



UNIVERSIDAD NACIONAL DEL ALTIPLANO DE PUNO
FACULTAD DE INGENIERÍA GEOLÓGICA Y
METALÚRGICA
ESCUELA PROFESIONAL DE INGENIERÍA METALÚRGICA



ESTUDIO TÉCNICO ECONÓMICO PARA INCREMENTAR LA
PRODUCCIÓN DE LA PLANTA CONCENTRADORA DE
MINERALES SAN CARLOS – PROVINCIA DE LAMPA –
REGIÓN PUNO

TESIS

PRESENTADA POR:

Bach. YANSON RENE TURPO CAHUANA

PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE:

INGENIERO METALURGISTA

PUNO – PERÚ

2019



DEDICATORIA

Mi tesis va dedicada a:

A dios por ser mi guía, mi fortaleza, por darme salud y por su bendición.

A mis padres Laureano Turpo Quispe y Teodora Paulina Cahuana Turpo, por ser mi principal pilar de inspiración, por su apoyo incondicional, por su amor, por sus enseñanzas, por hacer de mí una mejor persona cada día.

A mis hermanos; Job, José, Zulma y Ruzbel, por ser un soporte, por su cariño, por sus consejos, por compartir momentos maravillosos y que siempre están a lado mío.



AGRADECIMIENTOS

- A la Universidad Nacional del Altiplano de Puno por haberme brindado la oportunidad de poder estudiar en la facultad de Ingeniería Metalúrgica, a mis docentes en general de la escuela por sus enseñanzas y consejos.
- De igual forma a los miembros del jurado Dr. Pedro Alvaro Edwin Gallegos Pasco. M.Sc. Julio Alberto Maquera Gil. M.Sc. Oswaldo Luzver Maynas Condori. M.Sc. y director de tesis M.Sc. German Coillo Cotrado, por guiarme, por su asesoramiento efectivo, la cual hicieron posible terminar el presente trabajo.
- Y finalmente a toda mi familia y amigos que me apoyaron directa e indirectamente para sacar adelante el trabajo.



ÍNDICE GENERAL

	Pág.
DEDICATORIA	
AGRADECIMIENTOS	
ÍNDICE GENERAL	
ÍNDICE DE TABLAS	
ÍNDICE DE FIGURAS	
ÍNDICE DE ACRÓNIMOS	
RESUMEN	18
ABSTRACT.....	19

CAPÍTULO I

INTRODUCCIÓN

1.1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	21
1.1.1. Problema general.....	22
1.1.2. Problemas específicos	23
1.2. JUSTIFICACIÓN DEL PROYECTO	23
1.2.1. Justificación teórica.....	23
1.2.2. Justificación práctica	23
1.3. OBJETIVOS DE LA INVESTIGACION.....	24
1.3.1. Objetivo general	24
1.3.2. Objetivos específicos	24

CAPÍTULO II

REVISIÓN DE LITERATURA

2.1. CONMINUCIÓN.....	25
2.1.1. Principio de la conminución.....	26



2.2.	CHANCADO O TRITURACIÓN DE MINERALES	28
2.2.1.	Energía y reducción de tamaño	29
2.2.2.	Consumo específico de energía.....	29
2.2.3.	Relación de energía consumida y tamaño de partícula producido	29
2.2.4.	Tolvas usadas en la minería	30
2.2.4.1.	Tolvas de gruesos.....	33
2.2.4.2.	Tolvas de finos	34
2.2.5.	Alimentadores	34
2.2.5.1.	Apron feeder	34
2.2.6.	Trituradoras primarias	35
2.2.6.1.	Triturador de mandíbulas	35
2.2.6.2.	Trituradoras giratorias.....	37
2.2.7.	Trituración secundarias	39
2.2.7.1.	Trituradoras giratorias.....	39
2.2.7.2.	Trituradoras cónicas	39
2.2.8.	Trituradoras terciarias	41
2.3.	CRIBADO DE MINERALES	41
2.3.1.	Tipos de cribas	42
2.3.1.1.	Cribas estacionarias.....	42
2.3.1.2.	Cribas dinámicas	42
2.3.2.	Propósito del cribado.....	43
2.3.3.	Variables que influyen en la operación de cribado	43
2.4.	MOLIENDA DE MINERALES	44
2.4.1.	Tipos de molinos	46
2.4.2.	Etapas de molienda	47



2.4.2.1.	Molino de barras	47
2.4.2.2.	Molino de bolas.....	48
2.5.	CLASIFICACIÓN	50
2.5.1.	Equipos de clasificación.....	52
2.6.	FLOTACIÓN DE MINERALES.....	53
2.6.1.	Mecanismos de la flotación de Espumasx	54
2.6.1.1.	Minerales hidrofílicos	55
2.6.1.2.	Minerales hidrofóbicos	55
2.6.2.	Tipos de flotación.....	56
2.6.3.	Aspectos del proceso de flotación de espumas	57
2.6.4.	Reactivos de flotación	60
2.6.4.1.	Colectores.....	60
2.6.4.2.	Espumantes	61
2.6.4.3.	Modificadores	61

CAPÍTULO III

MATERIALES Y MÉTODOS

3.1.	UBICACIÓN GEOGRÁFICA DEL ESTUDIO.....	63
3.2.	METODOLOGÍA DE INVESTIGACIÓN.....	65
3.2.1.	Enfoque	65
3.2.2.	Población y muestra	65
3.2.2.1.	Población.....	65
3.2.2.2.	Muestra.....	66
3.2.3.	Operacionalización de variables e indicadores	66
3.2.4.	Técnicas e instrumentos de recolección de datos.....	66
3.2.4.1.	Técnicas empleadas.....	66



3.2.4.2.	Descripción de los instrumentos	67
3.2.5.	Técnicas para el procesamiento de la información	67
3.3.	MEMORIA DESCRIPTIVA ACTUAL DE LA PLANTA CONCENTRADORA	68
3.3.1.	Operaciones unitarias en la planta concentradora	68
3.3.1.1.	Recepción	68
3.3.1.2.	Almacenamiento	68
3.3.1.3.	Sección chancado	69
3.3.1.4.	Sección molienda clasificación	70
3.3.1.5.	Sección flotación	71
3.3.1.6.	Sección de concentrados	74
3.3.1.7.	Suministro de la energía eléctrica	74
3.4.	INCREMENTO DE LA PRODUCCIÓN PLANTA CONCENTRADORA SAN CARLOS	74
3.4.1.	Balance metalúrgico proyectado	74
3.4.2.	Dimensionamiento de los equipos	75
3.4.2.1.	Sección de chancado	76
3.4.2.2.	Sección molienda - clasificación	110
3.4.2.3.	Sección de flotación de minerales	141
3.4.3.	Evaluación económica	154
3.4.3.1.	Inversión	155
3.4.3.2.	Costos de operación actual	157
3.4.3.3.	Costos de operación proyectado	162
3.4.3.4.	Financiamiento	166
3.4.3.5.	Presupuesto de ingresos y egresos	167



3.4.3.6. Flujo neto de fondos y valor actual neto	168
3.4.3.7. Ley de corte crítica.....	170

CAPÍTULO IV

RESULTADOS Y DISCUSIÓN

RESULTADOS Y DISCUSIÓN	173
V. CONCLUSIONES	176
VI. RECOMENDACIONES	177
VII. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	178
ANEXOS	183

Área : Minería y Metalurgia

Tema : Estudio Técnico Económico

FECHA DE SUSTENTACIÓN: 27 de marzo del 2019



ÍNDICE DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Consumo de energía promedio en cada etapa	26
Tabla 2. Mecanismo de conminución en equipos de plantas mineras.....	28
Tabla 3. Datos generales sobre consumo de energía y acero en molinos.....	44
Tabla 4. Acceso al proyecto minero	63
Tabla 5. Operacionalización de variables	66
Tabla 6. Equipos de la sección chancado.	70
Tabla 7. Equipos de la sección molienda - clasificación.	71
Tabla 8. Equipos de la sección flotación	73
Tabla 9. Balance metalúrgico proyectado	74
Tabla 10. Condiciones para el dimensionamiento del Apron Feeder.....	87
Tabla 11. Especificaciones técnicas Apron Feeder SERIE MT	91
Tabla 12. Capacidad de alimento Apron Feeder	91
Tabla 13. Valores de cizallamiento de un Apron Feeder.....	92
Tabla 14. Factor A, abertura de malla y tipo de material alimentado - 1	99
Tabla 15. Factor A, abertura de malla y tipo de material alimentado - 2.....	100
Tabla 16. Factor B, sobre tamaño de alimentación	101
Tabla 17. Factor C, porcentaje pasante a la mitad de la malla en la alimentación ..	102
Tabla 18. Factor D, ubicación de la bandeja	103
Tabla 19. Factor E, cribado en húmedo o seco.....	103
Tabla 20. Factor F, densidad aparente del materia	103
Tabla 21. Factor H, forma de la abertura.....	104
Tabla 22. Granulometría de alimentación a la zaranda	106
Tabla 23. Valores típicos de Work Index	113



Tabla 24.	Conversión de circuito cerrado a circuito abierto.....	116
Tabla 25.	Interacciones realizadas para el cálculo del Work Index Corregido y valores teóricos de “D” y “L”.....	130
Tabla 26.	Velocidad crítica de molienda.....	131
Tabla 27.	Factor K, Molino de Bolas	132
Tabla 28.	Carga balanceada inicial de bolas para valores de B.....	133
Tabla 29.	Distribución del porcentaje en peso de bolas	134
Tabla 30.	Resultados experimentales obtenidos en el dimensionamiento del hidrociclón.....	141
Tabla 31.	Distribución de pulpa en alimento a acondicionadores para 200 TMSD	142
Tabla 32.	Relación de equipos a adquirir para 200 TM/día	154
Tabla 33.	Inversión proyectado planta concentradora SAN CARLOS	155
Tabla 34.	Costo fijo de capital - Proyecto San Carlos.....	156
Tabla 35.	Consumo de energía actual 50 TM/día.....	157
Tabla 36.	Reactivos usados con sus respectivos consumos.....	158
Tabla 37.	Costo anual en el consumo de reactivos.....	159
Tabla 38.	Consumo de bolas de acero kg/t del año 2016	160
Tabla 39.	Costo anual de consumo de acero.....	160
Tabla 40.	Salario anual	160
Tabla 41.	Costo total de operación anual	161
Tabla 42.	Consumo de energía proyectado para 200 TM/día.....	162
Tabla 43.	Reactivos usados con sus respectivos consumos.....	163
Tabla 44.	Costo anual en el consumo de reactivos.....	163
Tabla 45.	Consumo de bolas de acero kg/t.....	164
Tabla 46.	Costo anual de consumo de acero proyectado.....	164



Tabla 47.	Salario anual proyectado	165
Tabla 48.	Costo total de operación anual	166
Tabla 49.	Factor de amortización	167
Tabla 50.	Estructura de financiamiento	167
Tabla 51.	Balance metalúrgico proyectado	184
Tabla 52.	Determinación de la gravedad específica del mineral	185
Tabla 53.	Análisis granulométrico alimento planta.....	186
Tabla 54.	Determinación de la humedad del mineral	187
Tabla 55.	Distribución granulométrica tolva de finos	188
Tabla 56.	Distribución granulométrica descarga molienda primaria.....	189
Tabla 57.	Distribución granulométrica descarga molienda secundaria.....	190
Tabla 58.	Flujo de fondos ingresos.....	192
Tabla 59.	Flujo de fondos proyectado en dólares	193



ÍNDICE DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Mecanismo de fractura por compresión	27
Figura 2. Mecanismo de fractura por impacto	27
Figura 3. Mecanismo de fractura por fricción.....	28
Figura 4. Tipos de flujo: a) flujo másico; b) flujo canalizado.	31
Figura 5. Límites entre flujo másico y canalizado en tolvas planas y cónicas.	33
Figura 6. Tipos de trituradora de mandíbula.....	36
Figura 7. Sección transversal de un triturador de doble efecto.....	37
Figura 8. Chancadoras primarias, marca FLSMIDTH.....	38
Figura 9. Dimensiones de las chancadoras	38
Figura 10. Principio de funcionamiento de la chancadora secundaria.....	40
Figura 11. Conjuntos principales de la chancadora secundaria	40
Figura 12. Principio de funcionamiento de cribas	42
Figura 13. Equipos en la molienda	45
Figura 14. Proceso de molienda - liberación.....	46
Figura 15. Movimiento del mineral, según velocidad de giro.	49
Figura 16. Movimiento de la carga en el interior del molino	49
Figura 17. Partes principales de un Hidrociclón.....	50
Figura 18. Funcionamiento de un Hidrociclón	51
Figura 19. Circuito de molienda en una sola etapa	52
Figura 20. Proceso de flotación de espumas	54
Figura 21. Principio de flotación por espuma.....	56
Figura 22. Circuito de flotación convencionales.	60
Figura 23. Planta concentradora San Carlos	63



Figura 24.	Mapa grafica de la ubicación del proyecto	64
Figura 25.	Dimensiones de la tolva de gruesos.....	84
Figura 26.	Esquema frontal de un Apron Feeder	90
Figura 27.	Esquema lateral de un Apron Feeder.....	90
Figura 28.	Balace de materia chancado secundario.	96
Figura 29.	Flujo de carga zaranda vibratoria.	107
Figura 30.	Sistema de referencia no inercial.....	123
Figura 31.	Ley de corte Pb	172
Figura 32.	Ley de corte Zn.....	172
Figura 33.	Distribución granulométrica alimento planta	187
Figura 34.	Granulometría, alimento a zaranda vibratoria y eficiencia parcial.....	188
Figura 35.	Tolva de finos y descarga de molienda primaria.....	189
Figura 36.	Descarga de molienda primaria y descarga molienda secundaria	190
Figura 37.	Precio del plomo	191
Figura 38.	Precio del Zinc.....	191
Figura 39.	FLOWSHEET actual Planta Concentradora San Carlos.....	194
Figura 40.	FLOWSHEET proyectado Planta Concentradora San Carlos.....	195
Figura 41.	Características técnicas de un alimentador de placas	196
Figura 42.	Trituradoras giratorias superior MK-II - granulometría del producto	197
Figura 43.	Relación aproximada entre el tamaño de producto y abertura de malla de la criba.....	198
Figura 44.	Alambres recomendados y abertura libre de la malla (métrico).....	199
Figura 45.	Tabla comparativa de cribas estándar.....	200
Figura 46.	Inclinación máxima del transportador según el tipo de material.....	201
Figura 47.	Extractor TEC/Gráfico de selección.....	202



Figura 48. Planta concentradora de minerales San Carlos.....	203
Figura 49. Pruebas metalúrgicas	203



ÍNDICE DE ACRÓNIMOS

\$/TM	: Dólares por tonelada métrica
%	: Porcentaje
m³/h	: Metro cubico por hora
m³	: Metro cubico
µm	: Micrómetro o micra
cm	: Centímetro
ft	: Pie
g	: Gramo
h	: Hora
HP	: Caballos de fuerza (horse power)
kg/m³	: Kilogramo por metro cubico
kg/l	: Kilogramo por litro
kg/t	: Kilogramo por tonelada
kg	: Kilogramo
kgf	: Kilogramo fuerza
km	: Kilómetro
kW/TM	: Kilowatt por tonelada métrica
kW	: Kilowatt



kWh/día	: Kilowatt hora por día
kWh/t	: Kilowatt hora por tonelada
kWh/TC	: Kilowatt hora por tonelada corta
kWh	: Kilowatt hora
lb/ft³	: Libra por pie cubico
lb	: Libra
m/min	: Metro por minuto
m/s	: Metro por segundo
m	: Metro
mg/m³	: Miligramo por metro cubico
mg/l	: Miligramo por litro
mm	: Milímetro
Pa	: Pascal
Pb	: Plomo
pH	: Potencial de hidrogeno
ppm	: Partes por millón
psi	: Libras por pulgada cuadrada (pound per square inch)
RC	: Radio de concentración
Rpm	: Revolución por minuto



rps	: Revolución por segundo
t/m³	: Tonelada por metro cubico
t/día	: Tonelada por día
t/h	: Tonelada por hora
TC/h	: Tonelada corta por hora
TC	: Tonelada corta
TIR	: Tasa interna de retorno
TM/año	: Tonelada métrica por año
TM/día	: Tonelada métrica por día
TM	: Tonelada métrica
TMH	: Tonelada métrica húmeda
TMS/día	: Tonelada métrica seca por día
TMS/h	: Tonelada métrica seca por hora
UNA	: Universidad Nacional del Altiplano
V	: Voltio
VAN	: Valor actual neto
Wh	: Vatio hora
Zn	: Zinc



RESUMEN

El presente trabajo tiene por objetivo principal la evaluación técnica y económica para incrementar la producción de la planta de procesamiento de minerales San Carlos, de 50 TM/día para un tratamiento de 200 TM/día que se localiza en el centro poblado Chilahuito, distrito de Paratia, provincia de Lampa, departamento de Puno. En la actualidad los equipos que cuenta la planta tienen capacidades limitada al tratamiento actual. Por esa razón se modificará e implantará equipos nuevos y la optimización de los mismos para así poder obtener resultados positivos y superar la recuperación actual, se modificará las secciones de chancado, molienda, flotación y relave, en el presente estudio se muestran las consideraciones técnicas aplicadas a una planta de beneficio. En el primer capítulo se menciona la justificación y los objetivos planteados, en el segundo capítulo se menciona teoría básica importante sobre las diferentes etapas de procesamiento de mineral en una planta concentradora, como los principales equipos utilizados en la industria metalúrgica, así como teoría de flotación de minerales, en el tercer capítulo se explica los materiales y métodos utilizados, la descripción del proceso de beneficio actual, al enfocarnos en el incremento de producción de la planta de beneficio, fue primordial el levantamiento del diagrama de proceso, el cual muestra los equipos y los parámetros con los que se trabajara, se dimensiono los principales equipos de planta, utilizando datos netamente empíricos y métodos conocidos. También se muestra las consideraciones de inversión y evaluación económica del proyecto donde se especifica la relación de equipos necesarios a adquirir, así como la inversión que se pretende realizar.

Palabras clave: Estudio técnico, estudio económico, incremento, producción, optimización.



ABSTRACT

The main objective of this work is the technical and economic evaluation to increase the production of the San Carlos ore processing plant, from 50 MT/day to a treatment of 200 MT/day, located in the town of Chilahuito, district of Paratia, province of Lampa, department of Puno. At present, the plant's equipment has limited capacity for the current treatment. For this reason, new equipment and its optimization will be modified and implemented in order to obtain positive results and overcome the current recovery. The crushing, grinding, flotation and tailings sections will be modified. In the first chapter the justification and objectives are mentioned, in the second chapter important basic theory is mentioned about the different stages of ore processing in a concentrator plant, such as the main equipment used in the metallurgical industry, as well as mineral flotation theory, in the third chapter the materials and methods used are explained, The third chapter explains the materials and methods used, the description of the current beneficiation process, by focusing on the increase of production of the beneficiation plant, it was essential the process diagram, which shows the equipment and the parameters with which it will work, the main plant equipment was sized, using purely empirical data and known methods. It also shows the investment considerations and economic evaluation of the project, which specifies the list of necessary equipment to be acquired, as well as the investment to be made.

Keywords: Technical study, economic study, increment, production, optimization.



CAPÍTULO I

INTRODUCCIÓN

El Perú es un país de antigua tradición minera, tradición que mantiene y cultiva gracias a la presencia de empresas líderes a nivel internacional. Contamos con un enorme potencial geológico, la presencia de la cordillera de los andes a lo largo del territorio, constituye nuestra principal fuente de recursos minerales. A nivel mundial y latinoamericano el Perú se ubica entre los primeros productores de diversos metales, (oro, plata, cobre, plomo, zinc, hierro, estaño, molibdeno, telurio, entre otros), lo cual es reflejo no sólo de la abundancia de recursos y la capacidad de producción de la actividad minera peruana, sino de la estabilidad de las políticas económicas en nuestro país (Ministerio de Energía y Minas [MEM], s.f.).

La industria minera cuenta con plantas de concentración de minerales que tienen procesos ordinarios como son; chancado, clasificación, molienda, flotación, espesamiento y filtrado. En estos procesos se usan diferentes equipos de acuerdo a las características iniciales del mineral como son; tamaño, dureza, humedad y las propiedades que se quieren obtener en la etapa final del mineral ya concentrado.

La planta San Carlos procesa principalmente minerales complejos de sulfuros de Pb-Zn-Ag con pirita como ganga, la composición mineralógica es muy variable y compleja. El mineral predominante de plomo es la galena y el de zinc la marmatita. El proceso aplicado es la flotación selectiva de los minerales de plomo y zinc con el objetivo de obtener concentrados separados de los mismos, las etapas que comprende la planta corresponden a una convencional de flotación selectiva de los sulfuros de plomo y zinc,



siendo las siguientes; chancado, molienda, clasificación, flotación, filtrado y disposición de Relaves.

Se ha considerado el incremento de producción de la planta concentradora San Carlos los mismos que serán diseñados para producir hasta alcanzar la meta propuesta de 200 TMS/día, también el cambio por otros equipos modernos de mejor procesamiento. Adicionalmente cabe mencionar que la planta desde su inicio de operación trabaja con agua recirculada al 100%, para no verter esta agua del proceso al medio ambiente y así preservar la flora y fauna de la zona de influencia.

1.1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

Si bien los aportes de la minería a nivel global están bien identificados, son más difíciles de identificar cuando se pasa a un enfoque local y regional. Esto sucede en gran parte debido a la falta de información estadística y de estudios técnicos que analicen dichos sectores a esos niveles (Kuramoto y Glave, 2007).

La trascendencia del Perú como país minero a nivel mundial ha sido notoria a través de los años la cual tiene un impacto directo en la economía peruana, siendo un motor indiscutible para el crecimiento y desarrollo de la población. Así, en el 2018, la minería representó alrededor del 10% del PBI nacional y cerca del 61% del valor total de las exportaciones peruanas, resaltando la participación del cobre en más del 50% del PBI Minero Metálico (Ministerio de Energía y Minas , 2018).

En gran parte la problemática de la pequeña minería se da por el soporte del estado, que en la actualidad no presenta destellos de solución, a lo largo del tiempo se mantiene como un problema complejo, dando en algunos casos soluciones unilaterales, de corto plazo, sin poder contar con una visión integral del problema, que incluya los aspectos ambientales, económicos, políticos, sociales y culturales. Estos sectores se



caracterizan por las precarias condiciones de las personas que en muchos casos adquieren consecuencias para su salud y su esperanza de vida, por el bajo ingreso que perciben.

En particular la región de Puno se caracteriza por su tradición minera a lo largo del tiempo, en la mayoría de los casos impulsado por empresarios, emprendedores y pequeños mineros que buscan su desarrollo.

La planta de procesamiento de minerales en estudio tiene una baja producción, considerando que es pequeña minería que dificulta aún más su desarrollo. Por lo cual se hizo un análisis, obteniendo que los equipos que cuenta la planta concentradora no trabajan adecuadamente, por otro lado, algunos equipos son de segundo uso, en algunos casos perdiendo la eficiencia de concentración, afectando de manera significativa en la recuperación por ende en la producción, a esto se suma la variabilidad de las leyes del mineral proveniente de mina dificultando aún más el buen funcionamiento del proceso.

Por lo cual se hace necesario realizar un estudio técnico económico que busca apoyar su desarrollo incrementando la producción de la planta concentradora de minerales San Carlos de 50 TMS/día a 200 TMS/día mejorando los ingresos y generar beneficios para sus socios e inversionistas, aportando a dinamizar la economía local y regional generando puestos de trabajo y pago de impuestos.

1.1.1. Problema general

¿En qué medida al efectuar un estudio técnico económico permitirá el incremento de la producción de la planta concentradora de minerales San Carlos?



1.1.2. Problemas específicos

- ¿Será posible el dimensionamiento de equipos, y la obtención de la memoria de cálculo de los mismos, para incremento de la producción de la planta concentradora de minerales San Carlos?
- ¿Será posible obtener los costos y estructura de inversión en el incremento de la producción de la planta concentradora de minerales San Carlos?
- ¿En qué medida los indicadores de rentabilidad se relacionan en el incremento de la producción de la planta concentradora de minerales San Carlos?

1.2. JUSTIFICACIÓN DEL PROYECTO

1.2.1. Justificación teórica

El presente estudio se desarrolló con el fin de aportar a la organización, en su estructura, proceso, que puede ser tomado como base para poder facilitar el desarrollo del proyecto (incrementar la producción de la planta concentradora), y demostrar que mediante una evaluación y análisis es posible que los empresarios pertenecientes a este estrato pueden aspirar a un crecimiento, con mejores ganancias obteniendo mejor calidad de vida para todos los colaboradores de la empresa.

1.2.2. Justificación práctica

El resultado obtenido en la presente investigación servirá para tomar decisiones a la alta dirección y poder permitir el crecimiento de la rentabilidad de la empresa, por lo tanto, tendrá un impacto económico favorable. Actualmente el precio del mineral de plomo y zinc se encuentra en valor aceptable y que favorece la rentabilidad. De igual forma beneficiará principalmente a dinamizar el comercio por los servicios generados por



el proyecto, la contratación de personal y las acciones de abastecimiento de bienes y servicios que demandará la construcción, permitiendo en cierta forma elevar los niveles de ingreso de la población y su entorno familiar.

