuente. Elaboración Propia.

ANÁLISIS ECONÓMICO

Para llevar a cabo en incremento de tonelaje desde 2,617.94 t/d hasta 4000 t/d, se requiere la compra de hidrociclones (preclasificación), así como bombas de mayor capacidad para el transporte de un mayor flujo de pulpa.

Tabla 26. Relación y costo de maquinarias requeridas.

Equipo	Cantidad	Precio Unitario	Total
Hidrociclón D15	2	35,000	70,000
Bomba (Descarga Molino Primario)	2	50,000	100,000
Bomba (Descarga SK)	2	50,000	100,000
Bomba (Descarga Molino Secundario)	2	60,000	120,000
TOTAL			390,000

Fuente. Elaboración propia.

Referencia:

- Cotización Espiasa – Bombas.
- Cotización Deister Concentrator – Hidrociclón.

Tabla 27. Descriptivo de inversiones para ejecución del proyecto.

Item	Costo
Maquinarias	390,000
Flete de transporte	7,800
Montaje de instalación	39,000
Puesta en marcha	19,500
Contingencias	22,815
Capital de trabajo	47,912
TOTAL	527,027

Fuente. Elaboración propia.

Tabla 28. Estado de Pérdidas y Ganancias (Sin Proyecto).

Año	0	1	2	3	4
Producción TM mineral fresco		887,040	887,040	887,040	887,040
Ingresos por venta de concentrados USD		80,775,056	80,775,056	80,775,056	80,775,056
Costo de Producción USD		53,222,400	53,222,400	53,222,400	53,222,400
UTILIDAD BRUTA USD		27,552,656	27,552,656	27,552,656	27,552,656
Regalías (3%)		826,580	826,580	826,580	826,580
Depreciación USD		1,886,500	1,886,500	1,886,500	1,886,500
Participación trabajadores (8%)		1,987,166	1,987,166	1,987,166	1,987,166
Utilidad antes de impuestos USD		22,852,411	22,852,411	22,852,411	22,852,411
Impuestos (29.5%)		6,741,461	6,741,461	6,741,461	6,741,461
UTILIDAD NETA	0	16,110,949	16,110,949	16,110,949	16,110,949

Fuente. Elaboración propia. Considerando Tonelaje procesado de 2617 t/d. Caso Base Precio de Concentrados según Valorización (Figuras 47 y 48), Costo de producción según Minera Lincuna (Sánchez, 2019), Utilización de Planta 92%.

Tabla 29. Flujo de Caja Económico (Sin proyecto).

Año	0	1	2	3	4
INGRESOS					
UTILIDAD NETA USD		16,110,949	16,110,949	16,110,949	16,110,949
Depreciación USD		1,886,500	1,886,500	1,886,500	1,886,500
Valor de salvamento USD					3,234,000
Capital de trabajo USD					44,730
Total Ingresos USD	0	17,997,449	17,997,449	17,997,449	21,276,179
EGRESOS					
Intereses USD		-			
Amortizaciones USD		-			
Inversiones USD					
FLUJO DE CAJA ECONÓMICO USD	0	17,997,449	17,997,449	17,997,449	21,276,179

Fuente. Elaboración propia. Considerando Estado de Pérdidas y Ganancias (Sin Proyecto).

Tabla 30. Estado de Pérdidas y Ganancias (Con Proyecto).

Año	0	1	2	3	4
Producción TM mineral fresco		1,346,688	1,346,688	1,346,688	1,346,688
Ingresos por venta de concentrados USD		122,631,222	122,631,222	122,631,222	122,631,222
Costo de Producción USD		80,801,280	80,801,280	80,801,280	80,801,280
UTILIDAD BRUTA USD		41,829,942	41,829,942	41,829,942	41,829,942
Regalías (3%)		1,254,898	1,254,898	1,254,898	1,254,898
Depreciación USD		1,886,500	1,886,500	1,886,500	1,886,500
Participación trabajadores (8%)		3,095,084	3,095,084	3,095,084	3,095,084
Utilidad antes de impuestos USD		35,593,460	35,593,460	35,593,460	35,593,460
Impuestos (29.5%)		10,500,071	10,500,071	10,500,071	10,500,071
UTILIDAD NETA		25,093,390	25,093,390	25,093,390	25,093,390

Fuente. Elaboración propia. Considerando Tonelaje procesado de 4008 t/d. Caso Base Precio de Concentrados según Valorización (Figuras 47 y 48), Costo de producción según Minera Lincuna (Sánchez, 2019), Utilización de Planta 92%.

Tabla 31. *Flujo de Caja Económico (Con proyecto).*

Año	0	1	2	3	4
INGRESOS					
UTILIDAD NETA USD	25,093,390	25,093,390	25,093,390	25,093,390	25,093,390
Depreciación USD	1,886,500	1,886,500	1,886,500	1,886,500	1,886,500
Valor de salvamento USD					3,234,000
Capital de trabajo USD					47,912
Total Ingresos USD	26,979,890	26,979,890	26,979,890	26,979,890	30,261,801
EGRESOS					
Intereses USD	-				
Amortizaciones USD	-				
Inversiones USD	-527,027				
FLUJO DE CAJA ECONÓMICO USD	-527,027	26,979,890	26,979,890	26,979,890	30,261,801

Fuente. Elaboración propia. Considerando Estado de Pérdidas y Ganancias (Con Proyecto).

Tabla 32. *Flujo de Caja Económico por la implementación del Proyecto.*

Año	0	1	2	3	4
F.C.E. (Con Proyecto - Sin Proyecto)	-527,027	8,982,440	8,982,440	8,982,440	8,985,622

Fuente. Elaboración propia. Considerando la diferencia entre los Flujos de Caja Económicos con y sin proyecto.