1.3. OBJETIVOS DE LA INVESTIGACION

1.3.1. Objetivo general

Efectuar un estudio técnico económico para incrementar la producción de la Planta Concentradora de minerales San Carlos.

1.3.2. Objetivos específicos

- Obtener el dimensionamiento de equipos, obteniendo la memoria de cálculo de los mismos para, incrementar la producción de la planta concentradora de minerales San Carlos.
- Determinar los costos y estructura de inversión para incrementar la producción de la planta concentradora de minerales San Carlos.
- Determinar la relación de los indicadores de rentabilidad para incrementar la producción de la planta concentradora de minerales San Carlos.



CAPÍTULO II

REVISIÓN DE LITERATURA

2.1. CONMINUCIÓN

“Debido a que los minerales se encuentran finamente diseminados e íntimamente asociados con la ganga, deben ser liberados antes de realizar un proceso de separación” (Carcamo, 2003, p.91). Para la etapa de concentración es necesario que las especies estén completamente separadas o también llamado grado de liberación. Wills & Tim (2006) afirman:

Los explosivos se utilizan en la minería para eliminar minerales de sus lechos naturales, y la voladura puede considerarse como la primera etapa de la conminución. La conminución en la planta de procesamiento de minerales, o "molino", tiene lugar como una secuencia de procesos de trituración y molienda. La trituración reduce el tamaño de partícula del mineral en ejecución a un nivel tal que la molienda se puede llevar a cabo hasta que el mineral y la ganga se produzcan sustancialmente como partículas separadas (p.108).

Cabe mencionar que la etapa de trituración o chancado se realiza en seco, y “el mecanismo de reducción de tamaño es la compresión o impacto” (Carcamo, 2003, p.91). Mientras tanto la etapa de molienda se realiza en húmedo y “el mecanismo de reducción es abrasión e impacto del material por el movimiento de los medios de molienda, tales como barras bolas, o el mismo material” (Carcamo, 2003, p.91). Las etapas mencionadas son las que consumen mayor cantidad de energía es por eso que se tiene que tomar mayor encuentra, a continuación, podemos observar en la tabla 1, los rangos de tamaño de aplicación en cada etapa.

Tabla 1. Consumo de energía promedio en cada etapa

Etapa	Sub-etapa	Rango Tamaño	Consumo Energía kWh/t	Equipo
Trituración (100 cm-0.5 cm)	Primaria	100 cm-10 cm	0.35	Trituradora Mandíbula y Giratoria
	Secundaria	10 cm-1 cm (4"-3/8")	0.3 - 3	Trituradora Cono Estándar
	Terciaria	1 cm - 0.5 cm (3/8"-1/4")	0.3 - 3	Trituradora Cono Cabeza Corta
Molienda 10 cm-10 mm)	Primaria	10 mm - 1 mm	3 - 6	Molino de Barras
	Secundaria	1 mm - 100 mm	10	Molino de Bolas
	Terciaria	100 mm - 10 mm	10 - 30	Molino de Bolas

Fuente: Carcamo (2003, p.91).

2.1.1. Principio de la conminución

Uno de los mecanismos de conminución es la fractura que se basa en “la fragmentación del mineral en varias partes debido a un proceso de deformación no homogénea. Los métodos de aplicar fractura en un mineral son; compresión, impacto y fricción” (Tecsop, 2015, p.3).

Compresión: La compresión es un proceso mecánico que consiste en someter al mineral a la acción de dos fuerzas opuestas para producir la fragmentación y disminución de tamaño del mineral. Producto de esta fragmentación, se producen pocas partículas de tamaños similares (Tecsop, 2015, p.3).

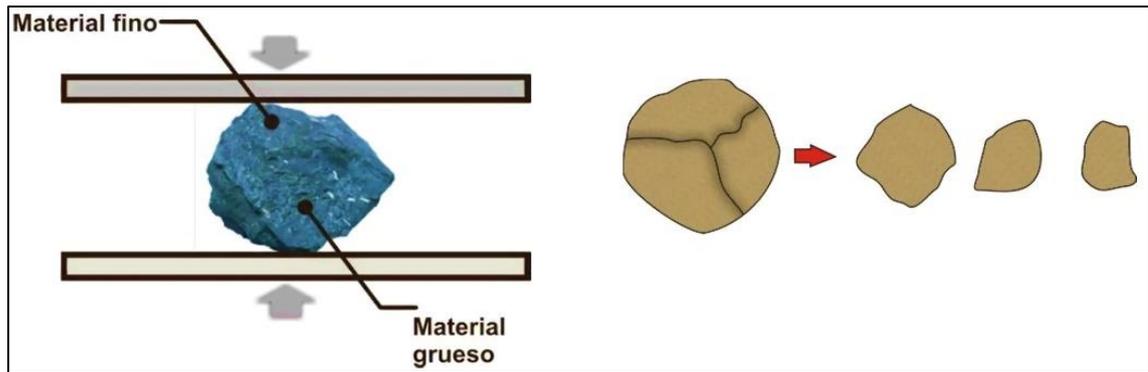


Figura 1. Mecanismo de fractura por compresión

Fuente: Tecsup (2015, p.3).

Impacto: El impacto es el choque o colisión entre dos partículas que puede ser el mineral con mineral, mineral con las paredes del equipo o mineral contra bolas de acero, como se da por ejemplo en los molinos de bolas. También se puede definir al impacto como la aplicación de esfuerzos de tracción a alta velocidad, de esta manera la partícula absorbe más energía que la necesaria para romperse. El producto, normalmente, es muy similar en forma y tamaño (Tecsup, 2015, p.4).

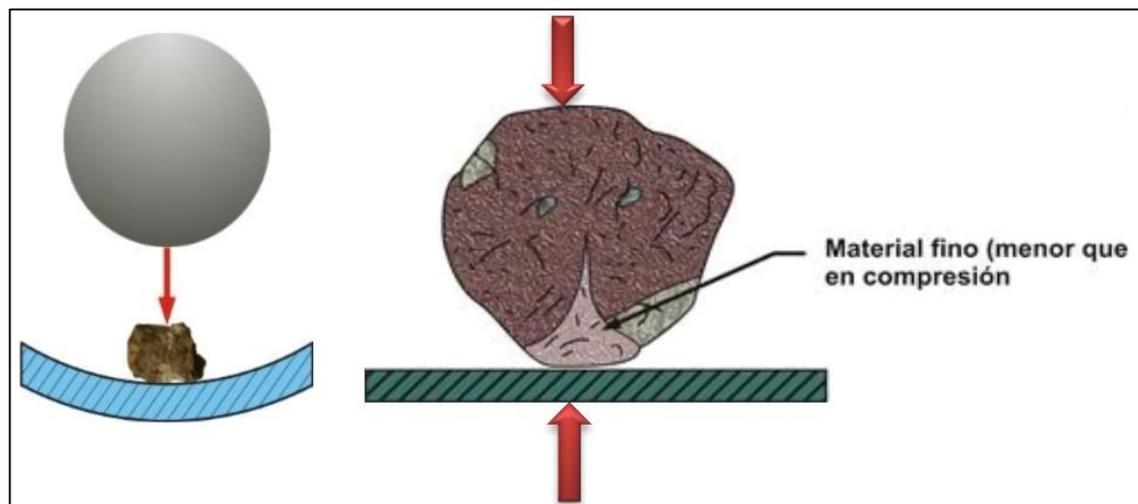


Figura 2. Mecanismo de fractura por impacto

Fuente: Tecsup (2015, p.84).

Fricción (Cizalle): La fricción ocurre cuando se realiza un esfuerzo secundario al aplicar esfuerzos de compresión y de impacto, este sucede al frotar o rozar las partículas con otras entre sí o contra medios de molienda o revestimientos del equipo, produciendo

la fractura del mineral por abrasión, generando 2 fracciones de tamaño. Una gruesa de tamaño similar al original y otra de tamaño muy fino con respecto al original (Tecsup, 2015, p.4).

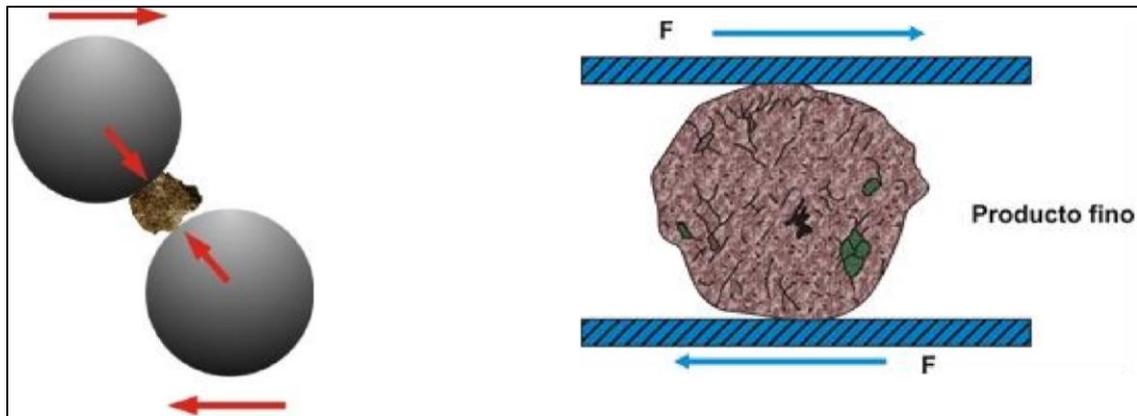


Figura 3. Mecanismo de fractura por fricción

Fuente: Tecsup (2015, p.4).

Tabla 2. Mecanismo de conminución en equipos de plantas mineras.

Tipo de carga aplicada	Mecanismo de fractura	Distribución de tamaño de partícula.
Compresión	Compresión.	Partículas gruesas y algunos finos.
Impacto	Estallido por fuerzas de tracción aplicadas a alta velocidad	Partículas homogéneas.
Fricción	Abrasión por esfuerzo cortante superficial	Finos y gruesos.

Fuente: Tecsup (2015, p.5).

2.2. CHANCADO O TRITURACIÓN DE MINERALES

La trituración es la primera etapa mecánica del proceso de conminución en la cual el objetivo principal es la liberación de los valiosos minerales de la ganga. Generalmente es una operación en seco y generalmente se realiza en dos o tres etapas (Wills & Tim, 2006, p.118). Es importante tener en cuenta algunas definiciones.

2.2.1. Energía y reducción de tamaño

Navarro (s.f.) menciona que, desde los primeros años de aplicación la industrial de los procesos de conminución en campo de beneficio de minerales, se constató la importancia de consumo de energía específica como parámetro controlante de la reducción de tamaño y granulometría final del producto en cada etapa de conminución.

2.2.2. Consumo específico de energía

Navarro (s.f.) define como la energía que se debe consumir para provocar la fractura de una tonelada de mineral que se procesa, se mide en kWh/t. en forma práctica se calcula como la razón entre el consumo de potencia del circuito de reducción de tamaños (normalmente la potencia consumida por el equipo de reducción de tamaños) en kW y el flujo de alimentación fresca al circuito en t/h.

$$E = \frac{P}{F} kWh/t \quad \dots \text{(Ec.30)}$$

2.2.3. Relación de energía consumida y tamaño de partícula producido

Encada etapa de conminución de minerales, el consumo de energía específica es un parámetro controlante de la reducción de tamaño y granulometría final del producto. La energía consumida se encuentra estrechamente relacionada con el grado de reducción de tamaño alcanzado por las partículas, según en la etapa que corresponda (Navarro, s.f).

Postulado de Bond (3^{ra} ley de conminución)

F. Bond (1952) postula indicando que “La energía consumida para reducir el tamaño 80% de una materia, es inversamente proporcional a la raíz cuadrada de este tamaño, definiéndose el tamaño 80% en peso de las partículas”.



$$E = 10W_i \left[\frac{1}{\sqrt{F_{80}}} - \frac{1}{\sqrt{F_{20}}} \right] \quad \dots \text{(Ec.31)}$$

W_i “El índice de trabajo es el parámetro de conminución que expresa la resistencia del material a la trituración” (Napier-Munn *et al.*, 1999, p.58).

Postulado de Bond o WORK INDEX

El W_i depende del material (resistencia a la conminución), el equipo a utilizar y las condiciones de operación y se determina experimentalmente, mediante de un ensayo estándar de laboratorio. “ W_i representa la resistencia del mineral a ser fracturado y se mide en kWh/t.” (Navarro, s.f).

En la industria metalúrgica esencialmente en planta de procesamiento de minerales se utilizan diferentes tipos de máquinas de trituración y suelen clasificarse de acuerdo a la etapa en que se utilizaran y el tamaño de material a ser tratado.

2.2.4. Tolvas usadas en la minería

Una de las ventajas de las tolvas es que ayuda a proporcionar un flujo uniforme de mineral al circuito posterior, en donde mantiene un medio de mezclado para proporcionar una ley de alimentación uniforme, de manera que se puede trabajar de forma continua. Los problemas en operación son numerosos, como las paredes que pueden ser deformados por los golpes, o por haber sido inyectado chorros de aire comprimido, y en algunos casos hasta atacado con explosivos para restablecer el flujo del mineral. En la actualidad se ha logrado adelantos importantes en el diseño y la operación de las tolvas una de ellas los vibradores.

Los dos principales tipos de flujo en una tolva, siguiendo la definición dada por [Jenike, 1961] y [Jenike, 1964], son el flujo másico y el flujo canalizado (Pernish, 2010, p.3).

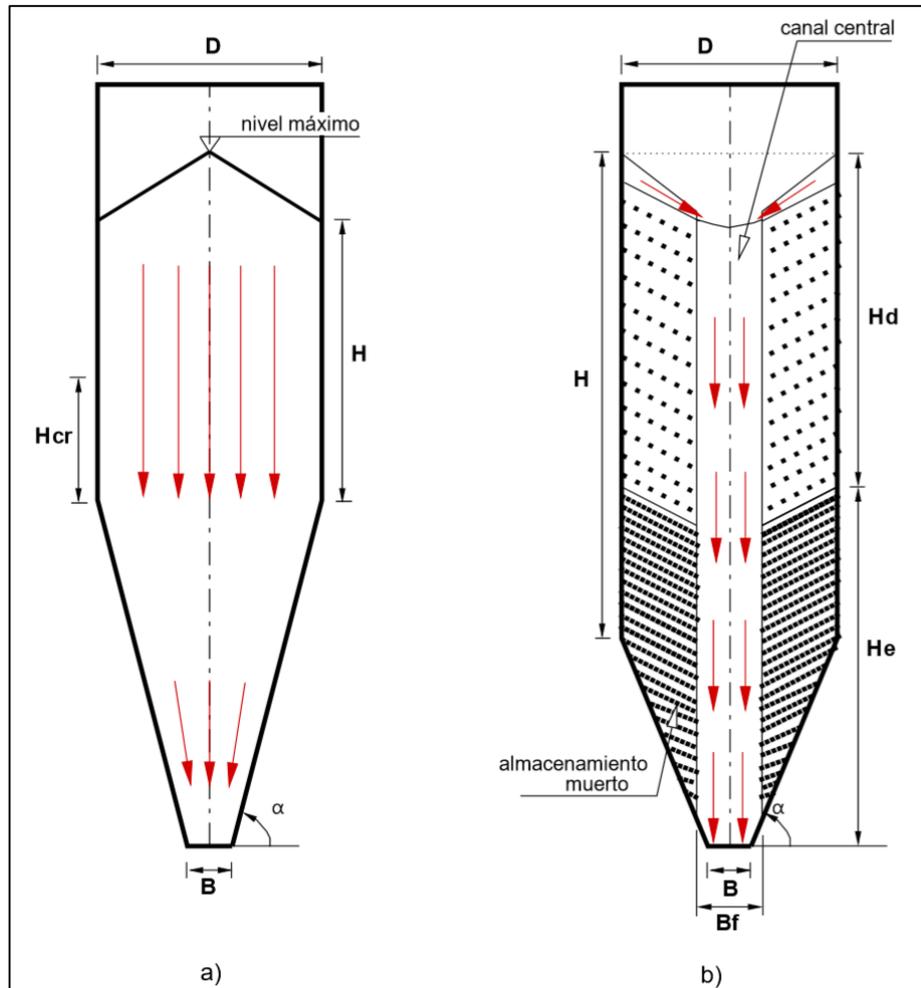


Figura 4. Tipos de flujo: a) flujo másico; b) flujo canalizado.

Fuente: Pernish (2010, p.3).

Si durante la descarga se produce un flujo de tipo másico, esto significa que en todo punto dentro del depósito el material se encuentra en movimiento como se muestra en la figura 6a. Es decir que hay flujo de sólido almacenado a lo largo de las paredes verticales del depósito y de las paredes del embudo que forma la tolva. Este tipo de flujo garantiza una descarga completa a velocidades predecibles y tiene un patrón de flujo del tipo primero entrado primero salido. Si el depósito está bien diseñado se produce un remezclado del material durante la descarga que contrarresta en alguna medida la



segregación que pudo tener el material cuando se llenó el depósito en forma concéntrica (Pernish, 2010, p.2).

Si las paredes de la tolva no tienen la inclinación suficiente o son rugosas, ocurre un flujo de tipo canalizado durante la descarga por gravedad como en la figura 4 b. Esto significa que el sólido almacenado se estanca en la zona cercana a las paredes y cae desde la superficie superior del material dentro del canal de flujo vertical que se forma sobre la abertura de salida. El patrón de flujo es errático y genera problemas de segregación. El tipo de flujo es último entrado primero salido, que resulta inconveniente si el material se degrada con el tiempo (cereales). El flujo canalizado también trae inconvenientes con los materiales con baja permeabilidad ya que el flujo suele ser provocado inyectando aire a presión lo que provoca problemas en el flujo o bien un flujo descontrolado (Pernish, 2010, p.3).

Una de las cosas positivas de un flujo canalizado es que el material retenido en las paredes protege el desgaste producido por el deslizamiento del material que eso baria envase a las características de los mismos.

El límite entre ambos diseños, para depósitos simétricos y tolvas de tipo cono, está en función del ángulo de inclinación de las paredes de la tolva. Por lo general, los depósitos tanto simétrico y asimétrico se resumen en lo siguiente; los simétricos tiene un funcionamiento mejor y los de asimétrico en algunos casos tiene problemas de segregación para materiales de distintos tamaños y flujo libre.

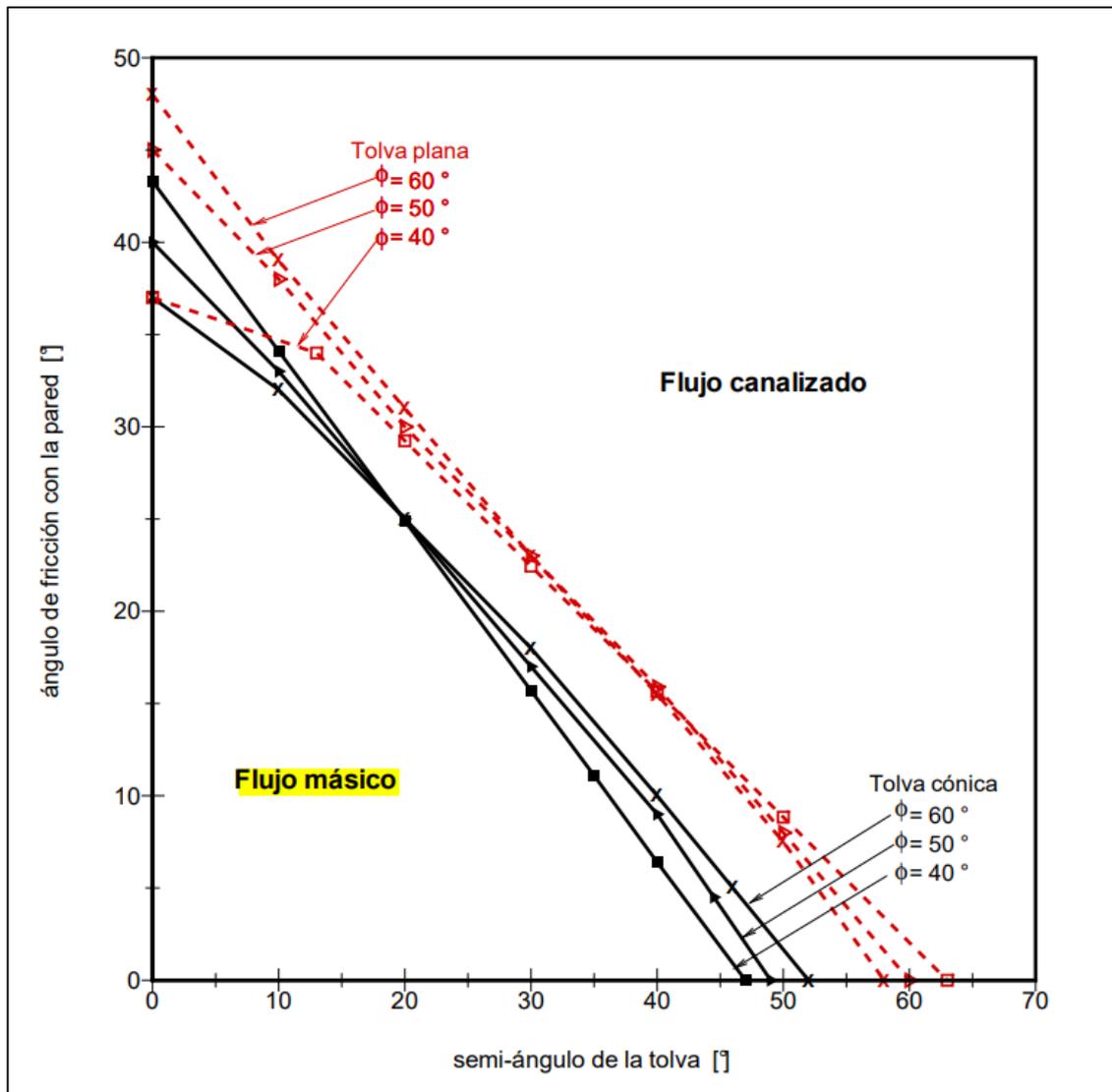


Figura 5. Límites entre flujo másico y canalizado en tolvas planas y cónicas.

Fuente: Pernish (2010, p.5).

2.2.4.1. Tolvas de gruesos

Es un depósito de material bruto que es extraído en la mina que servirá de alimentación para las chancadoras. Las tolvas se adaptan a una forma de paralelepípedo con un plano inclinado en el fondo para facilitar la descarga, estas tolvas generalmente tienen parillas para evitar el paso del material grande y así evitar la obstrucción en la etapa de chancado (Ariadel, 2016, p.2).



2.2.4.2. Tolvas de finos

Las tolvas de finos son aquellos depósitos que sirven para almacenar el material fino que ha sido ya procesado a través del chancado y así abastecer a los de más procesos como el de molienda. Las tolvas de finos generalmente son cilíndricas o rectangulares con el fondo cónico, los finos tienen una densidad aparente de 2.7 kg/m^3 dependiendo el material, pero esto no significa que pesen tanto y también pueden disminuir su densidad aparente hasta 0.8 kg/m^3 esto es dependiendo de donde proviene el material. Son de mucha importancia ya que aseguran una alimentación constante a los molinos, y principalmente permite realizar reparaciones en la sección de molienda sin la necesidad de parar el proceso (Ariadel, 2016, p.2).

2.2.5. Alimentadores

Porras (1998) afirma “Los alimentadores permiten llevar la carga medida y regulada a las chancadoras según la capacidad de las mismas. Demasiada carga atora a las chancadoras, grizzlis y cedazos; poca carga deteriora los mecanismos, porque produce movimientos más fuertes en vacío”. Entre los principales alimentadores tenemos; alimentadores de cadena (Apron Feeder), alimentadores de oruga, alimentadores vibratorios y alimentadores vaivén.

2.2.5.1. Apron feeder

Un apron feeder consiste esencialmente en una plataforma interminable de bandejas superpuestas, que opera sobre terminales de cabeza con soportes intermedios adecuados. La plataforma es el medio de transporte y consiste en bandejas unidas a dos o más cordones de cadena. Se pueden unir de varios estilos para evitar derrames [...]. Se pueden usar para manipular prácticamente cualquier material, como minerales, arena, grava, piedra, carbón, desechos de fundición, y desechos industriales. Se recomiendan



para manipular materiales que contengan grumos grandes, pesados o cortantes, para instalaciones donde deben soportar el impacto de materiales pesados que caen a cierta distancia. y para recibir y alimentar materiales calientes que dañarían otros tipos de alimentadores (Link Belt Company, 1958, p.87).

Hoy en día los alimentadores de placas han sido diseñados para todo tipo de aplicaciones. Los alimentadores de minerales están disponibles en una amplia gama de tamaños y satisfacen las necesidades de tratamiento de materiales en aplicaciones de alimentación y cantidad controlada en minería, canteras y operaciones industriales básicas.

2.2.6. Trituradoras primarias

Las trituradoras primarias también conocido como chancadoras son los que fragmentan trozos grandes hasta un producto aproximado de 8" a 6". “Las chancadoras primarias comúnmente están diseñadas para operar 75% el tiempo disponible principalmente debido a las interrupciones causadas por la alimentación insuficiente a las trituradoras y por demoras mecánicas en la chancadora” (Carcamo, 2003, p.99). Se tienen dos tipos de máquinas; trituradoras de mandíbulas y trituradoras giratorias.

2.2.6.1. Triturador de mandíbulas

Constan de dos placas de hierro instaladas de tal manera que una de ellas se mantiene fija y la otra en móvil, durante ella se logra triturar el material que ingresa. El nombre de estas maquina se da por el movimiento de las placas que se asemejan a las mandíbulas de un animal, es por eso, la placa fija suele llamarse mandíbula fija y la otra placa, mandíbula móvil.

Si bien la trituradora de mandíbula es relativamente simple, tiene limitaciones inherentes en términos de capacidad y reducción de tamaño. Cuando se rompe una partícula, sus productos ocuparán más espacio. Este factor de hinchamiento es típicamente del 30 al 40% del volumen original (Napier-Munn *et al.*, 1999, p.136).

Las trituradoras de mandíbula se clasifican por el método de pivotar la mandíbula giratoria. En la trituradora Blake, la mandíbula gira en la parte superior y, por lo tanto, tiene un área de recepción fija y una abertura de descarga variable. En la trituradora Dodge, la mandíbula gira en la parte inferior, dándole un área de alimentación variable pero un área de entrega fija. La trituradora Dodge está restringida al uso en laboratorio, donde se requiere un tamaño estrecho, y nunca se usa para trituración de servicio pesado, ya que se ahoga muy fácilmente. La trituradora universal gira en una posición intermedia y, por lo tanto, tiene un área variable de entrega y recepción (Wills & Munn, 2006, p.120).

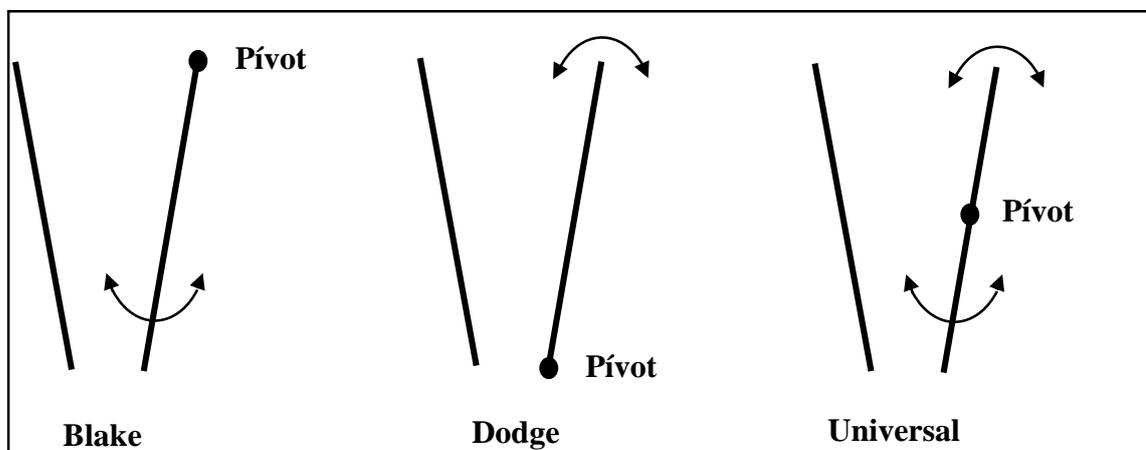


Figura 6. Tipos de trituradora de mandíbula

Fuente: Barry (2006, p.120).

En la práctica, el triturador más empleado es el de tipo Blake, que fue patentado en 1858 por E. W. Blake y desde entonces ha sufrido varias modificaciones. El tamaño de estas trituradoras se designa indicando las dimensiones de la abertura de alimentación

(gape) y el ancho de la boca de alimentación (width) medidas en pulgadas o milímetros (Cruz *et al.*, p.7).

La velocidad de una chancadora varía inversamente con el tamaño del material y normalmente está en el rango de 100 a 400 rpm. El ángulo formado entre las mandíbulas, generalmente suele ser menor a 26° , la razón es para aprisionar a las partículas y no dejar que estas resbalen a la parte superior.

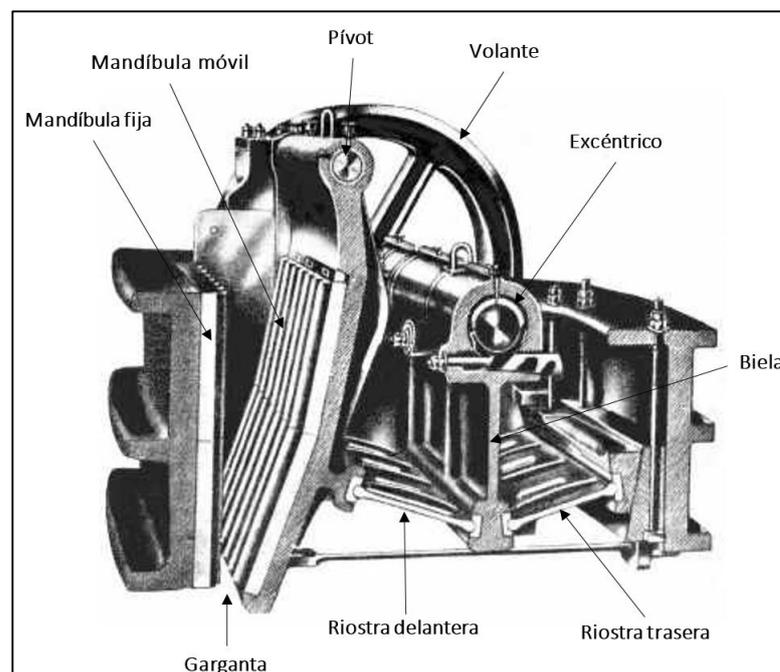


Figura 7. Sección transversal de un triturador de doble efecto

Fuente: Barry (2006, p.121).

2.2.6.2. Trituradoras giratorias

La trituradora giratoria consiste esencialmente en un huso largo, que lleva un elemento de molienda cónico de acero duro, la cabeza, asentada en un manguito excéntrico. El huso se suspende de una araña y, a medida que gira, normalmente entre 85 y 150 rpm (Wills & Munn, 2006, p.123). De manera que en su movimiento rotatorio va aprisionado a las partículas que entran a la cámara de trituración (espacio comprendido entre el cono triturador y el cóncavo) fragmentándolas continuamente por compresión.

La acción de esta trituradora puede compararse con la acción de varias trituradoras de mandíbulas colocadas en círculo. El tamaño de este equipo se designa por la dimensión de la abertura de alimentación (feed opening gape) y el diámetro de la parte inferior del cono (head diameter) (Cruz *et al.*, p.11).

Estos equipos se desarrollaron con un sistema de seguridad, que cuando ingresa un material muy duro a la cámara de trituración estos son detectados.



Figura 8. Chancadoras primarias, marca FLSMIDTH

Fuente: Tecsup (2015, p.24).

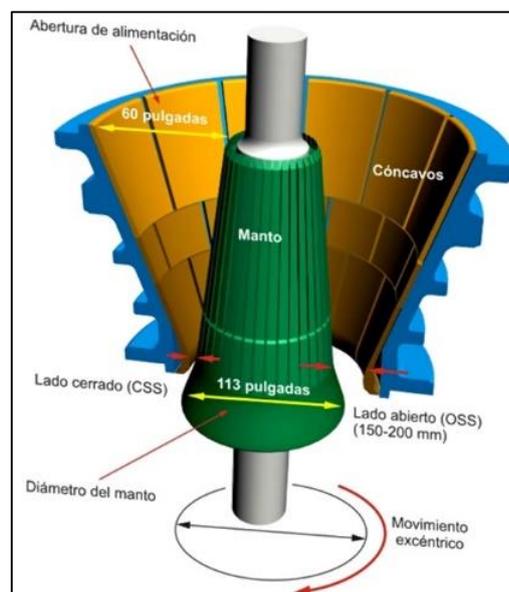


Figura 9. Dimensiones de las chancadoras

Fuente: Tecsup (2015, p.25).



2.2.7. Trituración secundarias

Las trituradoras secundarias son mucho más livianas que las máquinas primarias resistentes y resistentes. Como toman el mineral triturado primario como alimento, el tamaño máximo de alimento normalmente será de menos de 15 cm de diámetro y, debido a que la mayoría de los componentes dañinos en el mineral, como metal, madera, arcillas y limos ya han sido eliminados. eliminado, es mucho más fácil de manejar (Wills & Munn, 2006, p.126).

2.2.7.1. Trituradoras giratorias

Para este caso se usan las trituradoras giratorias descritas en las trituradoras primarias, pero de menor tamaño y generalmente se caracterizan por ser menos robustas que las primarias (Cruz *et al.*, p.14).

2.2.7.2. Trituradoras cónicas

Son trituradoras giratoria modificada. Una de las principales diferencias es que el eje y cono triturador no está suspendida del spider, sino que esta soportada por un descanso universal ubicado por debajo. Además, como ya no es necesario una gran abertura de alimentación el cono exterior ya no es abierto en la parte superior. El ángulo entre las superficies de trituración es el mismo para ambas trituradoras, esto proporciona a las trituradoras cónicas una mayor capacidad. “El tipo de trituradora cónica más utilizada es la symons, la cual se fabrica en dos formas; symons standard, normalmente utilizada en la trituración secundaria y symons de cabeza corta, utilizada en la trituración fina o terciaria” (Alcala, p.1).

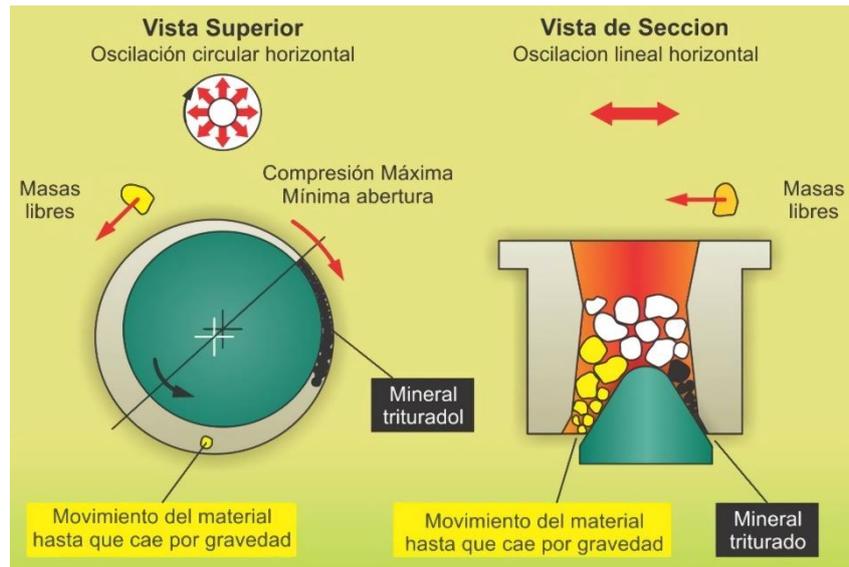


Figura 10. Principio de funcionamiento de la chancadora secundaria

Fuente: Tecsup (2015, p.49).

A continuación, se muestra los cinco conjuntos principales de una chancadora de cono; 1. Conjunto de cuerpo principal, 2. Conjunto excéntrica y conjunto socket, 3. Conjunto de cabeza y finalmente conjunto de taza.

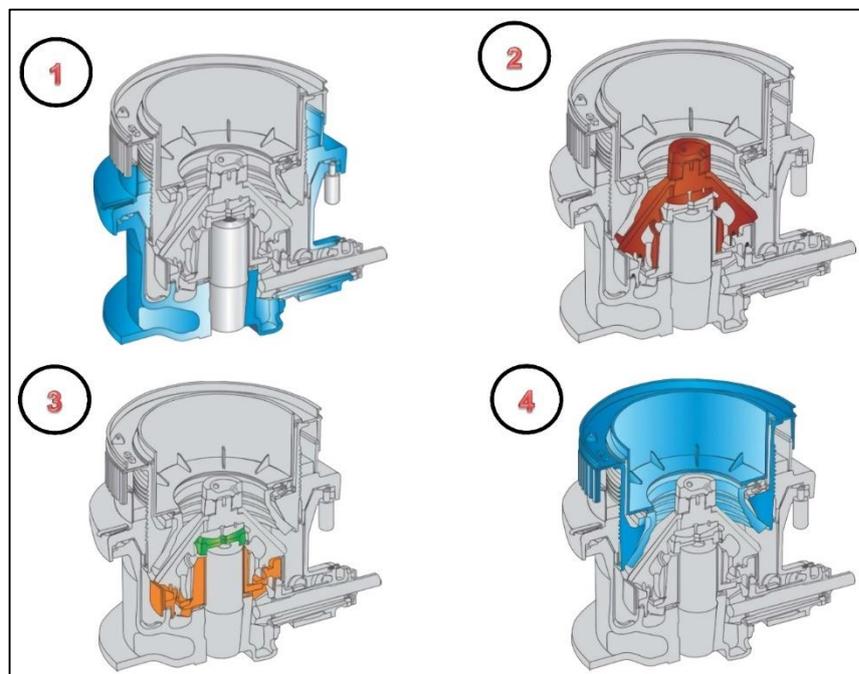


Figura 11. Conjuntos principales de la chancadora secundaria

Fuente: Tecsup (2015, p.50).



2.2.8. Trituradoras terciarias

El área de chancado terciario, de igual forma que el chancado secundario, es una etapa intermedia del proceso de conminución de minerales, que tiene el objetivo de reducir el mineral procedente de chancado secundario con un tamaño F80 de aproximadamente 1 ¼" a 1 ¾" (32 a 45 mm), hasta un tamaño producto P80 aproximado de 12 a 21 mm, para luego proceder a transportar y descargar este producto en un Stock Pile de mineral fino. Desde esta pila de almacenamiento se procederá a alimentar los equipos de la siguiente área del proceso que es la molienda donde continuara el proceso de conminución (Tecsop, 2015, p.53).

2.3. CRIBADO DE MINERALES

El cribado son separaciones mecánicas de partículas basadas en el tamaño. Estas separaciones se logran utilizando una superficie perforada uniformemente que actúa como un calibrador múltiple. Idealmente las partículas que son más grandes que las aberturas quedan retenidas sobre la superficie, mientras que las partículas más pequeñas en dos dimensiones por lo menos pasan (Kelly & Spottiswood, p.195).

Normalmente la operación de cribado se utiliza en la etapa de chancado con el fin de poder aumentar la capacidad de los equipos y poder evitar que el material de menor tamaño a la abertura de descarga de la chancadora pase por el mismo. Simplificando en esta operación se obtiene dos productos, uno de partículas más gruesas que la abertura de la malla, denominado gruesos o rechazo (over size) y otro de tamaño de partícula menor a la abertura de la malla, denominada finos o pasante (under size).

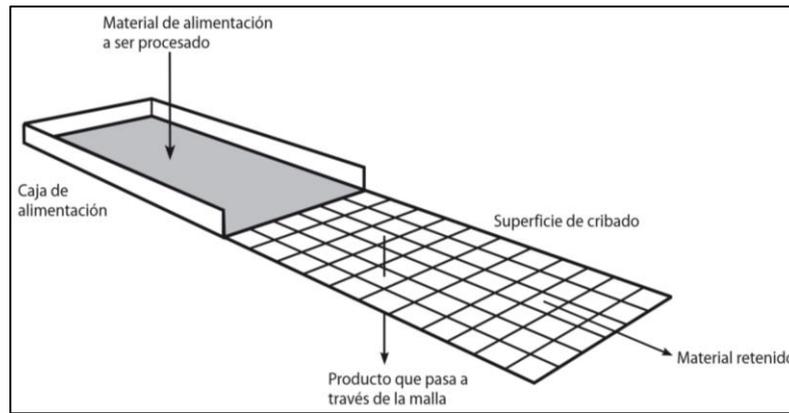


Figura 12. Principio de funcionamiento de cribas

Fuente: Metso Minerals (2008, p.4-1).

2.3.1. Tipos de cribas

En procesamiento de minerales, “el equipo de cribado puede clasificarse en general como estacionario y dinámico dependiendo de que la superficie de cribado sea fija o móvil” (Errol, p. 200).

2.3.1.1. Cribas estacionarias

Las máquinas más utilizadas de este tipo son; criba de parrilla o grizzly criba curva. Este tipo de cribas también se conocen como fijas, se utilizan generalmente para la clasificación de partículas gruesas en la primera etapa de chancado en seco y en húmedo en la etapa de molienda y se caracteriza por la forma de las partículas que toman contacto con la superficie cribante.

2.3.1.2. Cribas dinámicas

En este tipo de cribas se caracteriza por su movimiento de la superficie cribante que favorece la estratificación de las partículas. Se clasifican en; cribas rotatorias y en cribas vibratorias.



2.3.2. Propósito del cribado

Los propósitos de la etapa de cribado en todas las plantas de procesamiento de minerales son los siguientes.

- Extraer el material más pequeño que cierto tamaño especificado del alimento a una operación unitaria.
- Proveer un adecuado rango de tamaño de alimento a cualquier otra operación unitaria.
- Evitar que la mena triturada en forma incompleta, ingrese a la siguiente operación unitaria, aumentando así su capacidad y eficiencia.
- Seleccionar materiales dentro de grupos específicos de tamaños de productos terminados.

2.3.3. Variables que influyen en la operación de cribado

Existen muchas variables interrelacionadas directa o indirectamente entre el chancado y el cribado de menas, no es tan fácil afirmar o predecir en forma exacta la capacidad o la eficiencia de cribado de una Planta en operación o de una futura instalación. Ello conlleva a efectuar las evaluaciones correspondientes para cada mineral que se trate y el equipo de cribado que se utiliza. Como hemos visto que las cribas vibratorias son las máquinas que han encontrado mayor uso en las Plantas Concentradoras, nos permitiremos identificar las principales variables operativas que influyen en su operación y control. Para su mejor entendimiento y manejo, las clasificaremos en; Variables relacionadas con las características de la criba, las características de la mena y finalmente relacionadas con la operación (Linarez, s.f., p.61).

Kelly & Spottiswood (s.f.) afirma que uno de los factores más importantes en el cribado y el tamizado es el tamaño de las partículas con relación a la abertura. El hecho de que la partícula pase o no a través de la abertura es primordialmente un problema estadístico.

2.4. MOLIENDA DE MINERALES

La molienda es la última etapa del proceso de trituración donde las partículas se reducen en tamaño por una combinación de impacto y abrasión, ya sea en seco o, más comúnmente, en suspensión en agua. Se realiza en recipientes cilíndricos de acero que contienen una carga de cuerpos trituradores sueltos: medio de molienda, que puede moverse libremente dentro del molino, triturando así las partículas de mineral (Wills & Tim, 2006, p.147).

El mineral alimentado es del proceso de chancado que entregan un tamaño de partícula aproximado de 1/4" a 3/8", las cuales serán reducidas en la etapa de molienda hasta los 100 μm aproximadamente para menas sulfuradas. La razón por la cual se hizo necesario esta etapa es; para alcanzar la adecuada liberación del mineral valioso e incrementar el área superficial de las partículas de mineral valioso, de tal forma poder mejorar la respuesta a algunos procesos físico/químicos.

Tabla 3. Datos generales sobre consumo de energía y acero en molinos

Etapa	Consumo Acero kg/t	Energía kWh/t
Primaria	0.15-0.3	4-6
Secundaria	0.50-1.0	6-10
Terciaria	0.50-1.0	10-30

Fuente: Carcamo (2003, p. 114).

Dependiendo de la fineza del producto final, la molienda se dividirá a su vez en sub etapas llamadas primaria, secundaria y remolienda. El equipo más utilizado en molienda es el molino rotatorio, los cuales se especifican en función del diámetro y largo. Los molinos primarios utilizan como medio de molienda barras de acero y se denominan **molinos de barras**. La molienda secundaria y remolienda utiliza bolas de acero como medio de molienda y se denominan **molino de bolas** (Linarez, s.f., p.1).

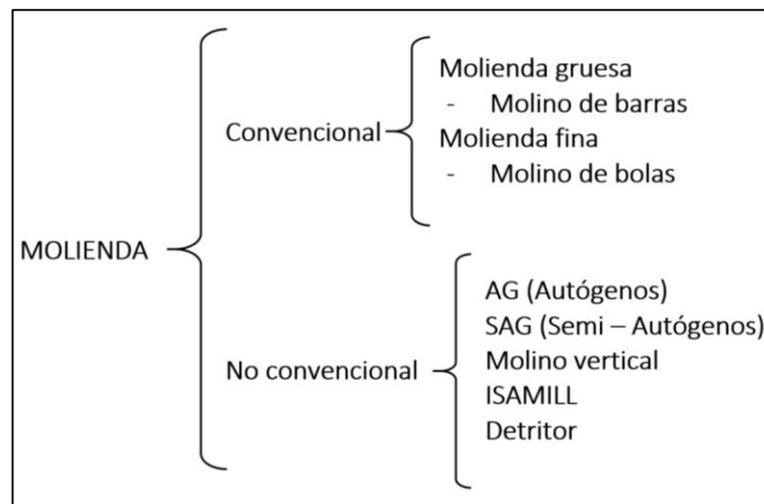


Figura 13. Equipos en la molienda

Fuente: Linarez (s.f., p.1).

En la segunda etapa de conminución, denominada molienda, los productos de la trituración son reducidos hasta valores de 10 micrones. Dependiendo de la fineza del producto final, la molienda se divide así en; molienda primaria, secundaria y terciaria (Carcamo, 2003, p.113).

Dentro del proceso de conminución es la etapa de operación la que consume la mayor parte de la energía de todo el proceso y por ello en búsqueda del uso más eficiente de la misma se ha producido el más fuerte desarrollo tecnológico a través del rediseño de equipos, considerando por sobre todas las cosas el gigantismo de los molinos que permita moler cada vez más mineral en un solo equipo (Portal, 2006, p. 125).

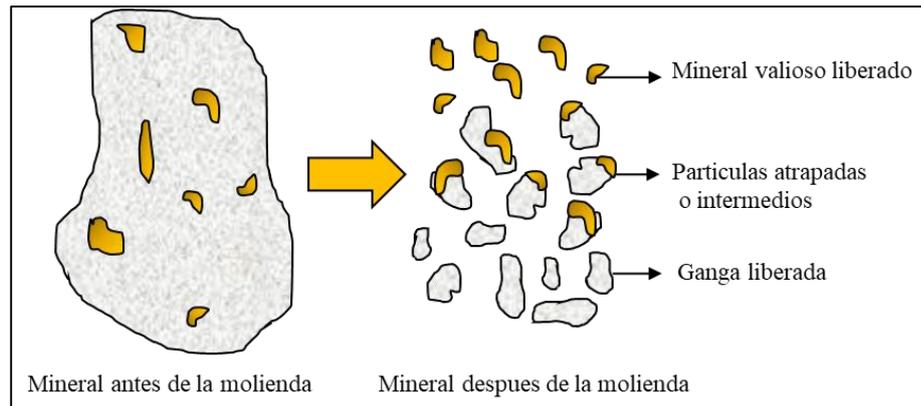


Figura 14. Proceso de molienda - liberación

2.4.1. Tipos de molinos

Linarez (s.f.) menciona queé generalmente los molinos pueden caracterizarse por las diferentes situaciones en que realizan la reducción de tamaño de partícula y por consiguiente la liberación del mineral valioso de la ganga, por ejemplo:

- a) Por el movimiento del molino, pueden ser:
 - Molinos rotatorios.
 - Molinos vibratorios.
 - Molinos de alta compresión.
 - Molinos verticales.

- b) Por la forma de construcción, los molinos rotatorios pueden ser:
 - Molinos rotatorios cilíndricos.
 - Molinos rotatorios cónicos.

- c) Por el tipo de elementos molidores que utilizan, los molinos rotatorios pueden ser:



- Molinos de barras.
 - Molinos de bolas.
 - Molinos de pebbles.
 - Molinos autógenos (sin bolas) y semi/autógenos (con pequeña carga de bolas).
 - Molinos de guijarros.
- d) Por la forma de la descarga del mineral molido, los molinos rotatorios pueden ser:
- Molinos de descarga periférica central.
 - Molinos de descarga periférica extrema.
 - Molinos de descarga por rebose.

2.4.2. Etapas de molienda

En el procesamiento de minerales generalmente encontramos las siguientes etapas de molienda en húmedo (Linarez, s.f., p.7).

- **Molienda primaria.** Molinos de barras, bolas, autógenos o semi/autógenos.
- **Molienda secundaria.** Molinos de bolas.
- **Remolienda.** Molinos de bolas, molinos verticales, etc.

2.4.2.1. Molino de barras

Los molinos de barras son cilindros metálicos que tienen en su interior barras de acero habitualmente de 3,5 pulgadas de diámetro, que son los elementos de molienda. El molino gira con el material proveniente de la etapa de chancado (Portal, 2006, p.126).



Se obtienen velocidades de molienda óptimas con aproximadamente un 45% llenado de carga. La sobrecarga da como resultado molienda ineficaz y mayor consumo de revestimientos y varillas, (...). El consumo de varilla varía ampliamente con las características de la alimentación del molino, molino velocidad, longitud de la varilla y tamaño del producto; normalmente está en el rango 1.0 kg de acero por tonelada de mineral para molienda húmeda, siendo menor para la molienda en seco (Wills & Tim, 2006, p.156). “Los molinos de barras suelen funcionar a entre el 50% y el 65% de la velocidad crítica, de modo que las barras se muevan en cascada en lugar de catarata; muchos molinos en funcionamiento se han acelerado hasta cerca del de la velocidad crítica sin que se haya informado de un desgaste excesivo” (McIvor & Finch, 1986).