Tabla 33. *Indicadores económicos del proyecto.*

INDICADORES ECONÓMICOS	
TIR (%)	1704%
VAN (USD)	USD 26,757,804
Payback (días)	22

Fuente. Elaboración propia. El cálculo del VAN se realizó considerando un COK de 12% anual.

En vista de la evaluación económica, el proyecto se califica como un proyecto altamente rentable.

CAPÍTULO VIII

CONCLUSIONES

- El resultado final de las simulaciones fue que optimizando las condiciones de operación se incrementaría el tonelaje que se encontró durante el muestreo de 70.2 t/h (1,648.80 t/d) hasta 83.5 t/h (2,004.00 t/d), representando un incremento del 18.95% del tonelaje. Además, se obtendría una reducción del P80 final de molienda desde 296.52 μm hasta 249.33 μm , lo cual favorecería al proceso de flotación, todo ello usando los molinos existentes en planta.
- Se determinó que la granulometría de alimentación tiene un impacto significativo en el tonelaje del circuito analizado, permitiendo pasar **7.69%** más de tonelaje, respecto al caso base, desde 65 t/h (1,560 t/d) hasta 70 t/h (1,680 t/d), y además mejorando el P80 del producto de molienda desde 282.73 μm hasta 258.10 μm cuyo valor fue tomado como referencia para realizar las siguientes optimizaciones con fines comparativos ya que se acerca bastante al valor de P80 objetivo de 250 μm establecido en la Compañía Minera Lincuna. Esto implicaría ajustar el chancado previo a la molienda para obtener un alimento a molienda de F80: 5358 μm .
- La variable “diagrama de flujo” también tiene un impacto significativo en el tonelaje, así como en la granulometría del producto de molienda. La adición de un hidrociclón entre la molienda primaria y secundaria permitiría pasar **7.14%** más de tonelaje, respecto a la última mejora, es decir, desde 70 t/h (1,680 t/d) hasta 75 t/h (1,800 t/d) manteniendo el P80 del producto de molienda constante. Un hidrociclón adicional

permitirá aliviar el circuito de molienda ya que evacúa parte de los sólidos del sistema y permite reducir la carga circulante.

- La optimización de la variable “tamaño de bolas” permitiría incrementar el tonelaje en un 11.33% desde 1,800 t/d hasta 2,004 t/d, y además mejorar con el P80 del producto de molienda desde 256.4 μm hasta 249.3 μm . Se determinó un tamaño de bola adecuado de 2.5 pulg de diámetro para el molino primario frente al tamaño de 3.5 pulg actual; y 1.5 pulg para el molino secundario frente al tamaño de 3.25 pulg actual.
- De acuerdo a los resultados obtenidos en el Circuito A que se analizó y simuló con el software MolyCop Tools, podemos aplicar el mismo criterio para el Circuito B el cual tiene una potencia similar a la del Circuito A, por lo cual se espera que el tonelaje procesado sea igual que el Circuito A aplicando la doble clasificación, la reducción de la granulometría de alimentación y optimización del tamaño de bolas como se ha discutido anteriormente, de esta manera llegaríamos a procesar 4,008 t/d.
- Un análisis económico preliminar indica que el proyecto amerita una inversión estimada de 527,027 USD, lo cual genera un Valor Actual Neto (VAN) de 26,757,804 USD calculado para cuatro años de operación a un tonelaje de 4,008 t/d y un Costo de Capital (COK) de 12%, además de una Tasa Interna de Retorno (TIR) de 1,704 %, con un payback de 22 días.

RECOMENDACIONES

- Puesto que en la planta concentradora existe un molino 7 ft x 13 ft que está inoperativo y que podemos incluirlo en el circuito para replicar las condiciones del Circuito A, se recomienda poner operativo este molino adicional y configurar el circuito como se muestra en la figura 45, con un hidrociclón que clasifique la descarga del molino 9.5 ft x 12 ft en el Circuito A y otro hidrociclón que clasifique la descarga de los molinos primarios 8 ft x 10 ft y 8 ft x 8 ft en el Circuito B con el objetivo de remover el material fino de la descarga de los molinos primarios, para evitar la sobremolienda, además de permitir una molienda más eficiente y en consecuencia, un incremento de tonelaje.
- Se sugiere ajustar las variables operativas en el área de chancado para reducir el F80 del alimento al molino desde 10,077 μm hasta 5,358 μm ; así como reducir los tamaños de bolas desde 3.5 pulg hasta 2.5 pulg para el molino primario y desde 3.25 pulg hasta 1.5 pulg para el molino secundario y de esta forma incrementar el tonelaje procesado en la mina Lincuna.
- Se recomienda realizar un estudio de factibilidad cuando el F80 de alimentación a molienda se reduzca a 2500 μm .
- Realizar este tipo de estudios de simulación dentro de un programa Geometalúrgico con el fin de determinar la influencia de los distintos tipos de mineral, alteraciones, entre otros sobre la planta de molienda de Lincuna.