2.4.2.2. Molino de bolas

Son conocidos con dicho nombre por que utilizan como medio de molienda las bolas de acero, Se utilizan en las últimas etapas de molienda, “generalmente cuando se desea obtener un producto de granulometría intermedia que varía entre (P_{80} entre 0,5 mm y 0,075 mm) o un producto más fino ($P_{80} < 0,075$ mm)” (Linarez, s.f., p.9). “La carga de bolas varía entre un 40% a 50 % del volumen interno del molino. La velocidad de rotación se opera de modo de obtener un movimiento de catarata y así aumentar la molienda que generalmente trabaja en un 77% de la velocidad crítica y el porcentaje de solidos entre 70 – 75%” (Carcamo, 2003, p. 126). “Los molinos de bolas suelen ser los mayores consumidores de energía en el proceso de concentración de minerales. Por lo tanto su uso eficiente tiene importantes repercusiones en el rendimiento y los costos de operación” (Napier-Munn *et al.*, 1999).

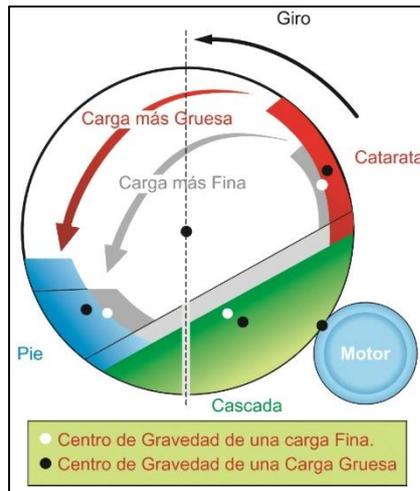


Figura 15. Movimiento del mineral, según velocidad de giro.

Fuente: Tecsup (2015, p.154).

Es importante tener en cuenta que un molino con una velocidad de giro demasiada rápida (movimiento de catarata), realiza un proceso de molienda por impacto, de baja eficiencia y por ende el producto será más grueso. Y un molino con una velocidad de giro demasiada lenta (movimiento de cascada) ocasionaría que el proceso de molienda se realice por fricción y/o cizallamiento y con una baja eficiencia. Lo ideal, para el giro de un molino, es una velocidad de aproximadamente (75% velocidad Crítica).

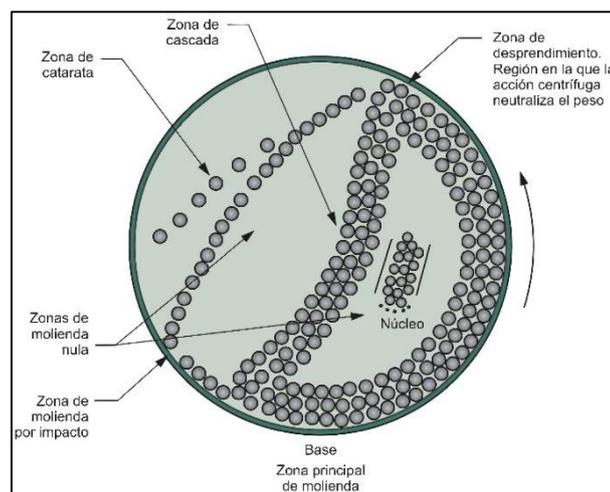


Figura 16. Movimiento de la carga en el interior del molino

Fuente: Tecsup (2015, p.154).

2.5. CLASIFICACIÓN

Linarez (s.f.) menciona que la clasificación es una operación metalúrgica unitaria auxiliar que consiste en separar de un conjunto o mezcla de partículas minerales de tamaños heterogéneos en suspensión en un líquido (agua) en dos productos o porciones, conteniendo cada uno una granulometría más específica que el alimento, teniendo como base la velocidad con que caen las partículas a través de un medio fluido y cuando sobre ellas actúan campos de fuerza como el gravitatorio u otros (p.52). “En muchas aplicaciones industriales ha sustituido a los clasificadores mecánicos, sus ventajas son la simplicidad y alta capacidad en relación a su tamaño” (Barry, 2006, p. 212).

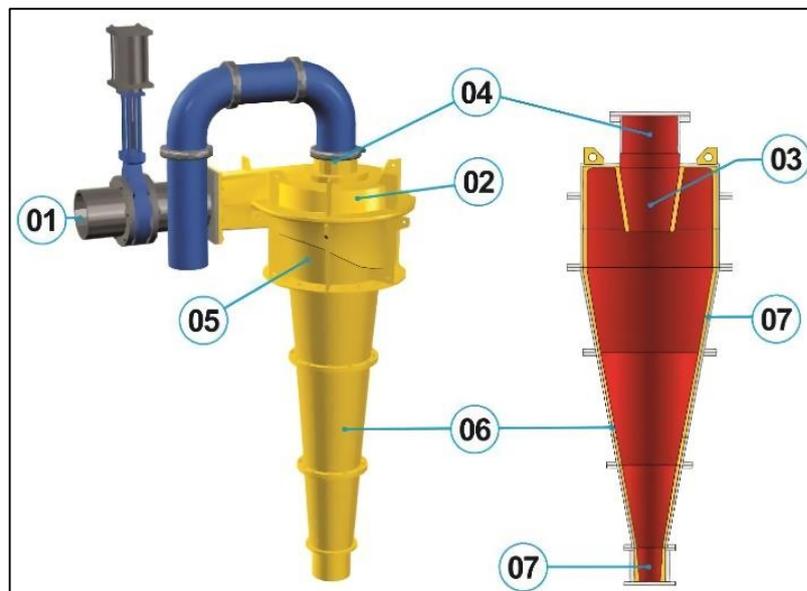


Figura 17. Partes principales de un Hidrociclón

Fuente: Tecsup (2015, p.157).

1. Adaptador de Alimentación
2. Cabezal
3. Vórtex Finder
4. Adaptador de Rebalse

5. Sección Cilíndrica
6. Sección Cónica
7. Ápex
8. Revestimiento Interior

Las fuerzas centrífugas provocadas por el giro de la pulpa alimentada con presión por la parte lateral superior del ciclón cónico clasifica los sólidos por su tamaño o masa. Las partículas de masa alta más cercanas a la pared externa se dirigen al flujo de fondo. Las partículas de masa menor cercanas al centro se dirigen hacia el rebase del ciclón ubicado en la parte superior (Portal, 2006, p.136).

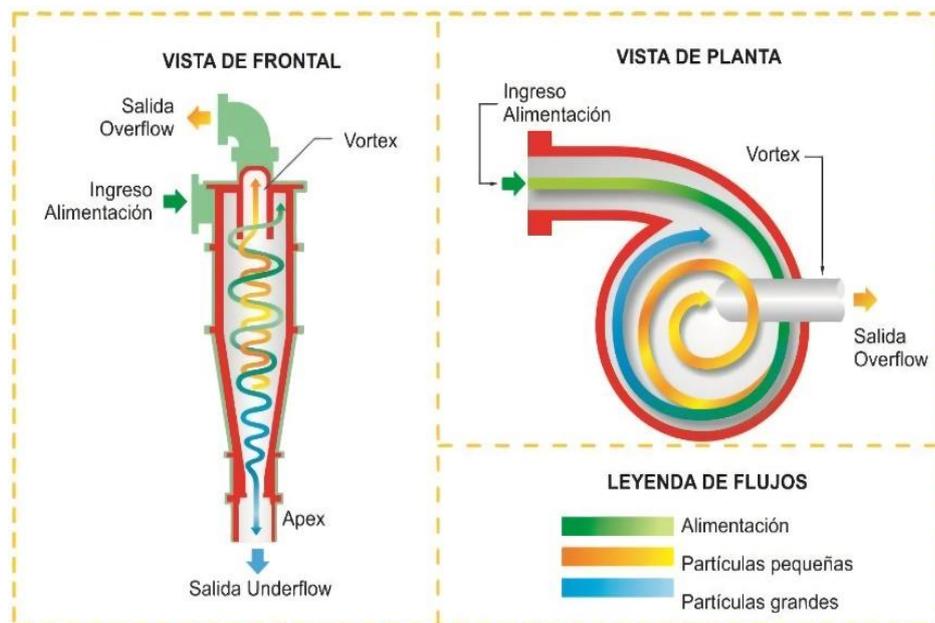


Figura 18. Funcionamiento de un Hidrociclón

Fuente: Tecsup (2015, p.157).

En las plantas concentradoras, los circuitos de molienda, normalmente los molinos trabajan en un circuito cerrado con un clasificador, de manera tal que, el producto final del circuito de molienda es un producto fino o rebose del clasificador, tal como se muestra en la figura 19.

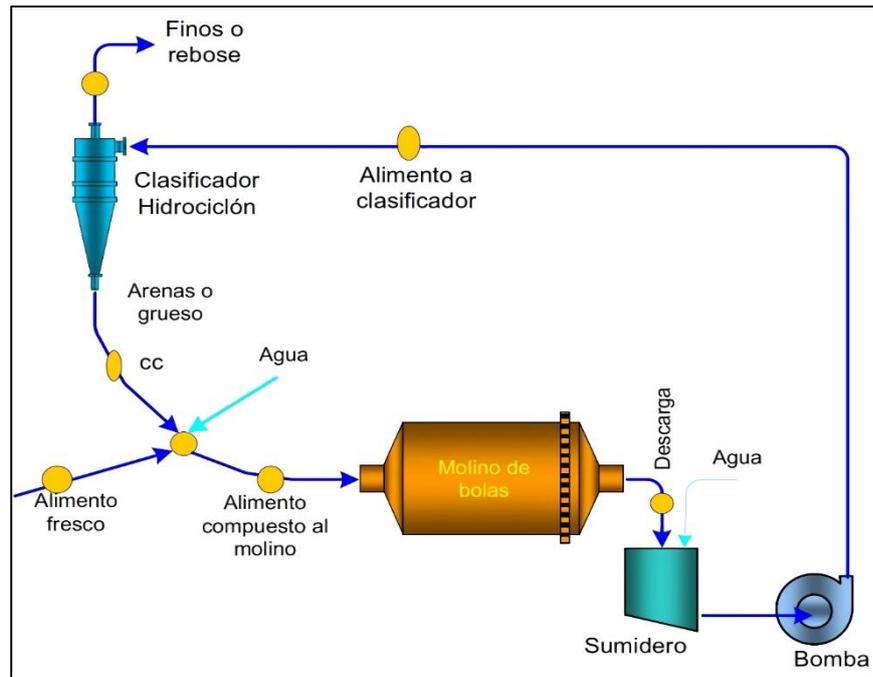


Figura 19. Circuito de molienda en una sola etapa

Fuente: Linarez (s.f., p.52).

2.5.1. Equipos de clasificación

Linarez (s.f.) menciona que en procesamiento de minerales, las operaciones de clasificación se realizan en diferentes tipos de máquinas denominadas clasificadores los cuales se clasifican en:

- Clasificadores mecánicos, tal como el clasificador de rastrillo, el clasificador helicoidal, el clasificador de faja o esperanza, etc.
- Clasificadores centrífugos, tal como el clasificador Hidrociclón.
- Clasificadores neumáticos, tal como los ciclones, que generalmente se utilizan como colectores de polvo.
- Clasificadores hidráulicos, tal como el hidroclasificador de cono (p.54).



2.6. FLOTACIÓN DE MINERALES

En un proceso de concentración de minerales ideal, en la etapa de flotación el material valioso que es la mena se divide en un concentrado enriquecido por la acción de un colector y una cola o relave con los minerales que componen la ganga. Por otro lado, la estabilidad de la burbuja dependerá del espumante agregado al proceso de flotación. El proceso de flotación de espumas se lleva a cabo en una máquina denominada celda de flotación. Castro y Garcia (2003) menciona “La flotación es un proceso fisicoquímico, cuyo objetivo es la separación de especies minerales, a través del uso de la adhesión selectiva de burbujas de aire a partículas minerales” (p.1). “La flotación es un proceso de separación de materias de distinto origen que se efectúa desde sus pulpas acuosas por el medio de burbujas de gas a base de sus propiedades hidrofílicas e hidrofóbicas” (Sutulov, 1963, p. 13).

Sutulov (1963) afirma. Que la flotación contempla la presencia de tres fases: sólida, líquida y gaseosa. La fase sólida está representada por las materias a separar, la fase líquida es el agua y la fase gas es el aire. Los sólidos finos y liberados y el agua, antes de la aplicación del proceso, se preparan en forma de pulpa con porcentaje de sólidos variables, pero normalmente no superior a 40% de sólidos. Una vez ingresada la pulpa al proceso, se inyecta el aire para poder formar las burbujas, que son los centros sobre los cuales se adhieren las partículas sólidas (p. 14).

Para realizar una concentración eficiente se requiere que las especies que constituyen la mena estén completamente liberadas. Lo cual las etapas de chancado y molienda juegan un papel muy importante en esta etapa. Al aumentar el tamaño de la partícula, crecen las posibilidades de mala adherencia a la burbuja; en tanto que las

partículas muy finas no tienen el suficiente impulso para producir un encuentro efectivo partícula burbuja.

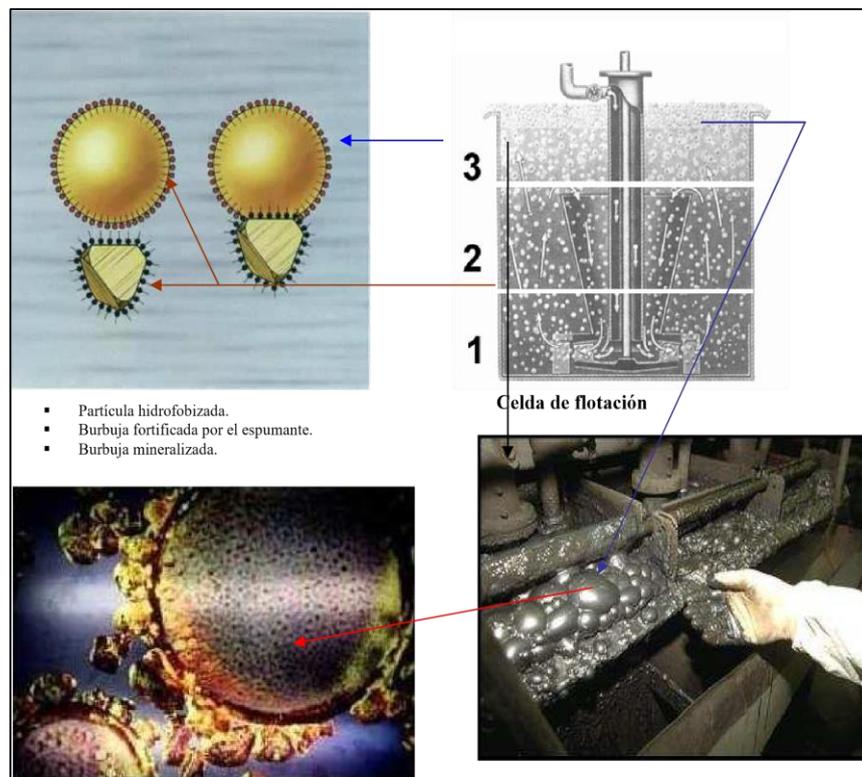


Figura 20. Proceso de flotación de espumas

Fuente: Linarez (s.f.).

2.6.1. Mecanismos de la flotación de Espumas

La flotación es un proceso de separación que aprovecha las diferencias naturales e inducidas en las propiedades superficiales de los minerales, ya sea que la superficie se humedezca fácilmente con agua, es decir, sea hidrofílica, o repele el agua, es decir, sea hidrofóbica. Si las partículas de mineral son hidrofóbicas, estas pueden adherirse a las burbujas de aire y flotar. El sistema es complejo, involucra tres fases (sólidos, agua y aire) y la interacción de variables químicas y físicas. Las variables químicas tienen como objetivo controlar la transición entre el estado hidrófilo e hidrófobo. Las variables físicas incluyen las que resultan de las propiedades del mineral, como el tamaño y la composición



de las partículas (liberación), y los factores derivados de la máquina, como la velocidad del aire y el tamaño de las burbujas Klimpel (1984).

Sutulov (1963) afirma que, para estudiar el mecanismo de la flotación es suficiente en principio, enterarse con todo detalle de lo que sucede entre una partícula de mineral y una burbuja de aire para que ellos formen una unión estable. Se puede observar además que los minerales hidrofóbicos son aerofílicos, es decir, tienen gran afinidad por las burbujas de aire, mientras que los minerales hidrofílicos son aerofóbicos, o sea, no se adhieren normalmente a ellas y que es necesario hidrofobizar las partículas minerales en la pulpa para hacerlas flotables. Esto se efectúa con los reactivos llamados colectores que son generalmente compuestos orgánicos de carácter heteropolar, o sea, una parte de la molécula es un compuesto evidentemente apolar (hidrocarburo) y la otra en un grupo polar con propiedades iónicas (p.51).

2.6.1.1. Minerales hidrofílicos

Linarez (s.f.) menciona que son mojables por el agua, constituidos por: óxidos, sulfatos, silicatos, carbonatos y otros, que generalmente representan la mayoría de los minerales estériles o ganga. Haciendo que se mojen, permanezcan en suspensión en la pulpa para finalmente hundirse.

2.6.1.2. Minerales hidrofóbicos

Linarez (s.f.) menciona que son aquellos que no son mojables o son poco mojables por el agua, dentro de ellos tenemos: Los metales nativos, sulfuros de metales o especies tales como: Grafito, carbón bituminoso, talco y otros, haciendo de que evite el mojado de las partículas.

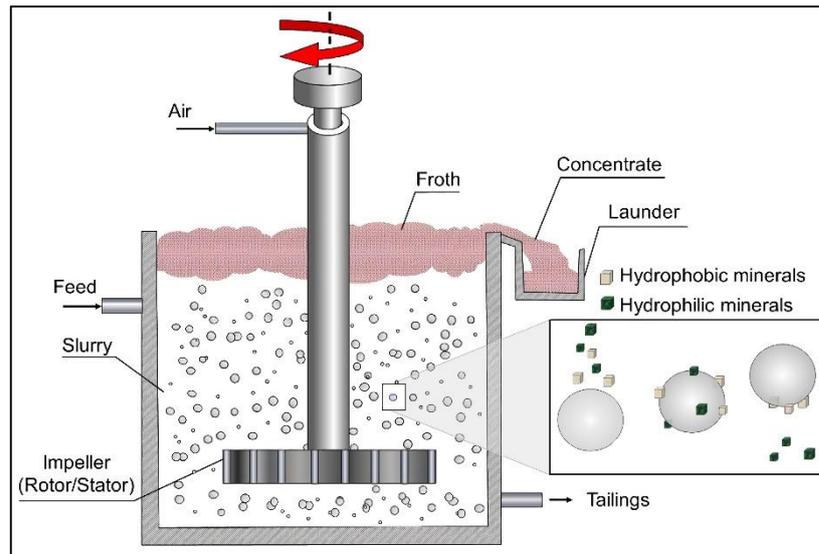


Figura 21. Principio de flotación por espuma

Fuente: Wills (2016, p.266).

2.6.2. Tipos de flotación

Linarez (s.f.) Los principales tipos de flotación son; flotación de espumas, flotación por películas, flotación por aceites. La cual en las industrias de procesamiento de minerales en más aplicado es la flotación de espumas, que a su vez puede clasificarse en; flotación directa, cuando en la espuma se tiene al mineral valioso concentrado y en la pulpa el mineral de ganga como relave y flotación reversa o inversa, cuando en las espumas se capta a la ganga y en la pulpa queda el mineral considerado de valor como relave que es recuperado posteriormente. También puede clasificarse en; flotación bulk o colectiva, en la cual se obtiene en un concentrado todos los minerales valiosos contenidos en la mena y un relave con el material sin valor o ganga y flotación selectiva o diferencial, la cual por la acción selectiva de los reactivos permite obtener en un concentrado un sólo mineral valioso, es decir, en mayor concentración. Entiéndase por selectividad a la fijación preferencial del colector o reactivo heteropolar en la superficie de un determinado mineral valioso.



2.6.3. Aspectos del proceso de flotación de espumas

Sutherland & Wark (1955) afirma que algunos metalurgistas han señalado en sus estudios que en el proceso de flotación de espumas hay más de 32 variables. Sutherland y Wark las han clasificado meridianamente en tres grupos importantes de variables y son:

Grupo 1.- Variables que dependen de los componentes químicos tales como:

- Dosificación y potencia de los reactivos.
- Colectores.
- Espumantes.
- Modificadores:
- Activadores
- Depresores
- Modificadores de pH. (Eh)
- pH (Eh) de mejor selectividad.

Es decir, todo lo que concierne al comportamiento físico/químico para lograr la hidrofobización del mineral valioso dentro del ambiente de la celda.

Grupo 2.- Variables que dependen de los componentes de equipamiento, tales como:

- Diseño de la celda convencional.
- Diseño de la celda columna.
- Agitación de la pulpa (rpm).



- Configuración del banco de celdas.
- Remoción de la espuma.

Es decir, todo lo que concierne al comportamiento hidrodinámico que involucra el movimiento partícula, burbuja y fluido dentro del ambiente de la celda de flotación de espumas.

Grupo 3.- Variables que dependen de los componentes de operación, tales como:

- Velocidad de alimentación (m^3/h).
- Tiempo de retención.
- Mineralogía y ley de la mena.
- Tamaño de partículas (densidad y forma).
- Grado de liberación (grado de diseminación).
- Grado de oxidación (degradación).
- pH natural del mineral.
- Densidad de pulpa (% de sólidos).
- Temperatura.
- Flujo de aire (psi, Pa).
- Remoción de la espuma (natural o mecánica).

De las variables o parámetros antes mencionadas dos de ellas son de relevancia; tiempo de retención, necesario para que ocurra el proceso de separación, con el cual se



determina el volumen de pulpa de tal forma también el número de celdas requeridas y agitación/ aireación, necesaria para las condiciones óptimas de flotación, con las cuales se determina el mecanismo del tipo de flotación (en celdas mecánicas o en celdas columna) y la energía requerida.

En tal sentido, como la flotación está basada en el tiempo de retención, se pueden seguir dos alternativas para seleccionar el tamaño de celdas y la longitud de los bancos. Estas son; celdas pequeñas con bancos grandes y celdas grandes (gran volumen) con bancos cortos. La primera opción es una aproximación más conservadora y es aplicable a operaciones de pequeño y mediano tonelaje. La utilización de celdas pequeñas conduce a; (reducir el comportamiento de las partículas valiosas, buen control metalúrgico, recuperación más alta del mineral valioso).

De otro lado, el diseño de los circuitos de flotación varía dependiendo principalmente del tipo de mineral, grado de liberación de los minerales valiosos, ley del concentrado y el valor del concentrado. Típicamente la primera etapa de desbaste rougher comprenderá del 10% al 40% del volumen de desbaste total y producirá un concentrado de buena ley con una recuperación un tanto baja. La segunda etapa de desbaste comprende el 60% al 90% del volumen del desbaste total y es diseñado para maximizar la recuperación. La etapa de celdas scavenger tiene un volumen de celda igual a la etapa de desbaste total y son incluidos cuando son tratados minerales valiosos específicos o se requiere recuperaciones muy altas. La etapa de celdas de limpieza cleaner es utilizada para maximizar la ley del concentrado final. El tiempo de retención típico de limpieza es del 65 al 75% del de la etapa de flotación de desbaste y a un porcentaje de sólidos más bajo. Se utiliza menos celdas por banco que en el de desbaste.

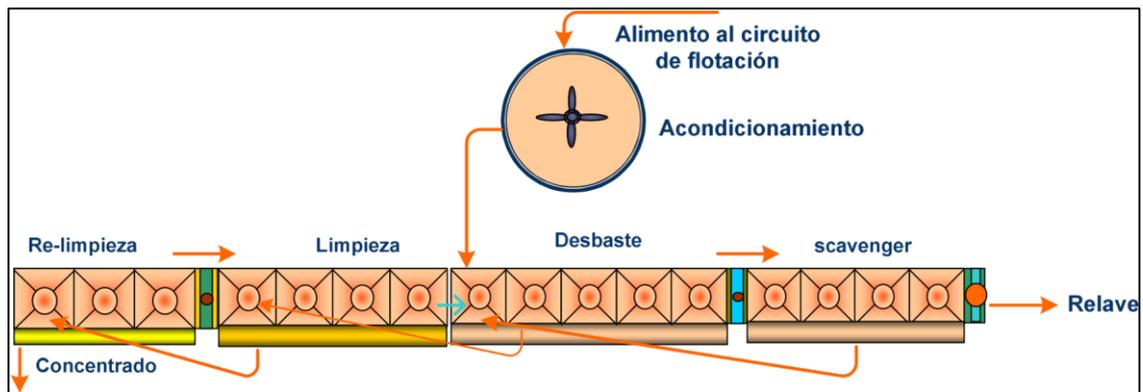


Figura 22. Circuito de flotación convencionales.

Fuente: Linarez (s.f., p.11).

2.6.4. Reactivos de flotación

Sutulov (1963) menciona que los reactivos de flotación son sin duda alguna el componente y la variable más importante del proceso debido a que la flotación no se puede efectuar sin ellos (p. 67). “La mayoría de los minerales son naturalmente hidrofílicos, para lograr una separación por flotación, las superficies del mineral tienen que volverse selectivamente hidrofóbicas. Esto puede lograrse mediante la regulación de la química de solución, seguida por la adición de un colector que selectivamente se absorba y proporcione la superficie hidrofóbica requerida” (Kelly & Spottiswood, p.338).

Los reactivos se pueden clasificar en tres grupos importantes; colectores, espumantes y modificadores.

2.6.4.1. Colectores

Los colectores cuya función principal es de proporcionar propiedades hidrofóbicas a las superficies de los minerales. Los colectores son compuestos orgánicos de carácter heteropolar. Su grupo polar es la parte activa que los une a la superficie de un mineral en base a un mecanismo de absorción (química o física). La interpretación de este



fenómeno contempla la eliminación de una parte de la capa hidratada con formación de un contacto trifásico entre aire, agua y mineral (Sutulov, 1963, p.68).

Los colectores se clasifican en dos grupos los cuales son colectores anicónicos son los que representan la gran mayoría de los reactivos, son los que convierten al mineral en repulsivo al agua por acción del anión. Los colectores que más se usan en la flotación, se caracterizan por su notable selectividad y su fuerte adherencia. Ejemplo; los del tipo thiol, cuyo grupo polar contiene azufre bivalente. Los más caracterizados son los xantatos y ditiofosfatos. Le siguen en importancia la tiocarbonilida y el mercaptobenzotiazol y los colectores catiónicos representado por un grupo menor que son aquellos donde la repelencia al agua es asegurada por el catión (carga positiva), se usan principalmente en la flotación de silicatos y óxidos, siendo su aplicación bastante limitada (Tecsup, 2015).

2.6.4.2. Espumantes

Son reactivos tensoactivos de carácter heteropolar que adsorben selectivamente en la interface gas-líquido para formar espumas estables. La parte apolar generalmente son radicales orgánicos y la parte polar se caracteriza por la presencia de grupo hidroxilo que los hace hidrofílicos (Sutulov, 1963). La mayor parte de espumantes poseen el grupo (OH) como alcoholes lineales, alcoholes aromáticos, éteres poliglicólicos. Los espumantes más usados son el aceite de pino, el ácido cresílico y alcoholes; en estos últimos tenemos el metil isobutil carbinol (MIBC), DF-250.

2.6.4.3. Modificadores

Son reactivos usados en la flotación para controlar el efecto de los colectores, ya sea intensificando o reduciendo su efecto hidrofóbico en la superficie del mineral, de manera que la selectividad de la flotación sea incrementada. Y se dividen en: Activadores, la cual generalmente son sales solubles que se ionizan en solución y los iones reaccionan



entonces con la superficie mineral, un ejemplo clásico es la activación de la esfalerita por el cobre en solución. Depresores impiden la acción del colector en la superficie del mineral, estos reactivos se usan para incrementar la selectividad de la flotación volviendo hidrofílicos a ciertos minerales evitando así su flotación. También pueden dividirse en compuestos orgánicos y compuestos inorgánicos. Reguladores de PH, que son reactivos que dan a la pulpa el carácter alcalino o ácido, en el caso del tratamiento minerales sulfurados, estos operan con una pulpa alcalina con el objeto de lograr una flotación óptima, así como evitar la corrosión de los equipos. El regulador alcalino más empleado en la actualidad es la cal (Tecsup, 2015).

CAPÍTULO III

MATERIALES Y MÉTODOS

3.1. UBICACIÓN GEOGRÁFICA DEL ESTUDIO

El proyecto planta concentradora San Carlos se ubica en la región de Puno, Provincia de Lampa, distrito de Paratia, centro poblado de Chilahuito, en las coordenadas geográficas $15^{\circ}22'45.0''S$ y $70^{\circ}39'40.7''W$.



Figura 23. Planta concentradora San Carlos

El acceso a la región, se efectúa por vía terrestre o por vía aérea llegando a la provincia de San Román más conocida como la ciudad de los vientos Juliaca, Santa lucia de este se desvía hacia el distrito de Partía finalmente llegando a la Planta Concentradora San Carlos.

Tabla 4. Acceso al proyecto minero

Accesibilidad a la zona del proyecto			
Tramo	Tipo de vía	Distancia	Tiempo
Puno - Juliaca	Asfaltada	43 km	0:52 min.
Juliaca – Santa Lucía	Asfaltada	63 km	1:10 min
Santa Lucía - Chilahuto	Trocha afirmada	33 km	0:40 min
Chilahuto - Planta	Trocha carrozable	15 km	0:25 min

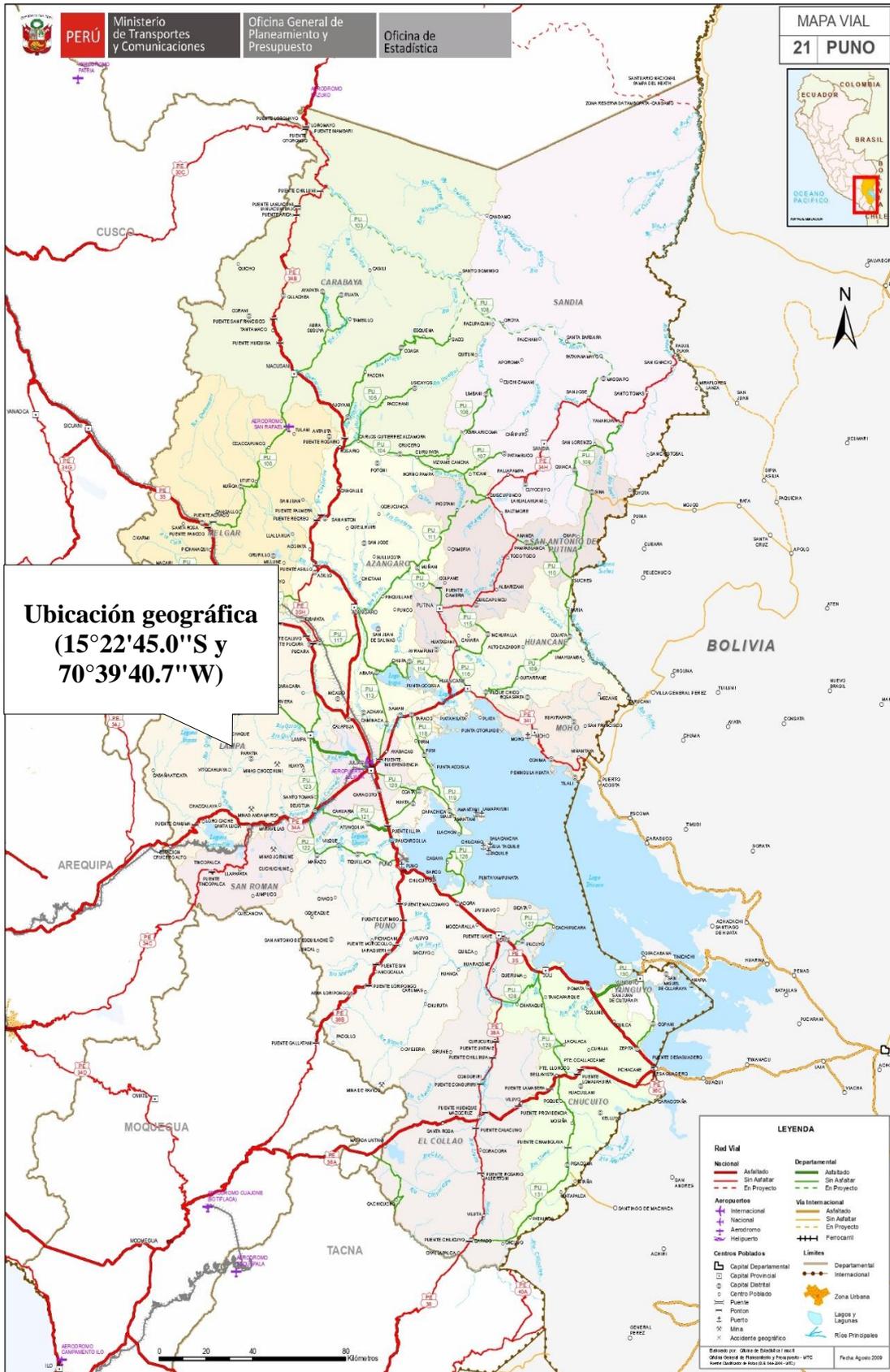


Figura 24. Mapa grafica de la ubicación del proyecto

Fuente: Ministerio de Transportes y Comunicaciones (s.f.).



3.2. METODOLOGÍA DE INVESTIGACIÓN

En base a los objetivos planteados en la investigación, el presente estudio reúne las disposiciones suficientes para ser calificado como una investigación tecnológica del tipo aplicada porque para su desarrollo, en la parte teórica conceptual se respalda en conocimientos de ingeniería a fin de ser aplicados en el área de operación.

La presente investigación es aplicada en razón que se utiliza conocimientos de ingeniería a fin de ser aplicados en el presente estudio.

3.2.1. Enfoque

Es una investigación cuantitativa por que se cuantifico las informaciones y como resultado se obtiene las dimensiones de los principales equipos que concierne el procesamiento de minerales, los costos y estructura de inversión y los indicadores de rentabilidad.

- De acuerdo a su característica: Analítica de causa/efecto.
- De acuerdo a su proceso: Probatorio.
- De acuerdo a sus bondades: Generalización de resultados.

3.2.2. Población y muestra

3.2.2.1. Población

La población está representada por todo el mineral que se encuentra en proceso de explotación en mina (mineral con contenido de plomo y zinc) y los principales circuitos de la planta de concentradora San Carlos.

3.2.2.2. Muestra

La muestra para el trabajo de investigación se extraerá de la cancha de minerales, equipos y proceso de la planta concentradora San Carlos.

3.2.3. Operacionalización de variables e indicadores

Tabla 5. Operacionalización de variables

VARIABLES 1	DIMENSIONES	INDICADORES	ÍTEMS
Estudio técnico económico	Evaluación técnica	Dimensionamiento de equipos	Memoria de calculo
	Evaluación Económica	Costos y estructura de Inversión	Costos de operación (Directos e indirectos)
		Indicadores de rentabilidad	Valor actual neto (VAN)
			Tasa interna de retorno (TIR)
VARIABLES 2	DIMENSIONES	INDICADORES	ÍTEMS
Incremento de la producción	Capacidad de producción	Capacidad de los equipos de planta	Modelos matemáticos
			Diagrama de flujo

3.2.4. Técnicas e instrumentos de recolección de datos

3.2.4.1. Técnicas empleadas

a. Observación sistemática directa

Se empleó esta técnica para observar el proceso de investigación en el momento que se está desarrollando.



b. Observación sistemática indirecta

Mediante esta técnica se pudo analizar y estudiar los diversos documentos que contiene información sobre el tema de investigación.

c. Observación experimental

Con esta técnica se desarrollaron las actividades para poder extraer los datos con el fin de ser procesados posteriormente.

d. Otras técnicas

Técnica de cuestionario.

3.2.4.2. Descripción de los instrumentos

- Ficha de observación.
- Material bibliográfico.
- Lista de cotejo.
- Escalas libreta de notas.
- Filmadora, cámara fotográfica.

3.2.5. Técnicas para el procesamiento de la información

Se usará el análisis estadístico cuantitativa, usando programas de cálculo como Excel, para luego evidenciar la información, mediante tablas, registros, figuras, promedios, medianas, desviación estándar y otros.



3.3. MEMORIA DESCRIPTIVA ACTUAL DE LA PLANTA CONCENTRADORA

3.3.1. Operaciones unitarias en la planta concentradora

La planta concentradora beneficia minerales polimetálicos de plomo, plata, oro, zinc y cobre, por el método de la flotación diferencial, con minerales procedentes de la mina San Carlos, con una capacidad instalada de 50 TMSD, en la actualidad se viene pasando 45 TMSD. Los equipos en planta en su totalidad son de segundo uso, ver diagrama de flujo figura 39.

3.3.1.1. Recepción

El transporte de los minerales, proveniente de las diferentes labores de la mina hacia la concentradora, se realiza por medio de volquete de 20 toneladas de capacidad, durante el día.

3.3.1.2. Almacenamiento

El mineral se alimenta a la tolva de gruesos, provista de una parrilla de rieles de 6" de abertura, con una capacidad de 50 TMH, o almacenando en la cancha de gruesos (stock pile) de acuerdo a calidades de los minerales, debidamente clasificados.

La alimentación de mineral a la tolva de gruesos se efectúa mediante el uso del volquete proveniente de mina y de una excavadora de 1 TM de capacidad, efectuando un blending o mezcla de acuerdo a las calidades de los minerales.

El circuito de la planta concentradora consta de las siguientes secciones: Chancado, molienda, clasificación, flotación, despacho de los concentrados y relaves.



3.3.1.3. Sección chancado

El mineral que se suministra a la planta concentradora tiene la capacidad de 1.88 TMS/h y presenta una característica que dificulta la operación de trituración. Se aprecia la alta dureza del mineral procedente de la mina de los niveles inferiores, razón por la que se observa un mayor tiempo de molienda.

Tolva de gruesos

La recepción del mineral de mina normalmente se realiza sobre la parrilla de la tolva de gruesos de 50 TMH de capacidad, si la tolva en mención se encuentra llena, el mineral es depositado en la cancha de gruesos y cuando es requerido es trasladado a dicha tolva con el apoyo de la excavadora.

La parrilla de la tolva de gruesos posee aberturas entre rieles de 6" con el fin de clasificar el mineral de mayor tamaño, para que solamente el mineral (- 6") pase dentro de tolva.

Parrilla estática de 16"x63"

El mineral depositado dentro de la tolva de gruesos se extrae mediante un shutt de descarga alimentando a la parrilla estática, el producto fino (-3/4") de tamaño cae directamente a la faja transportadora N° 1 y el producto grueso (+3/4") de tamaño ingresa a la chancadora primaria de quijadas 9"x12".

Chancadora de quijadas 9"x12"

Este recibe el producto grueso de la parrilla estática de (+3/4"), y alimenta a la faja transportadora CH - 01.



Faja transportadora CH – 01 de 16.50 m x 17.50''

Se encarga de trasladar el producto triturado y el fino de la parrilla estática hasta la tolva de finos a una velocidad de 0.68 m/s.

Tolva de finos

El producto final de trituración queda depositado en una tolva de finos metálico de 50 TMH de capacidad.

Tabla 6. Equipos de la sección chancado

Equipo	Unidad	Descripción
Tolva de gruesos	1	Construida de acero. Cap. 50 TMH
Parrilla estática	1	16"x63" abertura de 3/4"
Chancadora de quijadas	1	9"x 12"
Faja transportadora	1	CH - 01 de 16.50 m x 17.50"
Tolva de finos	1	Construida de acero. Cap. 50 TMH

3.3.1.4. Sección molienda clasificación

La liberación de los elementos valiosos del mineral, se realizan en dos etapas; molienda primaria y molienda secundaria o remolienda.

Faja transportadora CH - 02 de 7.10m x17.5''

El mineral almacenado en la tolva de finos de 50 TMH de capacidad, se extrae mediante un shutt de descarga, con compuerta graduada y la faja transportadora CH - 02 se encarga de alimentar al molino primario de bolas comesa de 4'x4', a razón de 1.88 TM/h. El control del tonelaje se realiza mediante cortes de 1ft de longitud lo cual son pesados en una balanza mecánica y de esa manera tenemos el tonelaje aproximado que se está pasando.



Molino primario de bolas comesa de 4'x4'

Este se encarga de moler el mineral alimentado por la faja CH - 02, la descarga del molino primario alimenta a un clasificador helicoidal comesa. La velocidad de trabajo es de 30 rpm.

Clasificador helicoidal de 17.5"x4.90m

Este clasifica el producto del molino de bolas, el rebose (finos) con una densidad de pulpa de 1200 - 1250 gramos por litro, se envía a un banco de 06 celdas denver 32"x32" y las arenas (gruesos), con una densidad de pulpa de 2000 gramos por litro, se alimenta al molino secundario de bolas de 3'x4'.

Molino secundario de bolas de 3'x4'

Muele los gruesos del clasificador helicoidal, la descarga va hacia el clasificador helicoidal, de esa forma se produce el circuito cerrado de molienda. La velocidad de trabajo es de 28 rpm.

Tabla 7. Equipos de la sección molienda - clasificación.

Equipo	Unidad	Descripción
Faja Transportadora	1	CH - 02 de 7.10m x17.5"
Molino de bolas	1	4'x4' Marca comesa (primario)
Clasificador Helicoidal	1	17.5"x4.90m Marca comesa
Molino de bolas	1	3'x4' Marca comesa (secundario)

3.3.1.5. Sección flotación

Esta sección consta de dos circuitos de flotación:

- Circuito de flotación plomo, plata y oro.



- Circuito de flotación zinc.

Flotación de plomo, plata y oro

Banco de 06 celdas denver 32"x32"

La primera celda actúa como celda unitaria (flotación plomo, plata y oro), recibe como carga los finos del clasificador helicoidal y produce concentrado final.

Este circuito está compuesto por 01 banco de 06 celdas denver, dispuesto convenientemente para realizar 2 etapas de limpieza, puesto que las espumas de las celdas rougher serán alimentados a la segunda celda (primera limpieza) y las espumas de las celdas scavenger serán alimentados hacia las celdas rougher, con el apoyo de una bomba centrífuga horizontal A-SH 2 1/2"x2" evacua a su respectiva cocha el concentrado final producido por la primera celda.

Flotación de zinc

Este circuito está compuesto por 01 acondicionador de cal de 3'x4', 01 acondicionador de pulpa de 3'x4', 01 banco de 02 celdas Denver 32"x32" y 02 celdas circulares de 5'x5'.

Acondicionador circular de cal 3'x4'

Este equipo de una capacidad de 5.75 m³, tiene la función de acondicionar la cal con agua, la alimentación de la cal es manualmente; esta lechada de cal es alimentado a un acondicionador circular 3'x4', circuito flotación de zinc.

Acondicionador circular 3'x4'

El relave del circuito de flotación de plomo, plata y oro, pasa al circuito siguiente de flotación de zinc, del cual la pulpa pasa a la bomba centrífuga bomba centrífuga



horizontal A-SH 2 ½"x2" en la cual se dispone primeramente de un acondicionador circular 3'x4'.

Banco de 02 celdas 32"x32" cleaner I

Este banco de 02 celdas duplex producen concentrado final, su cola pasa a la celda 5'x5'.

Celda W.S. 5'x5' rougher

Las espumas de esta celda se dirigen hacia la celda duplex que cumple la función como rougher, la cola pasa a una celda circular 5'x5'.

Celda W.S. 5'x 5' scavenger

Cumple la función como desbastador, las espumas van hacia la celda W.S. 5'x 5' rougher y la cola es el relave final que es depositado a un área cubierto con geomembrana de una capacidad aproximado de 4400 m³.

Tabla 8. Equipos de la sección flotación

Flotación de Plomo Plata-Oro	Unidad	Descripción
Celdas	1	Banco de 06 celdas Denver 32"x 32"
Flotación de zinc		
Acondicionador	1	Tipo circular de cal 3'x 4'
Acondicionador	1	Tipo circular de pulpa 3'x 4'
Celdas	1	Banco de 02 celdas 32"x 32" Cleaner I
Celda	1	W.S. 5'x 5' Rougher
Celda	1	W.S. 5'x 5' Scavenger



3.3.1.6. Sección de concentrados

Los concentrados de plomo y zinc son depositados en cochas de recuperación de 4.75x 2.95x1.50(m), para su sedimentación, ensacado y despacho final, que consta de 2 cochas para concentrado de plomo y 2 cochas para concentrado de zinc.

3.3.1.7. Suministro de la energía eléctrica

Es suministrado por dos grupos electrógenos de 220 kW y 120 kW.

3.4. INCREMENTO DE LA PRODUCCIÓN PLANTA CONCENTRADORA SAN CARLOS

En el presente ítem se detalla sección por sección los trabajos a desarrollarse en el área de la planta concentradora con el objetivo de incrementar la producción actual de mineral de 50 a 200 TM/día.

3.4.1. Balance metalúrgico proyectado

Haciendo una proyección para tratar 200 TMS/día o 73000 TM/año, la planta concentradora San Carlos estaría produciendo 2408 toneladas de concentrado de plomo y 2615 toneladas de concentrado de zinc por año y recuperaciones que se indican en el siguiente cuadro.

Tabla 9. Balance metalúrgico proyectado

	Peso	Rec. (%)		RC
	(TM)	Pb	Zn	
Cabeza	73000	100.00	100.00	
Conc. Pb	2408	92.46	10.67	30.32
Conc. Zn	2615	1.40	74.80	27.92
Relave	67978	6.14	14.53	



3.4.2. Dimensionamiento de los equipos

El diseño de la planta se ha realizado con los datos del balance metalúrgico proyectado. El esquema propuesto es una alternativa que puede ser viable para el procesamiento del mineral, con el cual se ha diseñado la planta concentradora y estimado el costo de inversión y operación.

En el diagrama se contempla que la sección de chancado será de 2 etapas, teniendo el producto final una granulometría de 3/4" de pulgada. Lo ideal sería que las tolvas de finos tengan una capacidad mínima de un día de operación. En nuestro caso se implementará más una tolva de 50 toneladas de capacidad pudiendo al final utilizar ambas tolvas.

La Sección molienda constara de un molino de 10' x 5', molino 4' x 4' y 2 ciclones D - 8" y es posible incorporar celdas unitarias en la descarga de los molinos para mejorar la recuperación. En el esquema de flotación, se propone la flotación de los sulfuros de plomo/plata diferencialmente y los sulfuros de zinc en una segunda etapa. Se producirán dos concentrados uno de plomo y otro de zinc que serán enviados a las cochas de concentrado para luego ser filtrados, se recomienda los filtros de presión que trabajan con granulometría más fina.

Adicionalmente se incrementará la capacidad de presa de relaves para un mejor tratamiento, así poder recuperar de agua y remanentes de reactivos, finalmente se podría implementar de hidrociclones en el relave para obtener finos y gruesos, los finos pasarán a la presa de relaves y los gruesos serán enviados a interior de mina, que será usado como relleno.



Por todo esto se recopiló información netamente empírica ya sea de ensayos de laboratorio, piloto o industrial bajo condiciones lo más cercanas posibles a la situación proyectada y características del mineral.

3.4.2.1. Sección de chancado

Para reducir el tamaño del mineral en las plantas concentradoras, se ejecutan en una secuencia de etapas, por ende, al elegir un equipo de chancado (chancadoras giratorias, chancadora de mandíbula), uno de los principales factores claramente es el tamaño máximo de mineral a ser alimentado, la capacidad que se desea obtener, el costo de capital y el costo de mantenimiento. Por otro lado, la etapa de chancado secundario toman cargas más livianas puesto que recibe el producto de la etapa anterior, usualmente para el chancado secundario y terciario los equipos a utilizar son esencialmente las mismas, con la diferencia de que para el chancado terciario la abertura de salida del material es más fina, las etapas antes mencionadas se realizan con las chancadoras cónicas.

Diseño de la sección chancado

El diseño de esta sección se toma en cuenta el funcionamiento práctico de los equipos, por ejemplo: una chancadora de quijadas opera en circuito abierto, una chancadora cónica secundaria también trabaja en circuito abierto y una chancadora terciaria opera en circuito cerrado, por ser la última oportunidad para poder fracturar las partículas que resultaron de mayor tamaño.



Dimensionamiento de los equipos del área de chancado

Como punto inicial tomamos los datos de la distribución de tamaños de partículas del mineral de mina (ver Tabla 53), siendo el tamaño máximo de 38 cm, a continuación, se determinará las etapas de chancado que serán necesarias para nuestra evaluación.

Etapas en la sección chancado

Para la instalación de una planta concentradora se requiere determinar cuántas etapas constituirían la sección de chancado, si el mineral alimentado tiene un $F_{80}=8"$ ó 203.2 mm, para obtener un producto final de $P_{80}=3/4"=19.5$ mm.

Utilizando el concepto de radio de reducción R_{80} calculamos el R_{80} total. Esto es:

$$R_{80} = \frac{F_{80}}{R_{80}} \quad \dots \text{(Ec.1)}$$

$$\frac{203.2}{19.5} = 10.42$$

Tomemos como alternativa lo siguiente:

R_1 : Para chancado primario = 5

R_2 : Para chancado secundario = 2

Tendríamos:

$$R_{80} = R_1 * R_2 \quad \dots \text{(Ec.2)}$$

$$5 * 2 = 10$$

Donde:

Chancado primario:

$$F_{80} = 203.2 \text{ mm} \rightarrow 8"$$



$$P_{80} = 50.8 \text{ mm} \rightarrow 2''$$

$$R_{80} = 4$$

Chancado secundario:

$$F_{80} = 50.8 \text{ mm} \rightarrow 2''$$

$$P_{80} = 19.05 \text{ mm} \rightarrow 3/4''$$

$$R_{80} = 2.67$$

Finalmente, se tendría lo siguiente:

$$R_{80} = R_1 * R_2 = 4 * 2.67 = 10.68$$

Tolva de gruesos

Para el diseño de la tolva es necesario conocer; cuál es su estructura y como está conformada; entre ellos están algunos elementos como; capacidad de almacenamiento, densidad aparente del mineral, inclinación de la tolva, ángulo del reposo del material, factor de espacios vacíos, material de construcción de la tolva, sistema de alimentación y el sistema de descarga (Ariadel, 2016).