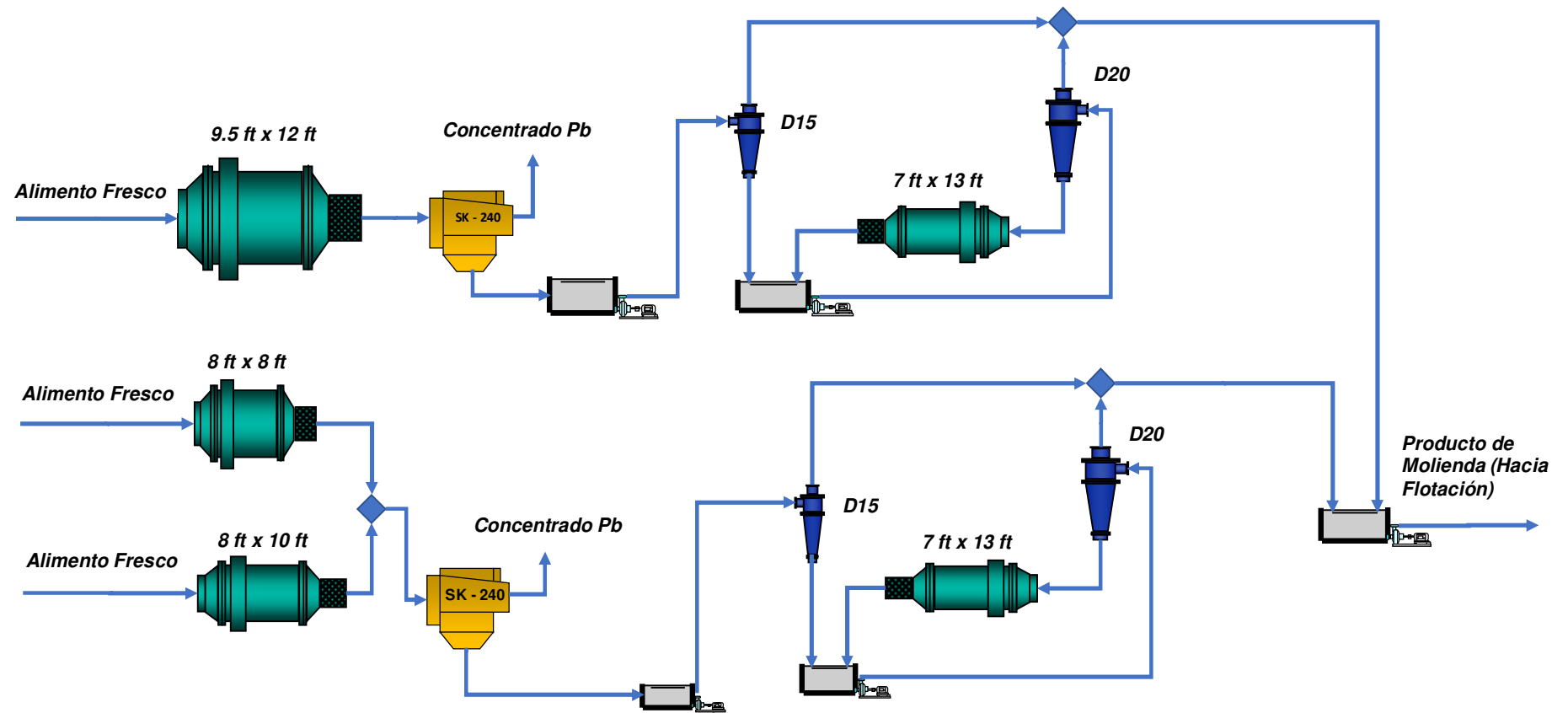


Figura 46. Diagrama de Flujo Propuesto en base a las Simulaciones en el software MolyCop Tools, para la Concentradora Lincuna.

Fuente. Elaboración Propia

BIBLIOGRAFÍA

1. A. Herbst, J., Chang Lo, Y., & Flintoff, B. (2003). Size Reduction and Liberation. En M. Clark Fuerstenau, & K. N. Han, *Principles of Mineral Processing* (pág. 73). Colorado: Society for Mining, Metallurgy and Exploration, Inc. (SME).
2. Austin G., L., & Concha A., F. (1994). *Diseño y simulación de circuitos de molienda y clasificación*. Concepción: CYTED.
3. Batista. (2009). *Modelagem e Simulação de Circuitos de Moagem Através da Análise da Determinacao dos Parametros de Quebra e da Energia Específica de Fragmentação*. Belo Horizonte: Universidade Federal de Minas Gerais.
4. Batista Mazzinghy, D. (2009). *Modelagem e simulacao de circuitos de moagem atraves da determinacao dos parâmetros de quebra e de energia específica de fragmentacao*. Belo Horizonte: UNIVERSIDADE FEDERAL DE MINAS GERAIS.
5. Beraldo. (1987). *Moagem de Minérios em Moinhos Tubulares*. São Paulo: Edgard Blücher Ltda.
6. Bond C., F. (1961). *Crushing and Grinding Calculations*. Allis Chalmers Co. Publication.
7. Chaves A, P. (2002). *Teoria e Prática do Tratamento de Minérios* (2ª Edição ed., Vol. 1). São Paulo: Editora Signus.
8. Esk. (1986). Energy Usage in mineral processing. En Wills, & Barley, *Mineral processing at a crossroads* (págs. 133-155). Dordrecht: Martinus Nijhoff Publishers.
9. Hogg, & Fuerstenau. (1972). *Power Relations for Tumbling Mills* (Vol. 252). Trans. SME-AIME.
10. Hukki R., T. (1962). Proposal for a Solomonian Settlement Between the Theories of von Rittinger, Kick, and Bond. *Trans. AIME*.
11. Kelly E., G., & Spottiswood J., D. (1982). *Introduction to Mineral Processing*. New York: Autor.
12. Mular, A. L., Halbe, D. N., & Barrat, D. J. (2002). *Mineral Processing Plant Design, Practice and Control*. Littleton, Colorado: Society for Mining, Metallurgy, and Exploration, Inc. (SME).