A continuación, se enumera las fórmulas más utilizadas para el dimensionamiento de tolvas que utilizaremos para nuestra evaluación:

$$\frac{V_i}{V_t} = \frac{1}{3} \text{tg}\beta \left(\frac{D}{H} \right) \quad \dots \text{(Ec.3)}$$

$$V_i = \frac{\pi D^2 h}{4} - \frac{1}{3} \frac{\pi D^2 h}{4} = \frac{1}{6} \pi D^2 h \quad \dots \text{(Ec.4)}$$

$$h = \text{tg}\beta \left(\frac{D}{2} \right) \quad \dots \text{(Ec.5)}$$



$$Vi = \frac{1}{12} \pi D^3 tg\beta \quad \dots \text{(Ec.6)}$$

$$Vt = \frac{\pi D^2 xH}{4} \quad \dots \text{(Ec.7)}$$

$$tg\beta = \frac{2h}{D} \quad \dots \text{(Ec.8)}$$

Donde:

Vi : Volumen inútil.

Vt : Volumen total.

D : Diámetro tolva.

H : Altura tolva.

Es importante tener en cuenta algunas definiciones como; capacidad de almacenamiento, que es el volumen que puede almacenar las tolvas, esto baria en base al requerimiento de las plantas, el objetivo es para poder establecer el tamaño de la tolva. Por ello es importante conocer el volumen útil, que es el mínimo necesario y el volumen real de la tolva con respecto al volumen del mineral que se considera teniendo en cuenta las variaciones en el llenado y descarga de la tolva.

$$T = V\rho_c \quad \dots \text{(Ec.9)}$$

$$\rho_c = (1 - Fev)\rho_m \quad \dots \text{(Ec.10)}$$

Donde:

T : Capacidad.

V : Volumen de la tolva, m^3 .



ρ_c : Densidad corregida, TM/m^3 .

ρ_m : Densidad del mineral TM/m^3 .

Fev : Factor de espacios vacíos.

Para tolva de gruesos se considera 40% de espacios vacíos ($Fev = 0.4$).

Para tolva de finos se considera 20% de espacios vacíos ($Fev = 0.2$).

Para determinar el volumen útil de la tolva tenemos la siguiente ecuación:

$$V_{\text{mineral}} = \frac{\text{Capac.tolva}}{\text{Densidad aparente}} \quad \dots \text{ (Ec.11)}$$

Determinando el volumen total de la tolva tenemos:

$$V_{\text{mineral}} = 0.6 * V_{\text{tolva}} \quad \dots \text{ (Ec.12)}$$

Despejando tenemos:

$$V_{\text{tolva}} = \frac{V_{\text{mineral}}}{0.60} \quad \dots \text{ (Ec.13)}$$

Densidad aparente del mineral:

Porras (1998) menciona “Es la densidad de los cuerpos porosos a las condiciones actuales”. El volumen total comprende el volumen ocupado por el mineral y los espacios vacíos existentes entre las partículas, esto varío envase al tamaño del mineral.

Densidad Aparente:

El diseño de tolvas, canchas estok y carros mineros se utiliza mucho la densidad aparente del mineral " ρ_a ".

$$\rho_a = \frac{\text{Peso de la muestra}}{\text{volumen del recipiente}} \quad \dots \text{ (Ec.14)}$$



$$\rho_a = GE * (100\% - \text{Espacios Vacios}) \quad \dots \text{(Ec.15)}$$

La gravedad específica de un mineral "GE" es igual a la densidad del mineral entre la densidad del agua.

Inclinación de tolvas:

El ángulo de inclinación de una tolva va a depender de los siguientes elementos; granulometría del material, porcentaje de fino y porcentaje de humedad.

Ángulo de reposo del material:

Linarez (s.f.) menciona que el ángulo de reposo es el que se forma entre una pila pequeña de mineral y la horizontal y corresponde a cuando el mineral empieza a deslizarse. Entre 35° a 45° indican que el material es algo cohesivo, mientras que ángulos entre 45° y 55° señalan una gran cohesividad del material, finalmente ángulos mayores a 55° indican movilidad nula. A pesar de que el ángulo de reposo es indicativo de la capacidad de fluir del material, no debe usarse directamente en el diseño de tolvas. La inclinación que tiene la caída siempre va ser aproximadamente 15° más que el ángulo de reposo.

Entonces se tiene las siguientes expresiones:

$$\alpha = \arctg \left(\frac{\text{Distancia vertical}}{\text{Distancia horizontal}} \right) \quad \dots \text{(Ec.16)}$$

$$\beta = \alpha + 15 \quad \dots \text{(Ec.17)}$$

factor de espacios vacíos (FEV):

Son los espacios que existen en el mineral que van a variar con respecto al mismo, cuando se habla de las tolvas de gruesos se toma en consideración el 40% de espacios



vacíos y para el material de finos es el 20%. En la cual la determinamos en la siguiente ecuación:

$$FEV = \frac{1}{3} \tan(\beta) * \left(\frac{D}{H}\right) \quad \dots \text{(Ec.18)}$$

Relacionamos el diámetro con el volumen de la tolva:

$$V_{tolva} = \pi D^2 * \frac{H}{4} \quad \dots \text{(Ec.19)}$$

Datos para el diseño de la tolva de gruesos:

- Densidad del mineral: 2.8 t/m³
- Ángulo de reposo del mineral (α): 43.5
- Volumen inútil: 40%
- Porcentaje de humedad: 1.61%
- Factor de espacios vacíos: 0.4
- Volumen útil de la tolva: 60 %

$V_{tolva} = V_{\text{paralelepipedo}} + V_{\text{tronco de piramide}}$

$$V_{tolva} = a * b * c + \frac{1}{3} [h (A_1 + A_2 + \sqrt{A_1 * A_2})] \quad \dots \text{(Ec.20)}$$

$$A_1 = a * b = 5 * 5 = 25m^2$$

$$A_2 = d * c = 0.4 * 0.5 = 0.2 m^2$$

$$V_{tolva} = 5 * 5 * 3 + \frac{1}{3} [2.70 (25 + 0.2\sqrt{25 * 0.2})]$$

$$V_{tolva} = 75m^3 + 22.90m^3 = 97.9m^3$$



Como se trata de una tolva de gruesos consideramos por lo tanto 40% de espacios vacíos reemplazando en la Ec. 10 se tiene.

$$\rho_c = (1 - 0.40)(2.8) = 1.68 \text{ TM}/\text{m}^3$$

Luego reemplazamos en la Ec. 9.

$$T = 97.9 \text{ m}^3 * 1.68 \frac{\text{TM}}{\text{m}^3} = \mathbf{164.47 \text{ TMH}}$$

Si se quiere en seco.

$$T = 164.47 \left(\frac{100 - 1.61}{100} \right) = \mathbf{161.82 \text{ TMS}}$$

Para determinar el volumen útil de la tolva utilizamos la Ec. 11:

$$V_{\text{mineral}} = \frac{164.47}{2.8} = 58.74 \text{ m}^3$$

Considerando que es una tolva de gruesos determinamos el volumen total de la tolva, reemplazando en la Ec. 12:

Despejando tenemos.

$$V_{\text{tolva}} = \frac{58.74 \text{ m}^3}{0.60} = \mathbf{97.9 \text{ m}^3}$$

Obteniendo el ángulo de la tolva se utiliza la Ec. 17 y h:

$$\beta = 43.5 + 15 = 58.5^\circ$$

$$\text{sen}(\beta) = \frac{h}{2.3} \quad \dots \text{(Ec.21)}$$

Despejando.

$$h = \frac{2.3}{\text{sen}(58.5^\circ)} = \mathbf{2.70 \text{ m}}$$

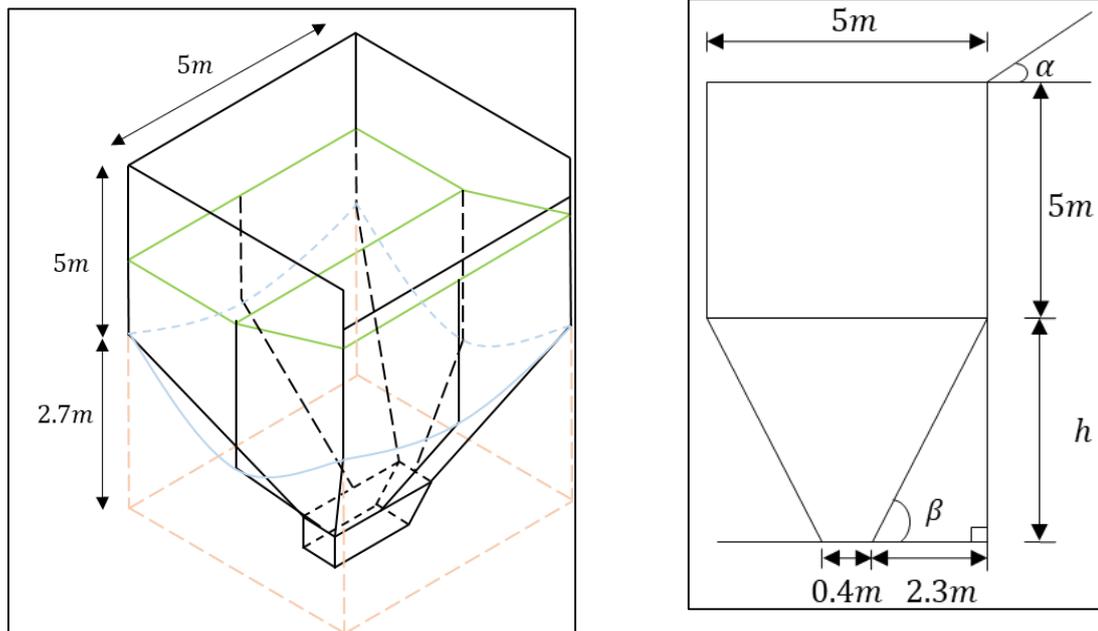


Figura 25. Dimensiones de la tolva de gruesos.

Apron feeder

Capacidad de alimentación

La capacidad de alimentación depende de la anchura del alimentador, altura de la capa de material, velocidad del transportador, tipo y tamaño del material, y factor de llenado (Metso, 2008).

$$Q = 60 B * D * \rho_S * V * \varphi \quad \dots \text{(Ec.22)}$$

Donde:

Q : Capacidad de alimentación (t/h).

B : Anchura de la tolva (m).

D : Altura de la capa de material en el transportador (m).

ρ_S : Densidad aparente (t/m^3).

v : Velocidad del transportador (m/min).



φ : Factor de llenado.

Calculo de potencia

Las fuerzas que ofrecen resistencia al movimiento del transportador son:

$$F_t = F_1 + F_2 + F_3 + F_4 \quad \dots \text{(Ec.23)}$$

Donde:

F_t : Fuerza total (kgf).

F_1 : Fuerza resultante de la fricción de rodillos.

F_2 : Fuerza resultante de la fricción del material con la tolva (kgf).

F_3 : Fuerza resultante de la fricción entre material en movimiento y parado (kgf).

F_4 : Fuerza resultante del material ascendente.

Por otra parte, se tiene:

$$F_1 = 10f * (1.2 * B^2 * L_2 * \rho_a + B * D * L_3 * \rho_a + M) \quad \dots \text{(Ec.24)}$$

$$F_2 = \frac{F_s * L}{100} \quad \dots \text{(Ec.25)}$$

$$F_3 = 9B^2 * L_1 * \rho_a * S_f \quad \dots \text{(Ec.26)}$$

$$F_4 = 10\rho_a * B * D * H \quad \dots \text{(Ec.27)}$$

Donde:

$B, D, H, L, L_1, L_2, L_3$: Dimensiones (m).

f : Factor de fricción de rodillos (0.1 para alimentadores de acero al manganeso).



ρ_a : Densidad a granel del material (t/m^3).

M : Peso de partes móviles (ton, tabla 11).

F_s : Resistencia resultante de la fricción del material con la tolva por metro de alimentador (kg/m, ver tabla 13).

S_f : factor de cizallamiento, un factor de corrección relacionado con el tipo de material, humedad, y tamaño máximo que se usa para determinar con mayor exactitud la potencia requerida; para estimativas iniciales seguras use $S_f = 1,0$.

Nota: con tamaños grandes, asumir:

$$L_3 = 0, L_1 = \frac{2}{3} * L_2, L_2 = L \quad \dots \text{(Ec.28)}$$

La potencia requerida está dada por:

$$N = \frac{F_t * V}{60 * \eta} \quad \dots \text{(Ec.29)}$$

Donde:

N : Potencia requerida (HP).

F_t : Fuerza total (kgf).

V : Velocidad del alimentador (m/min).

η : Rendimiento mecánico.



APRON FEEDER

Tabla 10. Condiciones para el dimensionamiento del Apron Feeder

Condiciones principales				
Densidad Aparente (t/m^3)	1.68			
Capacidad de tratamiento t/día	200.00			
Disponibilidad (%)	100.00			
Días/Año	365.00			
Turnos/días	2.00			
Horas/Turno	5.00			
Horas Totales/año	3650.00			
Disponibilidad mecánica				
Disponibilidad (%)	95.00			
TM/año	73,000.00			
Días disponible/año	346.75			
TM/Día efectivos	210.53			
TM/Turno	105.26			
TM/h	21.05			
Flujo Volumétrico (m^3/h)	12.53			
Dimensionamiento número de alimentadores				
	m^3/h	Numero Alim	F/Alimentador m^3/h	T/Alimentador TM/h
Capacidad Alimentador		1	12.53	21.05

Dimensionamiento

Haciendo uso del modelo matemático para el dimensionamiento que relaciona las variables: capacidad de alimentación, ancho efectivo del alimentador, altura de la capa de material en el alimentador, densidad aparente del mineral y velocidad del alimentador.



Valorización de variables:

Ancho efectivo $B = 24" = 0.6096$ (m). Este valor se relaciona directamente con el flujo volumétrico de alimentación, y considerando que el flujo de alimentación es de 12.53 (m^3/h) /Feeder.

Considerando que se eligió un alimentador de 750 (m^3/h), permite calcular V mediante interpolación lineal, con datos provenientes de tabla N° 13.

$$\frac{3 - V}{3 - 5} = \frac{40 - 12.53}{40 - 67} \rightarrow V = 0.96 \frac{m}{min}$$

Posterior se realiza el despeje de la Ec. 22 para la obtención de la altura de material en el transportador con los valores conocidos se tiene.

$$D = \frac{T}{60 * B * \rho * V} = \frac{21.05}{60 * 0.61 * 1.68 * 0.96} = 0.36 m$$

Calculo de potencias

La resistencia al movimiento en un APRON FEEDER está constituida por los componentes que se mencionan en la Ec. 23.

Entonces los valores son:

$$f: 0.1$$

$$B: 0.61m$$

$$\rho_a: 1.68 (t/m^3)$$

$$L: 3m$$

$$L_2: 3m$$



$$L_3: 0$$

$$D: 0.36m$$

$$H: 0$$

$$L_1: 2 m$$

$$M: 3.9 t$$

F_s : este valor se obtiene por interpolación lineal desde tabla 13.

$$\frac{0.3 - F_s}{0.3 - 0.45} = \frac{16.5 - 0.36}{16.5 - 35.5} \rightarrow F_s = 24.1$$

Por tanto, reemplazando en las ecuaciones antes mencionadas se tiene:

$$F_1 = 10(0.1) * (1.2 * 0.61^2 * 3 * 1.68 + 0.61 * 0.36 * 0 * 1.68 + 3.9) = 6.15 [kg]$$

$$F_2 = \frac{24.1 * 3}{100} = 0.72 [kg]$$

$$F_3 = 9 * 0.61^2 * 2 * 1.68 * 1.0 = 11.25$$

$$F_4 = 10 * 1.68 * 0.61 * 0.36 * 0 = 0$$

$$F_t = 6.15 + 0.72 + 11.25 + 0 = 18.12$$

Reemplazando en la Ec. 29 los datos obtenidos se tiene la potencia requerida.

$$N = \frac{18.12 * 0.96}{60 * 0.95} = 0.31 \approx 0.3 \text{ HP/Feeder}$$

Finalmente calculando la capacidad de alimentación con la Ec. 22 se tiene

$$Q = 60 * 0.61 * 0.36 * 1.68 * 0.96 * \varphi = 21.25 t/h$$

La cual nos indica que el feeder seleccionado será de una capacidad de 21.25 t/h.

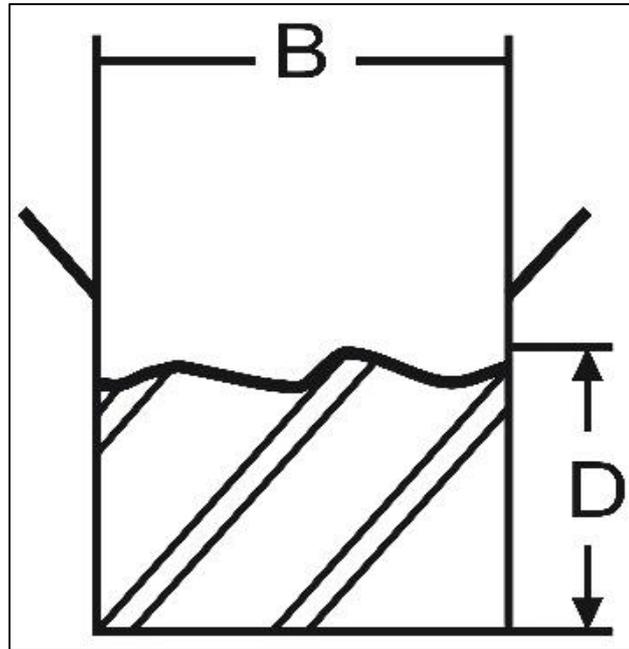


Figura 26. Esquema frontal de un Apron Feeder

Fuente: Metso (2008, p.2-3).

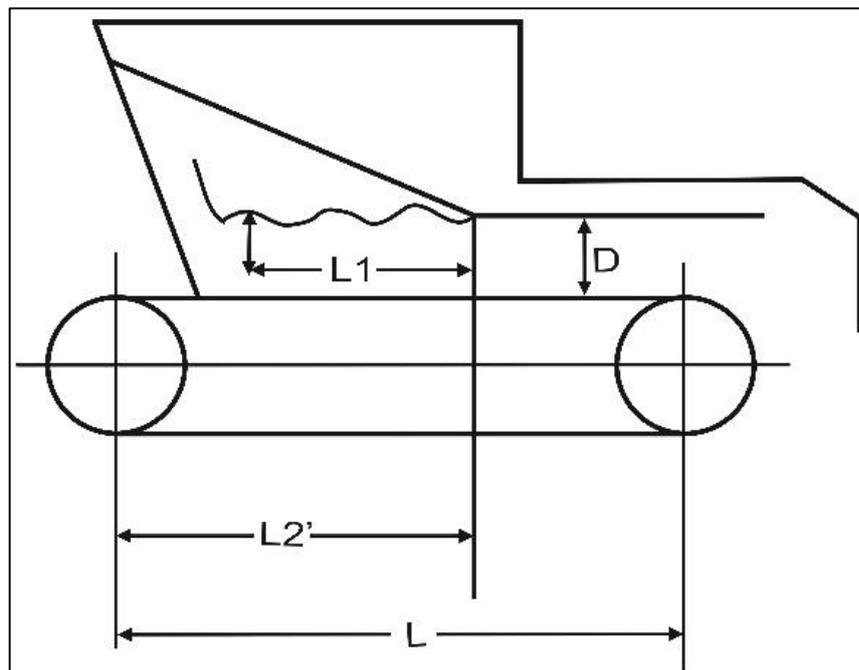


Figura 27. Esquema lateral de un Apron Feeder

Fuente: Metso (2008, p.2-4).

Tabla 11. Especificaciones técnicas Apron Feeder SERIE MT

Modelo	Tamaño Apron (mm)	Peso			Volumen a transportar	
		Partes móviles	Alimentador W OUT HOPPER	Alimentador W Hopper	W Hopper (m3)	W out Hopper (m3)
MT 30075	3000 x 750	3.9	5.8	7.3	14.4	9.0
MT 45075	4500 x 750	4.6	6.5	8.4	19.6	12.4
MT 60075	6000 x 750	5.5	7.4	9.8	24.7	15.6
MT 90075	9000 x 750	7.5	10.3	13.9	35.0	22.0
MT 120075	12000 x 750	10.1	13.4	17.3	45.3	28.5
MT 30100	3000 x 1000	4.6	6.7	8.6	16.3	10.3
MT 45100	4500 x 1000	5.9	8.0	10.5	22.1	14.0
MT 60100	6000 x 1000	7.2	9.3	12.4	27.9	17.6
MT 90100	9000 x 1000	9.7	13.1	17.2	39.6	24.9
MT 120100	12000 x 1000	12.5	17.0	22.2	51.2	32.2
MT 30120	3000 x 1200	5.2	7.4	9.6	17.7	11.2
MT 45120	4500 x 1200	7.0	9.3	12.1	24.0	15.2
MT 60120	6000 x 1200	8.5	11.0	14.6	30.4	19.2
MT 90120	9000 x 1200	11.5	14.9	19.3	43.0	27.0

Fuente: Metso (2008).

Tabla 12. Capacidad de alimento Apron Feeder

Velocidad de la cadena (m/min.)	Anchura de la cadena							
	750 mm		1000 mm		1200 mm		1500 mm	
	t/h*	m3/h	t/h*	m3/h	t/h*	m3/h	t/h*	m3/h
3	64	40	107	67	150	93	240	150
5	107	67	178	111	248	155	400	250
7	150	93	248	155	350	218	560	350
9	192	120	320	200	448	280	720	450
11	235	147	390	244	550	343	880	550

Fuente: Metso (2008, p.2-3).

Tabla 13. Valores de cizallamiento de un Apron Feeder

D (m)	ρ_s (t/m ³)			
	0.8	1.2	1.6	2.4
0.30	7.5	12.0	16.5	24.0
0.45	18.0	27.0	35.5	53.5
0.60	32.5	49.0	65.5	98.0
0.75	50.5	76.0	101.0	152.0
0.90	71.0	107.0	143.0	214.0
1.00	98.0	147.0	196.0	294.0
1.20	128.0	192.0	256.0	383.0
1.40	165.0	248.0	330.0	495.0
1.50	198.0	297.0	397.0	595.0
1.80	287.0	431.0	575.0	862.0

Fuente: Metso (2008, p.2-4).

Chancadora primaria

Parámetros fundamentales de diseño de la chancadora

Existen parámetros fundamentales que han sido definidos por diferentes investigadores y autores como Shovin y Bond entre otros, y se encuentran consignados en una amplia literatura especializada en la materia, para el diseño de trituradoras de mandíbula para un adecuado funcionamiento de la misma (Ortiz y Tirado, 2005).

Relación de reducción

Esta relación es la que existe entre el tamaño de mineral que se alimenta a una quebradora y el de su descarga, tomándose estos valores como alimentación y descarga, valores que deben ser correspondientes al tamaño al cual se hallan el 80% de cada



producto, quedando esta relación expresada en la siguiente ecuación (Espinosa y Lopez, 1984).

$$Rr = \left(\frac{D_{\max \text{alimentacion}}}{d_{\max \text{producto}}} \right) \quad \dots \text{ (Ec.30)}$$

Ancho mínimo de la abertura de la alimentación (G)

Normalmente el ancho mínimo de la abertura de alimentación a una trituradora debe ser un 15% mayor que el tamaño máximo del material a ser alimentado.

$$D_{\max \text{alimentacion}} = 0.85 * G \quad \dots \text{ (Ec.31)}$$

Despejando G de la Ec. 31 se tiene:

$$G = (D_{\max \text{alimentacion}}/0.85) \quad \dots \text{ (Ec.32)}$$

Longitud mínima de carrera de la mandíbula (e)

La longitud mínima de carrera de la mandíbula viene expresada de la siguiente manera.

$$e = 0.06 * G^{0.85} [m] \quad \dots \text{ (Ec.33)}$$

Velocidad mínima de operación (n_{op}).

$$n_{op} = 280 * 2.71^{(-0.212)*(G^3)} [rpm] \quad \dots \text{ (Ec.34)}$$

Potencia requerida (N_B).

Para el potencial requerido utilizamos la expresión de Bond.

$$N_B = 10 * W_i \left[\frac{1}{\sqrt{P_{80}}} - \frac{1}{\sqrt{F_{80}}} \right] \quad \dots \text{ (Ec.35)}$$



Donde:

W_i : Índice de trabajo de Bond (kWh/t).

P_{80} y F_{80} : Son las dimensiones de salida y alimentación, respectivamente, y deben de estar en micras.

Capacidad básica de una chancadora de mandíbula

$$T_b = 0.6 * L_r * S_o \quad \dots \text{(Ec.36)}$$

Donde:

T_b : Capacidad básica teórica (t/h).

L_r : Longitud de boca (pulg.).

S_o : Garganta en posición cerrada (pulg.).

Por tanto, la capacidad es proporcional al área de la garganta, dado que es el área que regula el paso del material triturado. En general la capacidad está en función al tipo de roca y otros factores (ejemplo la humedad).

$$TPH = Kc * Km * Kf * Tb \quad \dots \text{(Ec.37)}$$

Donde:

TPH : Capacidad modificada.

Kc : Factor tipo de roca (0.5 a 1.0).

Km : Factor de humedad. Varía desde 1 para material seco 0.75 a 0.85 cuando los finos se compactan con la mano.



K_f : Factor forma de alimentar. Tendrá un valor entre 0.75 y 0.85 si se realiza eficientemente. Si no es eficiente el valor será de 0.5.

Chancadora de quijas

Parámetros fundamentales de diseño

Utilizando la Ec. 30 calculamos la relación de reducción.

$$R_r = \left(\frac{8''}{2''}\right) \text{ entonces, } R_r = 4$$

Posterior a ello se calcula el ancho mínimo de la abertura de alimentación utilizando la Ec. 32.

El ancho mínimo de la trituradora debe ser un 15% mayor que el tamaño máximo de la alimentación.

$$G = (8''/0.85) = 9.41'' \approx 10'' \approx 23.90 \text{ cm} \approx 0.24 \text{ m}$$

Luego remplazamos en la Ec. 33 para hallar la longitud mínima de carrera de la mandíbula.

La longitud mínima de carrera de la mandíbula móvil viene dada por la siguiente expresión.

$$e = 0.06 * (0.24\text{m})^{0.85} = 0.018 \text{ m} \approx 18 \text{ mm}$$

Obtenido la longitud mínima de carrera valor que será reemplazado en la Ec. 34 para obtener la velocidad mínima de operación.

$$n_{op} = 280 * 2.71^{((-0.212)*(0.24)^3)} = 279.18 \text{ [rpm]}$$

La potencia requerida es calculada con la siguiente expresión de Bond Ec.35.

Entonces se tiene:

$$N_B = 10 * 10.93 * \left[\frac{1}{\sqrt{50800}} - \frac{1}{\sqrt{196178.98}} \right] = 0.24 \text{ kW} - h/TC$$

Con una alimentación de 21.05 TM \approx 23.20 TC/h para obtener la potencia requerida $0.24 * 23.20 = 5.57$ kWh para un factor de servicio de 5 horas tenemos una potencia de $P = 5.57 * 5 = 27.85 \text{ kW} = 37.35 \text{ HP}$.

Con este se puede concluir, que el motor que debe utilizarse es un motor de con una potencia de 40 HP y una chancadora de 15" x 24" por la capacidad de procesamiento que se desea obtener.

Finalmente calculando la capacidad de la chancadora se tiene:

$$T_b = 0.6 * 24 * 2 = 28.8 \text{ t/h}$$

Chancado secundario

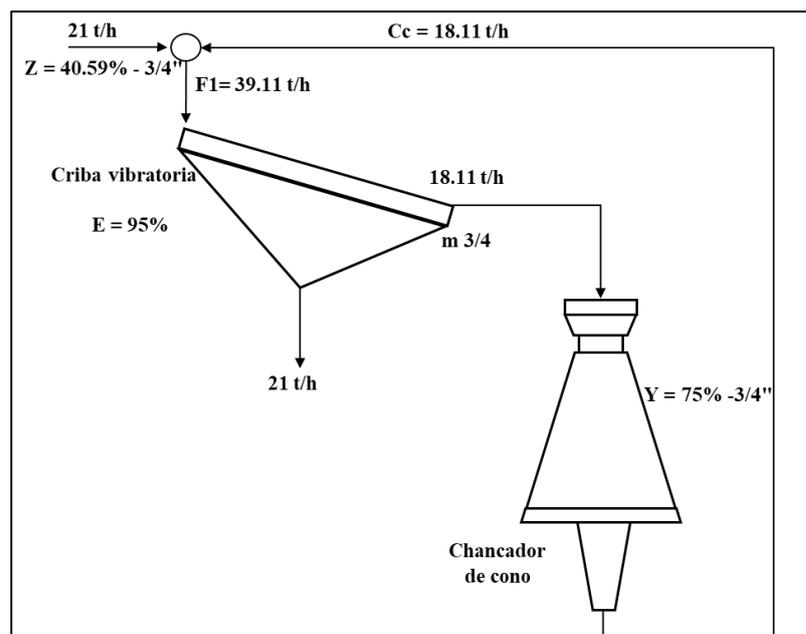


Figura 28. Balance de materia chancado secundario.



Reemplazando datos en la fórmula para hallar la carga circulante, tenemos:

$$R = \frac{1}{75} \left[\frac{100 \cdot 100 \cdot 100}{95} - 100 \cdot 40.59 \right] = 86.23\%$$

$$Cc = \frac{R \cdot F}{100} = \frac{86.23 \cdot 21}{100} = 18.11 \text{ t/h}$$

$$F_1 = F + Cc = 21 + 18.11 = 39.11$$

Calculo del pasante en la alimentación a la criba:

$$\text{Pasante en } F - 3/4'' = 21 \cdot 0.4059 = 8.52 \text{ t/h}$$

$$\text{Pasante en } D. Ch. = 18.11 \cdot 0.75 = 13.58 \text{ t/h}$$

$$\text{Total de pasante en } F_1 = -3/4'' = 8.52 + 13.58 = 22.1 \text{ t/h}$$

Zaranda vibratoria

Selección y dimensionamiento

Para el dimensionamiento de una zaranda vibratoria se debe considerar lo siguiente: a) Características de los materiales a ser cribados (densidad, tamaño máximo de alimentación, granulometría del producto, forma de la partícula, contenido de humedad, presencia o falta de material arcilloso, temperatura), b) Capacidad, c) Rangos de separación de producto, d) Eficiencia deseada, e) Tipo de tarea (Lavado, Clasificación final, clasificación intermedia, f) Existencia o no de limitaciones de espacio y peso, g) Grado de conocimiento del material y del producto deseado (Metso Minerals, 2008, p.13).

Selección de las cribas

Se seleccionan las cribas básicamente en conformidad con las características del material y tipo de tarea (Metso, 2008, p.13).



Dimensionamiento

Se selecciona el tamaño de la criba basándose en el área de cribado y anchura de la criba. La anchura de la criba, por su parte, se calcula para proporcionar el espesor de la capa de material sobre la criba compatible con la malla usada (Metso, 2008, p.14).

Calculo del área de cribado

El área teórica requerida para una zaranda es, la cantidad de material que atraviesa la malla que se divide por ocho factores de corrección y está dada por la siguiente expresión:

$$Area\ Teorica = \frac{\left[\frac{st}{h}\right] a\ traves\ de\ la\ malla\ (undersize)}{A*B*C*D*E*F*G*H} [m^2] \quad \dots (Ec.38)$$

Donde:

$\left[\frac{st}{h}\right]$: Toneladas cortas pasantes por la malla.

A, B, C, D, E, F, G, H: Son factores de corrección dados por las siguientes tablas.

Factor A

Factor abertura de malla y tipo de material alimentado.



Tabla 14. Factor A, abertura de malla y tipo de material alimentado - 1

Apertura cuadrada	Equivalente Decimal (")	% Area abierta (tipica)	Piedra Triturada	Arena y gravilla
#20	0.033	44	0.18	0.24
#14	0.056	44	0.32	0.40
1/16"	0.063	48	0.40	0.49
#12	0.066	42	0.42	0.51
#10	0.079	45	0.51	0.61
3/32" (#8)	0.094	45	0.56	0.70
1/8"	0.125	44	0.66	0.79
#8	0.132	47	0.70	0.83
3/16" (#4)	0.187	45	0.89	1.08
1/4"	0.250	46	1.10	1.38
5/16"	0.313	49	1.30	1.60
3/8"	0.375	51	1.47	1.85
7/16"	0.432	53	1.62	2.05
1/2"	0.500	55	1.75	2.24
9/16"	0.562	58	1.88	2.34
5/8"	0.625	59	1.95	2.45
11/16"	0.688	59	2.05	2.51
3/4"	0.750	61	2.15	2.68
13/16"	0.812	63	2.22	2.76
7/8"	0.875	63	2.28	2.84
15/16"	0.938	62	2.36	2.93
1"	1.000	64	2.44	3.00

Fuente: Soto (s.f.).



Tabla 15. Factor A, abertura de malla y tipo de material alimentado - 2

Apertura cuadrada	Equivalente Decimal (")	% Area abierta (tipica)	Piedra Triturada	Arena y gravilla
1 1/8"	1.125	67	2.54	3.12
1 1/4"	1.250	64	2.64	3.29
1 5/16"	1.312	66	2.69	3.35
1 3/8"	1.375	66	2.74	3.40
1 1/2"	1.500	69	2.84	3.50
1 3/4"	1.750	68	3.04	3.74
1 13/16"	1.812	68	3.14	3.86
2"	2.000	71	3.23	3.97
2 1/4"	2.250	70	3.45	4.28
2 5/16"	2.312	71	3.56	4.44
2 1/2"	2.500	72	3.68	4.57
2 3/4"	2.750	74	3.92	4.80
3"	3.000	74	4.14	5.04
3 1/4"	3.250	75	4.35	5.32
3 1/2"	3.500	77	4.58	5.60
3 3/4"	3.750	74	4.79	5.90
4"	4.000	75	5.02	6.21
4 1/2"	4.500	74	5.42	6.75
5"	5.000	76	5.85	7.30
5 1/2"	5.500	72	6.30	7.85
6"	6.000	74	6.80	8.30

Fuente: Soto (s.f.).



Factor B

Factor de sobre tamaño de alimentación.

Tabla 16. Factor B, sobre tamaño de alimentación

% Oversize	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Factor B	1.60	1.58	1.57	1.56	1.55	1.54	1.52	1.51	1.50	1.49	1.48
% Oversize	11	12	12	14	15	16	17	18	19	20	21
Factor B	1.46	1.45	1.44	1.43	1.42	1.40	1.39	1.38	1.37	1.36	1.34
% Oversize	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32
Factor B	1.33	1.32	1.31	1.30	1.28	1.27	1.26	1.25	1.24	1.23	1.22
% Oversize	33	34	35	36	37	38	39	40	41	42	43
Factor B	1.21	1.20	1.19	1.17	1.16	1.15	1.14	1.13	1.11	1.10	1.08
% Oversize	44	45	46	47	48	49	50	51	52	53	54
Factor B	1.07	1.06	1.04	1.03	1.02	1.01	1.00	0.99	0.98	0.97	0.96
% Oversize	55	56	57	58	59	60	61	62	63	64	65
Factor B	0.95	0.93	0.92	0.91	0.90	0.89	0.87	0.86	0.84	0.83	0.82
% Oversize	66	67	68	69	70	71	72	73	74	75	76
Factor B	0.81	0.80	0.79	0.78	0.77	0.75	0.74	0.73	0.72	0.71	0.69
% Oversize	77	78	79	80	81	82	83	84	85	86	87
Factor B	0.68	0.66	0.65	0.64	0.62	0.60	0.59	0.57	0.56	0.53	0.51
% Oversize	88	89	90	91	92	93	94	95	96	97	98
Factor B	0.48	0.46	0.44	0.40	0.37	0.33	0.29	0.24	0.20	0.15	0.10

Fuente: Soto (s.f.).



Factor C

Factor del porcentaje pasante a la mitad de la malla en la alimentación.

Tabla 17. Factor C, porcentaje pasante a la mitad de la malla en la alimentación

% Oversize	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Factor C	0.70	0.71	0.72	0.73	0.74	0.76	0.77	0.78	0.79	0.80	0.82
% Oversize	11	12	12	14	15	16	17	18	19	20	21
Factor C	0.83	0.84	0.85	0.86	0.88	0.89	0.90	0.91	0.92	0.94	0.95
% Oversize	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32
Factor C	0.96	0.97	0.98	1.00	1.01	1.02	1.03	1.04	1.06	1.07	1.08
% Oversize	33	34	35	36	37	38	39	40	41	42	43
Factor C	1.10	1.11	1.13	1.14	1.15	1.17	1.18	1.20	1.21	1.23	1.25
% Oversize	44	45	46	47	48	49	50	51	52	53	54
Factor C	1.27	1.29	1.30	1.32	1.34	1.36	1.38	1.40	1.42	1.45	1.47
% Oversize	55	56	57	58	59	60	61	62	63	64	65
Factor C	1.50	1.53	1.56	1.59	1.62	1.65	1.69	1.73	1.77	1.81	1.85
% Oversize	66	67	68	69	70	71	72	73	74	75	76
Factor C	1.88	1.92	1.96	2.00	2.04	2.08	2.12	1.17	2.21	2.26	2.30
% Oversize	77	78	79	80	81	82	83	84	85	86	87
Factor C	2.35	2.40	2.45	2.50	2.55	2.60	2.65	2.70	2.75	2.80	2.85
% Oversize	88	89	90	91	92	93	94	95	96	97	98
Factor C	2.90	2.95	3.00	3.05	3.10	3.15	3.20	3.25	3.30	3.35	3.40

Fuente: Soto (s.f.).



Factor D

Factor de ubicación de la bandeja.

Tabla 18. Factor D, ubicación de la bandeja

Bandeja	Superior	Segunda	tercera	Cuarta
Factor D	1	0.9	0.8	0.7

Fuente: Soto (s.f.).

Factor E

Aplicable sólo en caso de cribado en húmedo. Si el material es seco el factor es 1.

Tabla 19. Factor E, cribado en húmedo o seco

Abertura de malla	1/32"	1/16"	1/8"	3/16"	1/4"	5/16"	3/8"	1/2"	3/4"	1"
Factor E	1.00	2.00	2.50	2.50	2.25	2.00	1.50	1.30	1.20	1.15

Fuente: Soto (s.f.).

Factor F

Factor densidad aparente del material.

Tabla 20. Factor F, densidad aparente del materia

lbs/pie ³	150	125	100	90	80	75	70	60	50	30
Factor F	1.50	1.25	1.00	0.90	0.80	0.75	0.70	0.60	0.50	0.30

Fuente: Soto (s.f.).

Factor G

Factor área abierta de la malla utilizada

$$Factor\ G = \frac{\% \text{ area abierta real}}{\% \text{ area abierta en la tabla Factor A}} \quad \dots \text{ (Ec.39)}$$

Factor H

Factor forma de la abertura

Tabla 21. Factor H, forma de la abertura

Forma	Cuadrada	Circular	Rectangular	Rectangular	Rectangular
			Slot < 4/1	Slot = 4/2	Slot > 4/3
Factor H	1.00	0.80	1.15	1.18	1.20

Fuente: Soto (s.f.).

El cálculo anterior debe repetirse para cada una de las bandejas, se elige el área de la zaranda correspondiente a la bandeja de mayor superficie y se aplica un factor de diseño que generalmente es 1,25 (Soto s.f.).

La eficiencia global se determina con la fórmula de Karra que dice:

$$Eg = 0,95 + 0,25*(0,8-Ut) - 0,05*(0,8-Ut)^2; \quad \text{si } Ut > 0,8$$

$$Eg = 0,95 \quad \text{si } Ut = 0,8$$

$$Eg = 0,95 - 1,67*(0,8-Ut)^2 \quad \text{si } Ut < 0,8$$

Con $Ut = \text{Área teórica de la bandeja} / \text{área de la bandeja elegida}$.

La eficiencia global permite calcular el tonelaje de undersize de la zaranda (y por ende el tonelaje del oversize).



Soto (s.f) menciona que, las eficiencias parciales por malla deben satisfacer los siguientes criterios:

- Deben ser 1 para todas las mallas con abertura superior a la malla de corte (partículas más grandes no pueden atravesar la malla de corte)
- Deben ser <1 para todas las mallas con abertura inferior a la malla de corte (partículas más pequeñas que la malla de corte pueden irse al sobretamaño)
- Deben tener valores decrecientes a medida que se achica la abertura de la malla (mientras más pequeñas menos posibilidad tienen de irse al sobretamaño)
- Deben satisfacer la ecuación de balance: $\text{Tonelaje Oversize/Tonelaje Alimentación} = \text{Suma } (E_i * f_{a_i})$; en que E_i es la eficiencia parcial de cada malla, f_{a_i} es la fracción retenida parcial en cada malla i (incluida la bandeja final que colecta el fino) de la alimentación y $\text{Suma } (f_{a_i}) = 1$.

Las eficiencias parciales permiten determinar la granulometría del oversize (y por ende del undersize).

Selección y dimensionamiento de la criba

Se desea seleccionar una criba para las siguientes aplicaciones:

Datos:

- a) Alimentación = 39.11 TM/h = 43.11 TC/h
- b) Características del material



- Granulometría de la alimentación

Tabla 22. Granulometría de alimentación a la zaranda

Malla	Abertura	% Retenido	% Retenido	% Pasante
	mm	Parcial	Acumulado	
3"	76.20	0	0.00	100.00
2 1/2"	63.50	1.03	1.03	98.97
2"	50.80	1.26	2.29	97.71
1 1/2"	38.10	16.38	18.67	81.33
1"	25.40	20.36	39.03	60.97
3/4"	19.05	20.38	59.41	40.59
1/2"	12.70	11.30	70.71	29.29
3/8"	9.53	5.75	76.47	23.53
1/4"	6.35	6.10	82.57	17.43
3/16"	4.76	3.96	86.53	13.47
1/8"	3.18	3.63	90.16	9.84
-1/8"	<3.18	9.84	100.00	0.00
			F80 (mm)	37.22
			F80 (pulg)	1.47

- Densidad aparente: $1.6 \text{ t/m}^3 = 99.9 \text{ lb/ft}^3$
 - Tamaño máximo de alimentación: 63.5 mm
 - Contenido de humedad: 2 %
 - Forma de las partículas: Lajosa
- c) Proceso de cribado en seco
- d) Sin limitaciones de espacio

- e) Productos deseados: mayores que 19.5 mm y menores que 19.5 mm

Selección de la criba

El porcentaje de material que pasa a través de la malla (19.05 mm) está relacionada con la carga del piso y es igual a 40.59%.

- La forma lajosa del material lleva a seleccionar de una criba con malla de abertura cuadrada.
- Se presume el uso de mallas de goma de 8 mm.

Dimensionamiento

Alimentación: 43.11 TC/h.

Primer piso: separación de 19.5 mm

Diagrama de flujo:

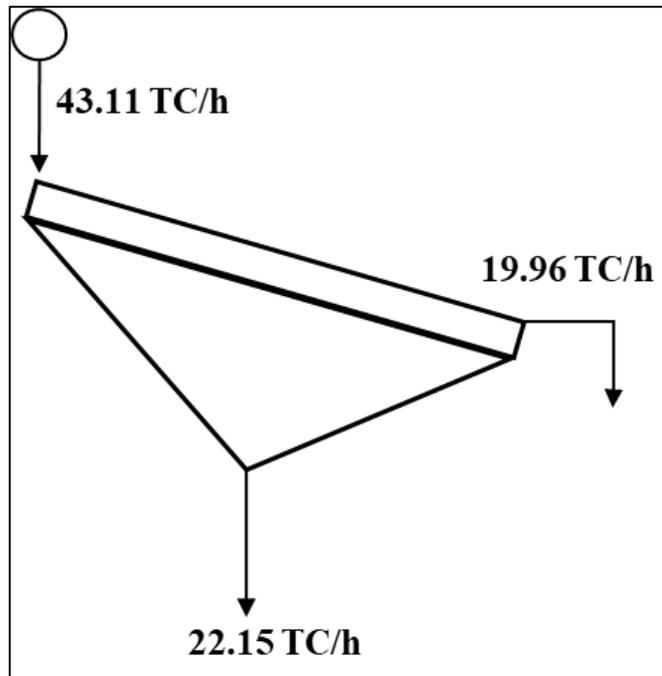


Figura 29. Flujo de carga zaranda vibratoria.



Para obtener una separación de 19.05 mm (3/4") usando una malla de goma con abertura cuadrada, el tamaño de la abertura debe ser de 25 mm. Considerando que se utilizará una malla de goma de 8 mm, el área malla de goma será de 33 mm. finalmente el porcentaje de área abierta títica para un producto de 3/4" es del 61%, ver tabla 14.

$$\text{Area Teorica} = \frac{\left[\frac{st}{h}\right] \text{a traves de la malla (undersize)}}{A*B*C*D*E*F*G*H} [\text{pie}^2]$$

$$\frac{st}{h} = 23.15 \text{ TC}/h$$

$$A = 2.15 \text{ (Malla de } \frac{3}{4}\text{")}$$

$$B = 0.896 \text{ (\% de sobretamaño en la alimentación)}$$

$$C = 0.975 \text{ (\% pasante a una abertura igual a la mitad de la malla)}$$

$$D = 1 \text{ (primer piso)}$$

$$E = 1 \text{ (cribado en seco)}$$

$$F = 0.999 \text{ (densidad aparente igual a lb/ft}^3\text{)}$$

$$\text{Factor } G = \frac{\% \text{ area abierta real}}{\% \text{ area abierta en la tabla Factor } A}$$

$$\text{area abierta real} = \frac{25^2}{33^2} * 100 = 57.39$$

Entonces el factor de área vierta de la malla utilizada es:

$$\text{Factor } G = \frac{57.39}{61} = 0.94 \text{ (\% de área libre versus 61\% de tabla)}$$

$$H = 1 \text{ (abertura cuadrada)}$$

$$\text{Area teorica} = \frac{23.15}{1.76} = [13.15 \text{ ft}^2]$$



$$\text{Area Diseño} = 13.15 * 1.25 = 16.44 \text{ ft}^2$$

$$\text{Area Diseño} = a * l \rightarrow l = 2a \rightarrow a = \sqrt{\frac{AD}{2}} = \sqrt{\frac{16.44}{2}} = 2.87 \text{ ft}^2$$

$$a = 2.87 \text{ ft}^2 \cong 3 \text{ ft}^2$$

$$l = 2 * 2.87 \text{ ft}^2 = 5.74 \text{ ft}^2 \cong 6 \text{ ft}^2$$

Dimensiones de la criba vibratoria = 3 pies x 6 pies 10HP

Chancadora cónica

Determinación de las dimensiones de la chancadora secundaria de cono.

Datos.

$$F_{80} = 50800 \mu m$$

$$P_{80} = 19050 \mu m$$

$$Wi = 10.93 \text{ kWh/t}$$

Capacidad de tratamiento = 18.11 t/h

$$Q_R = 18.11 \times \frac{100}{100 - 30} = 25.87 \text{ t/h}$$

Cálculo del consumo de energía.

Reemplazando datos tenemos:

$$W_{chs} = 10.93 \left[\frac{10}{\sqrt{19050}} - \frac{10}{\sqrt{50800}} \right] = 0.31 \text{ Kw} - h/t$$



Cálculo de la potencia requerida.

$$P_m = 0.31 \frac{kWh}{t} \times 25.87 \frac{t}{h} \times 1.341 \frac{HP}{kW} = 10.75 HP$$

$$P_m = \frac{7.42}{0.9} = 8.24 HP$$

Para un factor de servicio de 5 horas tenemos una potencia de $P = 10.75 * 5 = 53.75 HP \approx 50 HP$.

Según los catálogos podemos seleccionar una chancadora de cono estándar de 3 pies de diámetro con un motor de 50 HP y una capacidad de 25 t/h. Set de 3/4”.

3.4.2.2. Sección molienda - clasificación

Molinos de bolas

Metodología para el dimensionamiento

Hinojosa (2017) menciona que en la práctica es complejo poder obtener una similitud exacta entre el molino industrial (mezcla de bolas, material retenido, acción del clasificador, etc.) y el molino de laboratorio, y los ensayos son difíciles de realizar. Por otra parte, cuando el molino de laboratorio se elige suficientemente grande para obtener una buena similitud, el ensayo se convierte en escala piloto.

Para poder evitar dichos inconvenientes, se desarrollaron diversos métodos una de ellas es el método Bond, debido a que ha encontrado amplia aceptación en la industria minera-metalúrgica la cual utilizaremos para nuestro análisis.



Método de Bond para el diseño de molinos de bolas

El objetivo del método es seleccionar el diámetro y largo de un molino para producir (Q) toneladas por hora de un material, el cual para nuestro proyecto será de 21 t/h, de manera que hallaremos un diámetro y largo para dicha capacidad.

El método de Fred Bond para dimensionar molinos de bolas, se basa en la conocida “tercera teoría de conminución” “El método tiene dos grandes ventajas desde el punto de vista de la ingeniería. En primer lugar, es muy simple y, en segundo lugar, la experiencia demuestra que es efectivo para muchas circunstancias” (Linarez, s.f., p.84).

Bond postulo en 1952 una ley empírica que se denominó la “Tercera ley de conminución”, dicha teoría puede enunciarse como sigue: “La energía consumida para reducir el tamaño 80% de un material, es inversamente proporcional a la raíz cuadrada del tamaño de 80%; siendo este último igual a la abertura del tamiz (en micrones) que deja pasar el 80% en peso de las partículas” Bond (1952), es decir:

$$E_B = K_B * \left(\frac{1}{\sqrt{d_P}} - \frac{1}{\sqrt{d_F}} \right) \quad \dots \text{(Ec. 40)}$$

Donde:

E_B : Consumo de energía específica (kWh/TC), de acuerdo a la teoría de Bond.