13. Napier-Munn T., J., Morrell , S., Morrison R., D., & Kojovic T. (1996). *Mineral Comminution Circuits: Their Operation and Optimisation*. Brisbane: JKMRRC Monograph Mining and Mineral Processing 2, The University of Queensland.
14. Napier-Munn T., J., Morrell , S., Morrison R., D., & Kojovic T. (1999). *Mineral Comminution Circuits: Their Operation and Optimisation*. Brisbane: JKMRRC Monograph Mining and Mineral Processing 2, The University of Queensland.
15. Rowland C., A., & Kjos D., M. (1978). *Mineral Processing Plant Design*. New York: Society of Mining Engineers.
16. Sánchez, M. (16 de Julio de 2019). Minera Lincuna: “el año 2018 fue un año de retos, que terminamos con buenos resultados”. Lima, Perú: Rumbo Minero. Obtenido de [https://www.rumbominero.com/revista/entrevistas/minera-lincuna-el-ano-2018-fue-un-ano-de-retos-que-terminamos-con-buenos-resultados/#:~:text=Nuestro%20costo%20total%20operativo%20para,\)%20es%20de%20US%24%2060.](https://www.rumbominero.com/revista/entrevistas/minera-lincuna-el-ano-2018-fue-un-ano-de-retos-que-terminamos-con-buenos-resultados/#:~:text=Nuestro%20costo%20total%20operativo%20para,)%20es%20de%20US%24%2060.)
17. Sepúlveda J., E. (2004). *Methodologies for the Evaluation of Grinding Media Consumption Rates at Full Plant Scale, Minerals Engineering*.
18. Sepúlveda, J. E. (2010). La Cuarta Ley de la Molienda/Clasificación. *Rocas y minerales*, 50-74.
19. Sepulveda, J. E.-M. (2012). *Moly-Cop Tools (Nº de versión 3.0). Microsoft Excel 2007*. Chile: MolyCop - Derechos Reservados .
20. Wills, B. A., & Napier-Munn, T. (2006). *An Introduction to the Practical Aspects of Ore Treatment and Mineral Recovery*.

ANEXOS

REGISTRO FOTOGRÁFICO DEL ÁREA DE MOLIENDA DE LA CONCENTRADORA LINCUNA



Foto 1. Interior Molino 8 ft x 10 ft.



Foto 2. Interior Molino 9.5 ft x 12 ft.



Foto 3. Interior Molino 8 ft x 8 ft.



Foto 4. Interior Hidrociclón D20.



Foto 5. Hidrociclón D20.



Foto 6. Muestreo de la descarga de molinos primarios.



Foto 7. Medición de densidades de Pulpa.

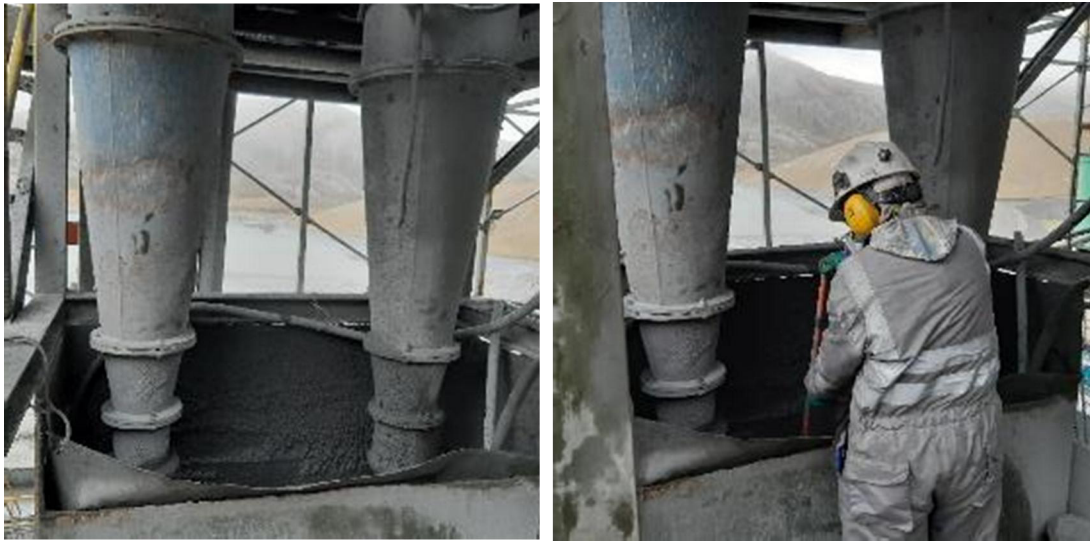


Foto 8. Muestreo en Hidrociclones.



Foto 9. Muestreo en Hidrociclones.



Foto 10. Equipos muestreados.



Foto 11. Equipos muestreados.



Foto 12. Molinos Secundarios.



Foto 13. Muestras tomadas en Planta Concentradora.



Foto 14. Materiales para el Proceso de Muestras.



Foto 15. Materiales para el Proceso de Muestras.



Foto 16. Materiales para el Proceso de Muestras.



Foto 17. Determinación de Gravedad Específica por el método de la fiola.



Foto 18. Deslamado de pulpa, sobre la malla número 400 (Tyler).



Foto 19. Proceso de muestras de Faja.



Foto 20. Tamizaje de muestras para el análisis granulométrico.



Foto 21. Pesado de los retenidos en cada malla, para el análisis granulométrico.

TABLAS DE LAS SIMULACIONES REALIZADAS PARA EL CIRCUITO INICIAL

CIRCUITO INICIAL DE LA PLANTA							
	t/hr	F80 1st	P80 1st	F80 2nd	P80 2nd	Tam Bola 1st	Tam Bola 2nd
F80=CTE F80=10076.8	50.00	10076.83	1027.24	1027.24	225.65	3.50	3.25
	55.00	10076.83	1139.62	1139.62	245.66	3.50	3.25
	60.00	10076.83	1285.36	1285.36	264.54	3.50	3.25
	65.00	10076.83	1449.39	1449.39	282.73	3.50	3.25
	70.00	10076.83	1607.38	1607.38	300.57	3.50	3.25
	75.00	10076.83	1759.45	1759.45	320.42	3.50	3.25
	80.00	10076.83	1905.93	1905.93	339.22	3.50	3.25
	85.00	10076.83	2036.64	2036.64	357.32	3.50	3.25
	90.00	10076.83	2141.04	2141.04	375.01	3.50	3.25
	95.00	10076.83	2240.11	2240.11	392.51	3.50	3.25
	100.00	10076.83	2334.46	2334.46	399.49	3.50	3.25
F80=CTE F80=5357.71	50.00	5357.71	701.93	701.93	193.56	3.50	3.25
	55.00	5357.71	795.20	795.20	209.51	3.50	3.25
	60.00	5357.71	880.96	880.96	226.39	3.50	3.25
	65.00	5357.71	955.97	955.97	242.56	3.50	3.25
	70.00	5357.71	1026.53	1026.53	258.10	3.50	3.25
	75.00	5357.71	1093.27	1093.27	273.23	3.50	3.25
	80.00	5357.71	1156.72	1156.72	288.10	3.50	3.25
	85.00	5357.71	1236.93	1236.93	303.08	3.50	3.25
	90.00	5357.71	1325.51	1325.51	318.71	3.50	3.25
	95.00	5357.71	1410.49	1410.49	333.77	3.50	3.25
	100.00	5357.71	1492.08	1492.08	348.45	3.50	3.25
F80=CTE F80=4487	50.00	4487.31	676.02	676.02	191.85	3.50	3.25
	55.00	4487.31	766.45	766.45	207.53	3.50	3.25
	60.00	4487.31	853.18	853.18	223.98	3.50	3.25
	65.00	4487.31	926.63	926.63	239.98	3.50	3.25
	70.00	4487.31	995.74	995.74	255.30	3.50	3.25
	75.00	4487.31	1061.12	1061.12	270.20	3.50	3.25
	80.00	4487.31	1123.30	1123.30	284.81	3.50	3.25
	85.00	4487.31	1184.06	1184.06	299.25	3.50	3.25
	90.00	4487.31	1268.02	1268.02	314.66	3.50	3.25
	95.00	4487.31	1348.41	1348.41	329.56	3.50	3.25
	100.00	4487.31	1425.43	1425.43	344.06	3.50	3.25

TABLAS DE LAS SIMULACIONES REALIZADAS PARA EL CIRCUITO MODIFICADO

CIRCUITO CON CLASIFICACIÓN PREVIA CCI							
	t/hr	F80 1st	P80 1st	F80 2nd	P80 2nd	Tam Bola 1st	Tam Bola 2nd
F80=CTE F80=10076.8	50.00	10071.01	1029.19	1029.19	222.28	3.50	3.25
	55.00	10071.01	1141.70	1141.70	238.39	3.50	3.25
	60.00	10071.01	1288.99	1288.99	253.43	3.50	3.25
	65.00	10071.01	1453.37	1453.37	267.85	3.50	3.25
	70.00	10071.01	1611.69	1611.69	281.91	3.50	3.25
	75.00	10071.01	1764.09	1764.09	295.76	3.50	3.25
	80.00	10071.01	1910.89	1910.89	310.56	3.50	3.25
	85.00	10071.01	2040.70	2040.70	325.17	3.50	3.25
	90.00	10071.01	2145.20	2145.20	339.21	3.50	3.25
	95.00	10071.01	2244.36	2244.36	352.81	3.50	3.25
	100.00	10071.01	2338.80	2338.80	366.11	3.50	3.25
F80=CTE F80=5357.71	50.00	5340.17	703.44	703.44	192.83	3.50	3.25
	55.00	5340.17	796.84	796.84	205.92	3.50	3.25
	60.00	5340.17	882.50	882.50	219.16	3.50	3.25
	65.00	5340.17	957.56	957.56	232.12	3.50	3.25
	70.00	5340.17	1028.16	1028.16	244.46	3.50	3.25
	75.00	5340.17	1094.93	1094.93	256.43	3.50	3.25
	80.00	5340.17	1158.41	1158.41	268.17	3.50	3.25
	85.00	5340.17	1239.53	1239.53	279.74	3.50	3.25
	90.00	5340.17	1328.12	1328.12	291.29	3.50	3.25
	95.00	5340.17	1413.10	1413.10	302.93	3.50	3.25
	100.00	5340.17	1494.68	1494.68	314.75	3.50	3.25
F80=CTE F80=4487	50.00	4487.31	677.42	677.42	191.32	3.50	3.25
	55.00	4487.31	767.97	767.97	204.20	3.50	3.25
	60.00	4487.31	854.63	854.63	217.10	3.50	3.25
	65.00	4487.31	928.12	928.12	229.95	3.50	3.25
	70.00	4487.31	997.27	997.27	242.14	3.50	3.25
	75.00	4487.31	1062.68	1062.68	253.94	3.50	3.25
	80.00	4487.31	1124.90	1124.90	265.49	3.50	3.25
	85.00	4487.31	1186.48	1186.48	276.88	3.50	3.25
	90.00	4487.31	1270.44	1270.44	288.19	3.50	3.25
	95.00	4487.31	1350.83	1350.83	299.43	3.50	3.25
	100.00	4487.31	1427.85	1427.85	311.11	3.50	3.25

TABLA DE SIMULACIONES PARA EVALUAR EL CIRCUITO A ÓPTIMO

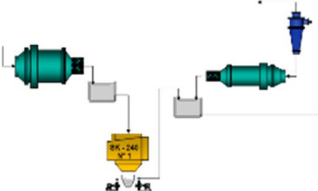
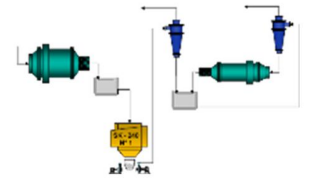
		EVALUACIÓN DE CIRCUITOS							
		t/hr	F80 1st	P80 1st	F80 2nd	P80 2nd	Presión	Tam Bola 1st	Tam Bola 2nd
CONDICIÓN 1 (CIRCUITO INICIAL) 		50.00	5357.71	701.93	701.93	193.56	9.18	3.50	3.25
		55.00	5357.71	795.20	795.20	209.51	11.03	3.50	3.25
		60.00	5357.71	880.96	880.96	226.39	13.11	3.50	3.25
		65.00	5357.71	955.97	955.97	242.56	15.44	3.50	3.25
		70.00	5357.71	1026.53	1026.53	258.10	18.02	3.50	3.25
		75.00	5357.71	1093.27	1093.27	273.23	20.89	3.50	3.25
		80.00	5357.71	1156.72	1156.72	288.10	24.06	3.50	3.25
		85.00	5357.71	1236.93	1236.93	303.08	27.56	3.50	3.25
		90.00	5357.71	1325.51	1325.51	318.71	31.43	3.50	3.25
		95.00	5357.71	1410.49	1410.49	333.77	35.71	3.50	3.25
		100.00	5357.71	1492.08	1492.08	348.45	40.46	3.50	3.25
CONDICION 2 (CIRCUITO MODIFICADO CON CLASIFICACION PREVIA Y CCI) 		50.00	5357.71	703.44	703.44	192.83	4.21	3.50	3.25
		55.00	5357.71	796.84	796.84	205.92	4.94	3.50	3.25
		60.00	5357.71	882.50	882.50	219.16	5.77	3.50	3.25
		65.00	5357.71	957.56	957.56	232.12	6.69	3.50	3.25
		70.00	5357.71	1028.16	1028.16	244.46	7.73	3.50	3.25
		75.00	5357.71	1094.93	1094.93	256.43	8.87	3.50	3.25
		80.00	5357.71	1158.41	1158.41	268.17	10.13	3.50	3.25
		85.00	5357.71	1239.53	1239.53	279.74	11.51	3.50	3.25
		90.00	5357.71	1328.12	1328.12	291.29	13.01	3.50	3.25
		95.00	5357.71	1413.10	1413.10	302.93	14.64	3.50	3.25
		100.00	5357.71	1494.68	1494.68	314.75	16.40	3.50	3.25

TABLA DE SIMULACIONES PARA EVALUAR EL TAMAÑO DE BOLAS OPTIMO

		OPTIMIZACIÓN DEL TAMAÑO DE BOLAS						
		t/hr	F80 1st	P80 1st	F80 2nd	P80 2nd	Tam Bola 1st	Tam Bola 2nd
VARIANDO BOLAS EN PRIMARIO		80.00	5357.71	968.74	968.74	247.17	2.50	3.25
		80.00	5357.71	1020.72	1020.72	253.24	2.75	3.25
		80.00	5357.71	1069.04	1069.04	258.71	3.00	3.25
		80.00	5357.71	1114.22	1114.22	263.66	3.25	3.25
		80.00	5357.71	1156.72	1156.72	268.17	3.50	3.25
VARIANDO BOLAS EN SECUNDARIO MOL PRIM 2.5"		80.00	5357.71	968.74	968.74	242.09	2.50	1.50
		80.00	5357.71	968.74	968.74	243.96	2.50	2.00
		80.00	5357.71	968.74	968.74	245.43	2.50	2.50
		80.00	5357.71	968.74	968.74	246.64	2.50	3.00
		80.00	5357.71	968.74	968.74	247.67	2.50	3.50

**TABLA DE SIMULACIONES PARA EVALUAR EL TONELAJE DE
ALIMENTACIÓN**

	AJUSTES DE OPTIMIZACIÓN								
	t/hr	F80 1st	P80 1st	F80 2nd	P80 2nd	Presión	Tam Bola 1st	Tam Bola 2nd	%CL
	80.00	5357.71	1001.55	1001.55	242.29	12.12	2.50	1.50	343.45
	81.00	5357.71	1013.66	1013.66	244.49	12.44	2.50	1.50	348.53
	82.00	5357.71	1025.66	1025.66	246.68	12.76	2.50	1.50	353.62
	83.00	5357.71	1037.54	1037.54	248.86	13.09	2.50	1.50	358.70
	84.00	5357.71	1049.31	1049.31	251.04	13.43	2.50	1.50	363.77
F80 = 5357.71	85.00	5357.71	1060.97	1060.97	253.20	13.77	2.50	1.50	368.84

Lead Concentrate Pricing

PAYMENTS

Element:	Assays		Deduction		% Payable	Metal Price	US\$/mt
Pb%	62.55	%	3	%	95	2122	US\$/mt 1263.76
Ag	106.26	Oz/mt	1.61	Oz/mt	95	27.22	US\$/Oz 2747.73
Au	0.03	Oz/mt	0.00	Oz/mt	95	1778.4	US\$/Oz 43.45
Sum of Payments							4054.94

DEDUCTIONS

Treatment Charge		220.00	US\$/mt				220.00
Ag Refinement Maquila		1.50	US\$/Oz Payable				151.42
Au Refinement Maquila		6.00	US\$/Oz Payable				0.15
Price Scalator for Pb	Base Price	1800.00		Up	0.1	\$/TM	32.20
Deductions 1							403.76

PENALTIES

Element:	Assays		Tolerance	Penalty US\$/mt	Unit		US\$/mt
As	2.90	%	0.80	1.50	0.10	%	31.50
Sb		%	0.80	1.50	0.10	%	0.00
Bi		%	0.20	1.50	0.01	%	0.00
Deductions 2							31.50

Payment per dry metric tonne 3619.68 US\$/mt

Figura 47. Cuadro de valorización de concentrado de plomo de la planta Lincuna, considerando Precios de Metales LME (21/02/21). Fuente. Elaboración Propia.

Zinc Concentrate Pricing

PAYMENTS

Element:	Assays		Deduction		% Payable	Metal Price	US\$/mt
Zn%	46.63	%	8	%	85	2864	US\$/mt 1106.47
Ag	8.29	Oz/mt	3	Oz/mt	60	27.22	US\$/Oz 86.4037704
Au							
Sum of Payments							1192.87524

DEDUCTIONS

Treatment Charge		185.00	US\$/mt				185.00
Price Scalator for Zn	Base Price	2000.00	US\$	Up	0.1	US\$/mt	86.40
				Down	0.05	US\$/mt	0.00
Deductions 1							271.40

PENALTIES

Element:	Assays		Tolerance	Penalty US\$/mt	Unit		US\$/mt
Fe	13.20	%	9.00	1.00	1.00	%	4.20
As	13.20	%	2.00	0.20	0.10	%	22.40
Deductions 2							26.60

Payment per dry metric ton 894.88 US\$/mt

Figura 48. Cuadro de valorización de concentrado de zinc de la planta Lincuna, considerando Precios de Metales LME (21/02/21). Fuente. Elaboración Propia.



UNIVERSIDAD NACIONAL MAYOR DE
SAN MARCOS
Universidad del Perú, DECANA DE AMÉRICA

"Año de la universalización de la salud"

SOLICITUD

**SOLICITO: AUTORIZACIÓN PARA
USAR DATOS DE LA
EMPRESA EN LA
ELABORACIÓN DE MI TESIS.**

**Ing.
Jorge Ramirez Seminario
Gerente de Operaciones
CIA Minera Lincuna S.A**

Yo Claudio César Licla Quispe, identificado con DNI N°74243828, Bachiller en Ingeniería Metalúrgica, egresado de la Universidad Nacional Mayor de San Marcos actualmente me desempeño en la Compañía Minera Lincuna como Ingeniero Junior Metalurgista ante usted me presento y expongo:

Que, se presenta el proyecto de Tesis titulado: "Evaluación del circuito de Molienda – Clasificación en la planta concentradora de la compañía minera Lincuna S.A usando el software Moly Cop Tools"

En tal sentido, solicito aprobación y autorización para el uso de datos recopilados el 05 de abril del 2019, en la planta por mi persona con la finalidad de utilizarlos en la elaboración de mi tesis para optar el título Ingeniero metalurgista.

Se adjunta:

Atentamente,

Lima 28 de Octubre del 2020

Claudio César Licla Quispe
DNI: 74243828
Metalurgista Junior CIA Lincuna

Ing. Jorge Ramirez Seminario
Gerente de Operaciones
CIA Minera Lincuna

Imagen 1. Solicitud de autorización para usar datos de la empresa.



UNIVERSIDAD NACIONAL MAYOR DE
SAN MARCOS
Universidad del Perú, DECANA DE AMÉRICA

"Año de la universalización de la salud"

INSTRUCTIVO DEL PROYECTO DE TESIS

I. INFORMACIÓN DE LA TESIS

1. **Título:** Evaluación del circuito de Molienda – Clasificación en la planta concentradora de la compañía minera Lincuna S.A usando el software Moly Cop Tools
2. **Autor(es):**
 - Claudio César Licla Quispe
 - Jean Paul Padilla Fabian

II. MARCO LÓGICO

a) Situación o definición del problema: En la búsqueda de mayor rentabilidad, el área de molienda-clasificación de la Planta Concentradora en estudio, es un área indispensable para la liberación de las menas previo al proceso de flotación. Asimismo, representa un cuello de botella dentro de la cadena de valor, ya que restringe un incremento de tonelaje procesado que pueda cumplir, paralelamente, con la especificación de granulometría para flotación.

b) Hipótesis: El uso de modelos matemáticos en operaciones de molienda y clasificación permiten predecir el efecto de ciertas variables operacionales sobre la capacidad de molienda de la planta concentradora Lincuna.

c) Objetivo general:

- Evaluar el desempeño metalúrgico del circuito de molienda-clasificación existente.
- Evaluar el desempeño de diagramas de flujo alternativos y/o condiciones de operación mediante simulaciones, todo ello para optimizar el circuito en estudio.

d) Objetivos Específicos:

- Realizar un balance de masa, usar modelos matemáticos del software MolyCop 2.0 aplicados a la molienda de minerales.
- Determinar mediante simulación el tonelaje máximo que el circuito sea capaz de procesar y, a su vez, pueda cumplir con la granulometría óptima para el proceso de concentración, siendo ello factible económicamente.

Claudio César Licla Quispe
DNI: 74243828
Metalurgista Junior CIA Lincuna

Ing. Jorge Ramírez Seminario
Gerente de Operaciones
CIA Minera Lincuna

Imagen 2. Instructivo del proyecto de tesis.



"Año de la universalización de la salud"

FORMATO DE PRESENTACIÓN DEL TESISISTA

Fecha de presentación: 28 / 10 / 2020

I. DE LA TESIS

- **Título de la Tesis:**

"Evaluación del circuito de Molienda – Clasificación en la planta concentradora de la compañía minera Lincuna S.A usando el software Moly Cop Tools"

- **Área(s) de Ejecución:**

Circuito de Molienda Clasificación – Planta Concentradora

- **Tesistas:**

1. Claudio Cesar Licla Quispe
2. Jean Paul Padilla Fabian

Motivo de la realización del trabajo:

Pre-Grado()
Curso ()
Título (x)

Post-Grado ()
Especialidad ()
Maestría ()

II. DATOS DEL AUTOR:

- **Nombres y Apellidos:** Claudio César Licla Quispe
- **Dirección:** Av. Libertad S/N – San Antonio – Cañete
- **Correo electrónico:** Clcla2204@gmail.com
- **N° Telefónico(s):** 950762530

Claudio César Licla Quispe
DNI: 74243828
Metalurgista Junior CIA Lincuna

Ing. Jorge Ramirez Seminario
Gerente de Operaciones
CIA Minera Lincuna

Imagen 3. Formato de presentación del tesista.



UNIVERSIDAD NACIONAL MAYOR DE
SAN MARCOS
Universidad del Perú, DECANA DE AMÉRICA

"Año de la universalización de la salud"

DECLARACIÓN JURADA DE CONFIDENCIALIDAD Y RESERVA DE INFORMACIÓN

Yo, Claudio César Licla Quispe identificado con DNI N° 74243828
con domicilio fiscal Av. Libertad s/n - San Antonio - Cañete
en calidad de Ing. Junior Metalurgista de la empresa
Compañía Minera Lincuna SA

Declaro bajo juramento:

Tener el total compromiso de asegurar el respeto al ser humano y a su entorno basando mis criterios en la corriente bioética de los principios. Asegurando que la metodología de recolección de datos no representa riesgo alguno para los involucrados siendo acordes al principio de no maleficencia. Aseverando que el único fin es el de generar conocimiento útil a nivel nacional e internacional basados en el principio de beneficencia. Y siguiendo métodos de estudio ya establecidos y no direccionados respetando el principio de justicia.

Así mismo, me comprometo a guardar reserva y confidencialidad respecto a toda la información a la que tendré acceso de ser aprobado y autorizado el proyecto de Tesis y me comprometo; por ello, a informar, publicar, registrar o comunicar, adecuadamente el contenido de los documentos recibidos, reservándome el derecho de utilizar los datos que se me otorgan con fines netamente científicos salvaguardando la integridad, privacidad y anonimato de los involucrados.

Además, me comprometo a adoptar las medidas de bioseguridad necesarias con la diligencia debida, para evitar que toda o parte de la información sean observadas, reproducidas o manipuladas por personas no autorizadas al desarrollo del perfil o proyecto de investigación aprobado y autorizado; caso contrario asumiré la responsabilidad de las consecuencias legales y administrativas por el incumplimiento de estas medidas, falta ética o mala conducta en investigación antes y durante de la ejecución del mismo.

Por lo tanto, declaro que los datos contenidos en esta declaración jurada son verdaderos.

Lima 28 de Octubre del 2020

Claudio César Licla Quispe
DNI: 74243828
Metalurgista Junior CIA Lincuna

Ing. Jorge Ramírez Seminario
Gerente de Operaciones
CIA Minera Lincuna

Imagen 4. Declaración jurada de confidencialidad y reserva de información.

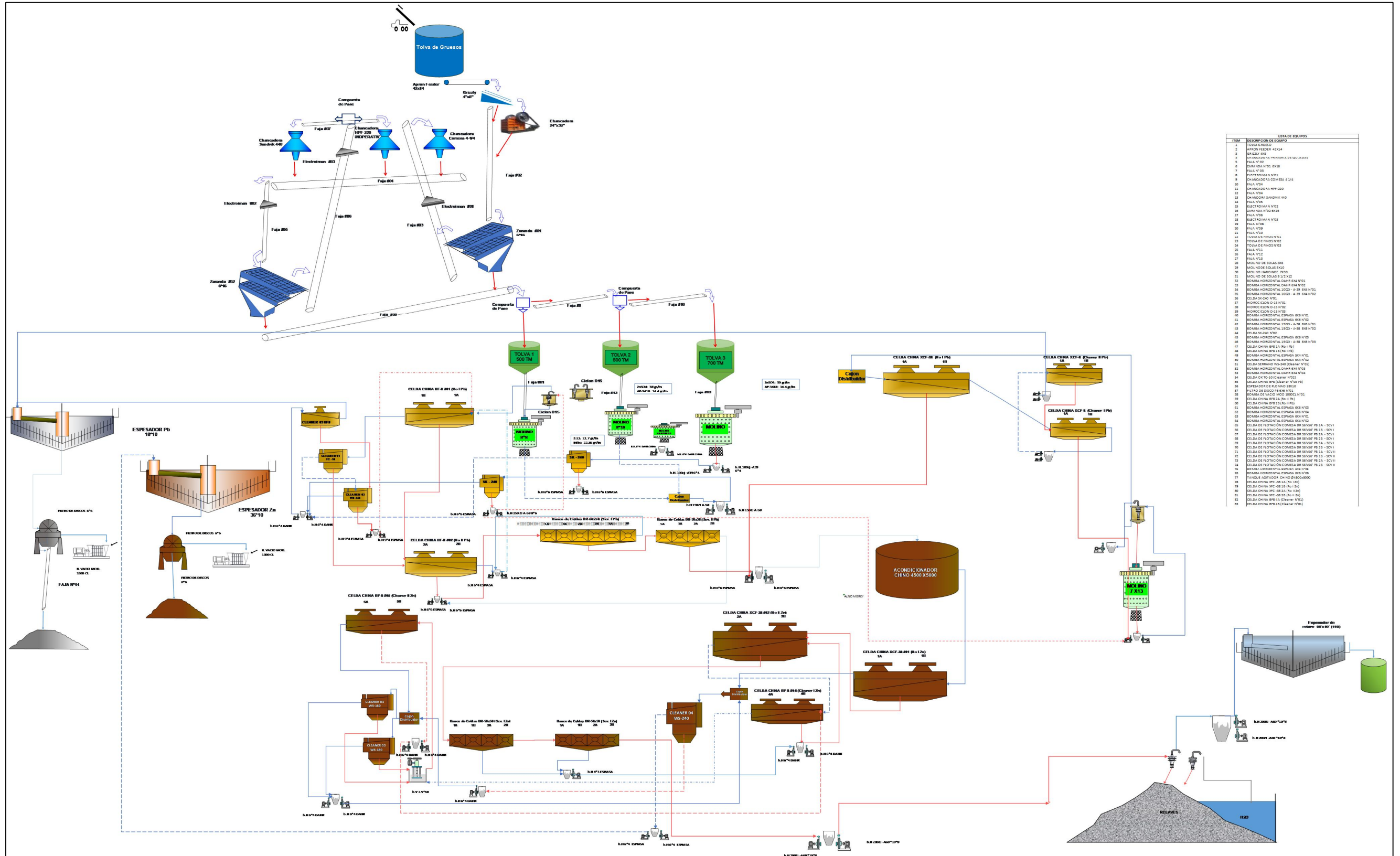


Figura 49. Diagrama de Flujo de la Concentradora Lincuna. Fuente. Departamento de Investigaciones Metalúrgicas de Lincuna.