K_B : Parámetro de Bond.

d_P : Tamaño 80% pasante del producto (μm).

d_F : Tamaño 80% pasante de la alimentación (μm).

F. Bond (1952) definió el parámetro K_B : en función del Work Index, W_I (índice de trabajo del material), que corresponde al trabajo total (expresado en kWh/TC)



necesario para reducir una tonelada corta de material desde un tamaño teóricamente infinito ($d_F \rightarrow \infty$), hasta partículas que en un 80% sean inferiores a 100 micrones ($d_P = 100\mu m$ o sea aproximadamente 67% – 200 mallas).

Entonces:

$$W_I = K_B * \left(\frac{1}{\sqrt{100}} - \frac{1}{\sqrt{\infty}} \right) = \frac{K_B}{10} \quad \dots \text{(Ec. 41)}$$

De donde:

$$K_B = 10W_I \quad \dots \text{(Ec. 42)}$$

Y finalmente al reemplazar Ec. 42 en Ec. 4 tenemos:

$$W = W_I * \left(\frac{10}{\sqrt{P_{80}}} - \frac{10}{\sqrt{F_{80}}} \right) \quad \dots \text{(Ec. 43)}$$

Donde:

$P_{80} = d_P$: Tamaño 80% pasante del producto (μm).

$F_{80} = d_F$: Tamaño 80% pasante de la alimentación (μm).

W_I : Índice de trabajo del material (kWh/TC).

$W = E_B$: Consumo de energía específica (kWh/TC), para reducir un material desde un tamaño inicial F_{80} a un tamaño final P_{80} .

Ensayo normalizado de moliendabilidad de Bolas

Tabla 23. Valores típicos de Work Index

Material	kWh/TC	Material	kWh/TC
Todos los materiales	15.19	Vidrio	3.39
Barita	6.86	Mineral de oro	16.31
basalto	22.45	Granito	15.83
Clinker de cemento	14.84	Mineral de hierro	16.98
Arcilla	7.81	Mineral de plomo	12.54
Carbón mineral	12.51	caliza	12.77
Mineral de cobre	14.44	Mica	148
Dolomita	12.44	Lutita petrolífera	19.91
Esmeril	64	Roca fosfatada	11.14
Feldespato	12.84	Cuarzo	14.05
Galena	10.68	Taconita	16.36

Fuente: Tapia (2010, p.5).

Cálculo del diámetro del molino de bolas

Para el cálculo del diámetro del molino de bolas, en un inicio calcularemos el consumo de potencia eléctrica en molino de bolas con la siguiente ecuación utilizado por diversas compañías dedicadas a la fabricación de molinos.

$$P_E(HP) = K_B * (D)^{3.5} * (\%V_P)^{0.461} * (\%C_S)^{1.505} * (L/D) \quad \dots \text{(Ec. 44)}$$

Se determina el valor de D, una vez especificado los valores de $P_E(HP)$, K_B , $\%V_P$, $\%C_S$ y la razón L/D .

$$D = \left[\frac{P_E(HP)}{K_B * (\%V_P)^{0.461} * (\%C_S)^{1.505} * \frac{L}{D}} \right]^{\frac{1}{3.5}} \quad \dots \text{(Ec. 45)}$$



Donde:

P_E (HP): Potencia eléctrica requerida a la entrada del motor (HP).

D : diámetro interno del molino (pies).

$\%V_P$: % del volumen interno del molino cargado con bolas (volumen aparente de la carga de bolas), expresado como porcentaje. Se aconseja utilizar un valor de $\%V_P$ entre 40 y 50 %.

$\%C_S$: % de velocidad crítica del molino, expresado como porcentaje. Se aconseja utilizar un valor entre 68 y 78 % de la velocidad crítica.

L : Longitud interna del molino (pies). Para la mayoría de los casos prácticos, se puede variar la razón L/D entre 1 y 3.

K_B : Constante de proporcionalidad, cuyo valor depende del tipo de molino seleccionado, de acuerdo a lo siguiente:

Tabla 25. Constante de proporcionalidad para el dimensionamiento de molino de bolas

Tipo de molino de bolas	Valor de K_B
Descarga por rebalse, molienda húmeda	4.365×10^{-5}
Descarga por diafragma (parrilla), molienda húmeda	4.912×10^{-5}
Descarga por diafragma, molienda seca	4.456×10^{-5}

Hinojosa (2017) los molinos de bolas se utilizan generalmente, en todas aquellas aplicaciones industriales en que se requiera obtener ya sea un producto con granulometría intermedia (P_{80} variando entre 0.5mm y 180 micrones), o un producto más fino ($P_{80} < 75$ micrones). Dependiendo de las características propias del material a moler y de la granulometría final requerida.



Dimensionamiento de molino de bolas

Sepulveda & R. (1986) menciona que el método de Bond para dimensionar molinos de bolas industriales comprende las siguientes etapas fundamentales.

1. Determinación del W_I del material a través de un test estándar de laboratorio, desarrollado por Bond para el caso específico de molinos de bolas.
2. El valor de W_I así calculado es para un molino de bolas tipo descarga por rebalse de 8 pies de diámetro interior, moliendo en húmedo y en circuito cerrado (valor base de W_I).
3. En caso que las condiciones de operación estándar establecidas por Bond no se cumplan, deberán incluirse los siguientes factores correctivos:
 - Factor f_1 (molienda en seco).
 - Factor f_2 (molienda en circuito abierto).
 - Factor f_3 (factor eficiencia por diámetro del molino).
 - Factor f_4 (alimentación demasiado gruesa).
 - Factor f_5 (sobremolienda de finos, obteniéndose $80 P < 75\mu\text{m}$).
 - Factor f_6 (baja razón de reducción en el molino).

El valor de W_I calculado en el punto 2, o W_I (base), deberá ser multiplicado por todos o alguno de los factores de corrección (según corresponda el caso), para obtener W_I (corregido).

- a. Factor f_1 : Para el mismo rango de trabajo de molienda húmeda, F. Bond estimó que la molienda seca requiere 1,3 veces más de potencia,

comparada con la molienda húmeda. Por consiguiente, deberá multiplicarse W_I por 1.3 en caso de molerse en seco en el circuito industrial y en caso de ser molienda húmeda deberá simplemente multiplicarse W_I por 1, es decir q no habrá cambios.

- b. Factor f_2 : Cuando se efectuó molienda húmeda en circuito abierto, la cantidad extra de potencia requerida, comparada a la misma molienda efectuada en circuito cerrado, dependerá del grado de control requerido en el producto de molienda producido. El valor del factor depende del producto de molienda producido y su valor se entrega en la siguiente tabla:

Tabla 24. Conversión de circuito cerrado a circuito abierto

Tamaño de control del producto	Factor f_2
Referencia a % pasante	(*)
50	1.035
60	1.050
70	1.100
80	1.200
90	1.400
92	1.460
95	1.570
98	1.700

Fuente: Sepulveda & R. (1986, p.85).

Nota: multiplicar W_I (base) por el respectivo valor de f_2 , en caso necesario.

- c. Factor f_3 : El diámetro interno del molino afecta la eficiencia de molienda. Para molinos de diámetro interno igual a 8 pies (medido entre revestimientos), el factor $f_3 = 1$ y para condiciones no estándar, es decir, $D \neq 8$ pies, el factor f_3 está dado por:

$$f_3 = \left(\frac{8}{D}\right)^{0.2} \quad \dots \text{(Ec. 46)}$$

Donde:

D : Diámetro interno del molino en pies, medido entre revestimientos.

En operación de Planta, cuando $D \geq 12,5$ pies, la eficiencia llega a un máximo manteniéndose en un valor constante y $f_3 = 0.914$.

Por consiguiente, deberá multiplicarse el W_I (base) por f_3 en caso $D \neq 8$ pies de diámetro. Como D es un parámetro desconocido al comienzo, F. Bond sugiere considerar $f_3 = 1$, durante la primera iteración cuando $D \neq 8$ pies y luego recalcular dicho valor más adelante.

- d. Factor f_4 : Este factor se utiliza cuando el material con que se alimenta el molino es más grueso que un cierto valor óptimo. Este factor se relaciona directamente con el Work Index, según la siguiente ecuación:

$$f_4 = \frac{R_r + (W_I - 7) \cdot \frac{F_{80} - F_0}{F_0}}{R_r} \quad \dots \text{(Ec. 47)}$$

Donde:

R_r : Razón de reducción del 80 % = F_{80}/P_{80}

F_{80} : Tamaño 80 % de alimentación (μm)

P_{80} : Tamaño 80 % del producto (μm)

W_I : Work Index del material (kWh/TC)

F_0 : Tamaño óptimo de alimentación (μm)



Siendo:

$$F_0 = 4000 * \sqrt{\frac{13}{W_I}} \quad \dots \text{(Ec. 48)}$$

- e. Factor f_5 : Cuando hay una sobremolienda de finos, es decir, el tamaño 80% pasante del producto es menor que 75 micrones (200 mallas) se aplica el factor f_5 : de acuerdo a la siguiente ecuación:

$$f_5 = \frac{P_{80} + 10.3}{1.145 * P_{80}} \quad \dots \text{(Ec. 49)}$$

- f. Factor f_6 : Cuando la razón de reducción del molino es baja, es decir menor a 6, se aplica el factor f_6 , como ocurre en el proceso de remolienda de concentrados y relaves de circuitos industriales.

$$f_6 = \frac{20(R_r - 1.35) + 2.60}{20(R_r - 1.35)} \quad \dots \text{(Ec. 50)}$$

4. El valor correspondiente al W_I (corregido) estará dado entonces por la siguiente expresión:

$$W_I(corr) = W_I(base) * f_1 * f_2 * f_3 * f_4 * f_5 * f_6 \quad \dots \text{(Ec. 51)}$$

Donde:

$W_I(corr)$: Valor corregido de W_I (kWh/TC).

$W_I(base)$: Valor de Work Index calculado en punto 2, (kWh/TC).

$f_1, f_2, f_3, f_4, f_5, f_6$: Factores correctores ya definidos.

5. El consumo de energía específica en la molienda industrial, para ir desde un tamaño 80% pasante F_{80} hasta un tamaño 80% pasante P_{80} , estará dado por:



$$W = W_I(corr) * \left(\frac{10}{\sqrt{P_{80}}} - \frac{10}{\sqrt{F_{80}}} \right) \quad \dots \text{(Ec. 52)}$$

Donde:

W : Consumo de energía (kWh) necesario para reducir una tonelada corta de material, desde un tamaño 80% pasante F_{80} (μm) hasta un tamaño 80% pasante P_{80} (μm).

$W_I(corr)$: Valor corregido de W_I (kWh/TC)

P_{80}, F_{80} : tamaños 80% pasante del producto final y alimentacion fresca del circuito industrial de molienda, respectivamente (μm). Ambos valores deberán ser especificados es esta etapa.

6. Se especificará la capacidad deseada del circuito cerrado de molienda y clasificación (t/h de solidos procesados). Sea C (ton. corta/hora) dicho valor.
7. Se calculará la potencia mecánica requerida para la conminución del material.

Esto es:

$$P_M(kw) = W(kwh/ton. cortas) * C(ton. cortas/h) \quad \dots \text{(Ec. 53)}$$

O bien:

$$P_M(HP) = 1.341 * P_M(kw) \quad \dots \text{(Ec. 54)}$$

La potencia mecánica así calculada es la potencia requerida en el eje del piñón del molino, lo cual incluye perdidas de eficiencia en rodamientos, engranajes y piñón, pero no incluye perdidas de eficiencia en el motor y otros componentes accesorios, tales como reductores de velocidad, perdidas por transmisión etc.

8. Calcular la potencia eléctrica requerida en la entrada del motor, suponiendo una eficiencia de $\eta\%$ (normalmente $\eta = 95\%$). Esto es:

$$P_E(HP) = P_M(HP) * \left(\frac{100}{\eta}\right) \quad \dots \text{(Ec. 55)}$$

9. Conociendo el valor de $P_E(HP)$, calcular las dimensiones del molino de bolas industrial, usando la ecuación (44), entregada anteriormente. El valor de D podrá calcularse desde la ecuación (44), una vez especificados los valores de $P_E(HP)$, K_B (ver tabla), $\%V_P$, $\%C_S$ % y la razón L/D del molino mediante la expresión:

$$D = \left[\frac{P_E(HP)}{K_B * (\%V_P)^{0.461} * (\%C_S)^{1.505} * \frac{L}{D}} \right]^{\frac{1}{3.5}} \quad \dots \text{(Ec. 56)}$$

El significado de los diversos términos que aparecen en la ecuación (52) ya fue entregado anteriormente en la ecuación (44).

En el supuesto caso que se obtenga $D > 20$ pies, la práctica nuevamente aconseja utilizar más de un molino. Suponiendo en general que elegimos “m” molinos de bolas en paralelo, deberemos primero calcular la potencia eléctrica requerida por cada molino ($E P /m$), y recalculamos entonces el diámetro D para cada molino mediante la ecuación (52).

10. Una vez calculado el valor teórico de D, el largo interno del molino estará dado por $L/D * D$, siendo L/D la razón largo/diámetro previamente especificada. En caso de que resulte $D \neq 8$ pies, deberemos entonces recalculamos el factor $f_3 = (8/D)^{0.2}$ desde la ecuación (46), y repetir todas las etapas anteriores del punto 4 hasta el 9, inclusive tantas veces como sea necesario hasta que el algoritmo de cálculo converja. Se trata de un procedimiento de cálculo iterativo, que deberá repetirse las veces necesarias.

- Una vez calculados los valores teóricos de L y D, se escogerá desde catálogos aquellos valores de L y D recomendados por los fabricantes que más se acerquen a los valores teóricos calculados (recordando que L y D corresponden a las dimensiones internas efectivas del molino de bolas). Ello implicará recalcular la potencia $P_E(PH)$, según la ecuación (44), utilizando los valores finales seleccionados para L y D. Finalmente, y debido a que los fabricantes de motores utilizan especificaciones de potencia standard, se elegirá aquella potencia estandarizada cuyo valor (incluyendo los factores de seguridad) sea inmediatamente superior a aquél calculado mediante la ecuación (44), dándose por finalizado en cálculo en esta etapa.

Cálculo de la energía específica consumida para una razón de reducción determinada

Bond estableció que, dentro de un amplio rango de tamaños, la energía específica necesaria para la conminución se podía relacionar a los tamaños de alimentación F_{80} y producto P_{80} . Por lo tanto el consumo de energía específica en la molienda industrial para ir desde un tamaño 80% pasante F_{80} hasta un tamaño pasante P_{80} estará dado por la ecuación (52) que se mencionó anteriormente: (Sepulveda & R., 1986).

$$W = W_I(corr) * \left(\frac{10}{\sqrt{P_{80}}} - \frac{10}{\sqrt{F_{80}}} \right)$$

Donde:

W : Consumo de energía (kWh) necesario para reducir una tonelada corta de material desde un tamaño F_{80} pasante (μm) hasta un tamaño P_{80} pasante (μm).

$W_I(corr)$: Valor corregido de W_I (kWh/TC).



P_{80}, F_{80} = tamaños 80% pasante del producto final y alimentación fresca del circuito industrial de molienda respectivamente (μm).

Velocidad crítica

Espinosa y Lopez (1984) mencionan que “la velocidad critica es aquella a la cual una bola en el interior del molino, se adhiere a este por efecto centrifugo y se desprende al llegar a la parte superior del mismo cayendo libremente”. La velocidad crítica se determina en función del diámetro interno del tambor del molino.

Leon & Aburto (1984) mencionan que; para que haya lugar al efecto de molienda de partículas de mineral en un molino, se requiere que los medios de molienda, (bolas) tengan un movimiento relativo tal, que permita que la operación se efectúe eficientemente. Recurriendo un tanto al absurdo y si se considera que la velocidad del molino es igual a cero, no habrá movimiento alguno de los medios de molienda y consecuentemente no se obtendrá ningún grado de molienda. Si, por el contrario, se supone que la velocidad del molino es tal que permita que por efecto centrifugo, los medios de molienda y la carga de mineral se adhieran al molino, tampoco se verificará la operación de molienda. La velocidad critica es aquella a la cual una bola en el interior del molino, se adhiere a este por efecto centrifugo y se desprende al llegar a la parte superior del mismo cayendo libremente.

La velocidad crítica para un molino y sus elementos moledores es aquella que hace que la fuerza centrífuga que actúa sobre los elementos moledores, equilibre el peso de los mismos en cada instante. Cuando esto ocurre, los elementos moledores quedan “pegados” a las paredes internas del molino y no ejercen la fuerza de rozamiento necesaria sobre el material para producir la molienda. El molino, entonces, deberá trabajar a velocidades inferiores a la crítica (Hinojosa, 2017).

A continuación, se expone un ejemplo de cálculo de velocidad crítica con elementos esféricos (bolas). Utilizando un sistema de referencia no inercial se tiene:

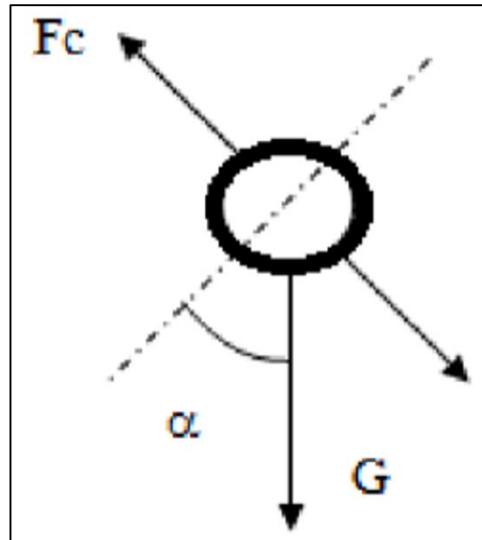


Figura 30. Sistema de referencia no inercial.

Fuente: Sepulveda & R. (1986).

$$F_{CENTRIFUGA} = m * a_c = m * \frac{v^2}{r} \quad \dots \text{(Ec. 57)}$$

Donde:

a_c : Aceleración centrífuga.

m : Masa

v : Velocidad tangencial.

r : Radio de rotación

Planteando ahora el equilibrio de fuerzas antes mencionado y siendo $G * \text{sen } \alpha$ la componente centrípeta del peso G se llega a:

$$F_{CENTRIFUGA} = m * \frac{v^2}{r} = G * \text{sen } \alpha \quad \dots \text{(Ec. 58)}$$

Si: $\alpha \rightarrow 90^\circ$ Entonces: $\text{sen } \alpha \rightarrow 1$

Reemplazando:

$$G = m * \frac{v^2}{r} \quad \dots \text{(Ec. 59)}$$

Si: $G = m * g$ Y $v = 2 * \pi * r * n = D * n * \pi$

Reemplazando:

$$m * g = \frac{m * D^2 * n^2 * \pi^2}{r} \quad \dots \text{(Ec. 60)}$$

Entonces:

$$g = \frac{D^2 * n^2 * \pi^2}{R}$$

$$g = 2D * n^2 * \pi^2$$

Además:

$$n^2 = \frac{g}{2D * \pi^2}$$

$$n = \sqrt{\left(\frac{9.8}{2\pi^2}\right) * \frac{1}{D}}$$

Por lo tanto:

$$n(rps) = \frac{0.705}{\sqrt{D(m)}} \quad \dots \text{(Ec. 61)}$$

$$n_c(rpm) = \frac{42.3}{\sqrt{D(m)}} \quad \dots \text{(Ec. 62)}$$

$$n_c(rpm) = \frac{76.63}{\sqrt{D(ft)}} \quad \dots \text{(Ec. 63)}$$



Procedimiento de cálculo

El diseño de un molino se basa en la determinación de la potencia en el eje necesaria para producir la reducción de tamaño, de la ecuación resultante se puede obtener el diámetro del molino, cuando se conoce el flujo C . En ambos casos es necesario suponer una razón para L/D (Hinojosa, 2017).

Utilizando el método de Bond para dimensionar molinos de bolas industriales que comprende las etapas fundamentales anteriormente detalladas se tiene lo siguiente:

1. Determinación del W_l para un mineral de plomo y zinc. Para nuestro caso según tablas será 10.93 kWh/TC.
2. Nuestro molino de bolas tendrá molienda en húmedo y en circuito cerrado.
3. Calculo de los factores correctivos:
 - a. Factor f_1 : Por ser molienda húmeda será igual 1.
 - b. Factor f_2 : Por ser molienda en circuito cerrado será igual 1.
 - c. Factor f_3 : Bond sugiere considerar $f_3 = 1$, durante la primera iteración cuando $D \neq 8$ pies y luego recalcular dicho valor más adelante.
 - d. Factor f_4 : Resolveremos la ecuación 47:

$$f_4 = \frac{R_r + (W_l - 7) * \frac{F_{80} - F_0}{F_0}}{R_r}$$

Tenemos los siguientes datos:

$$R_r: F_{80}/P_{80} = 87.84$$

$$F_{80}: 14055 (\mu m)$$



$$P_{80}: 160 (\mu m)$$

$$W_I: 10.93 (kWh/TC)$$

F_0 : 4362.36 resolviendo la ecuación 48 tenemos.

$$F_0 = 4000 * \sqrt{\frac{13}{W_I}}, \quad F_0 = 4000 * \sqrt{\frac{13}{10.93}} = 4362.36$$

Reemplazando datos tenemos:

$$f_4 = \frac{87.84 + (10.93 - 7) * \frac{14055 - 4362.36}{4362.36}}{87.84}$$

$$f_4 = 1.0994$$

- e. Factor f_5 : El tamaño 80% pasante del producto es mayor a 75 micrones (200 mallas) por lo tanto es igual a 1.
- f. Factor f_6 : La razón de reducción del molino es 87.84 es decir mayor a 6, se aplica el factor $f_6 = 1$.

4. El valor correspondiente al W_I (corregido), según la Ec.51 será:

$$W_I(corr) = W_I(base) * f_1 * f_2 * f_3 * f_4 * f_5 * f_6$$

Tenemos:

$$W_I(base) = 10.93 (kWh/TC), \text{ asumimos según tablas de ensayos.}$$

Entonces:

$$W_I(corr) = 10.93 * 1 * 1 * 1 * 1.0994 * 1 * 1 = 12.02 (kWh/TC).$$



5. El consumo de energía específica según la Ec.52 será.

$$W = W_I(\text{corr}) * \left(\frac{10}{\sqrt{P_{80}}} - \frac{10}{\sqrt{F_{80}}} \right)$$

Tenemos:

$$W_I(\text{corr}) = 12.02 \text{ (kWh/TC)}.$$

$P_{80}, F_{80} = 160, 14055$ respectivamente, entonces:

$$W = 12.02 * \left(\frac{10}{\sqrt{160}} - \frac{10}{\sqrt{14055}} \right) = 8.49$$

6. La capacidad deseada del circuito cerrado de molienda será $C = 9$ TC/h, según el objetivo planteado.

7. La potencia mecánica según la Ec.53 será:

$$P_M(\text{kW}) = W(\text{kWh/TC}) * C(\text{TC/h})$$

$$P_M(\text{kW}) = 9 * 8.49$$

$$P_M(\text{kW}) = 76.41$$

Por lo tanto, según la Ec.54 tenemos:

$$P_M(\text{HP}) = 1.341 * P_M(\text{kW})$$

$$P_M(\text{HP}) = 1.341 * 76.41 = 102.47 \text{ (HP)}$$

8. La potencia eléctrica requerida, de acuerdo a la Ec.55, si ($\eta=95\%$) será:

$$P_E(\text{HP}) = P_M(\text{HP}) * \left(\frac{100}{\eta} \right)$$



$$P_E(HP) = 102.47 * \left(\frac{100}{95}\right) = 107.86 (HP)$$

9. El valor del diámetro D, según la Ec.56 será:

$$D = \left[\frac{P_E(HP)}{K_B * (\%V_P)^{0.461} * (\%C_S)^{1.505} * \frac{L}{D}} \right]^{\frac{1}{3.5}}$$

Tenemos:

$$P_E(HP) = 107.86(HP)$$

$$K_B(\text{segun tabla}) = 4.365 \times 10^{-5}$$

$$\%V_P = 45\%$$

$$\%C_S = 75\%$$

$$L/D = 2$$

$$D = \left[\frac{107.86}{4.365 * 10^{-5} * (45)^{0.461} * (75)^{1.505} * 2} \right]^{\frac{1}{3.5}} = 5.21 \text{ pies} = 1.59 \text{ m}$$

10. recalculamos el factor $f_3 = \left(\frac{8}{D}\right)^{0.2}$ de la Ec. 46

$$f_3 = \left(\frac{8}{5.095}\right)^{0.2} = 1.09$$

Repetimos todas las etapas anteriores de 4 hasta el 9 tenemos:

- 4b) El valor correspondiente al $W_I(\text{corregido})$, según la Ec.51 será:

$$W_I(\text{corr}) = W_I(\text{base}) * f_1 * f_2 * f_3 * f_4 * f_5 * f_6$$



Tenemos:

$$W_I(base) = 10.93 \text{ kWh/TC},$$

Entonces:

$$W_I(corr) = 10.93 * 1 * 1 * 1.09 * 1 * 1 = 11.91 \text{ (kWh/TC)}.$$

5b) El consumo de energía específica por la Ec.52 será.

$$W = W_I(corr) * \left(\frac{10}{\sqrt{P_{80}}} - \frac{10}{\sqrt{F_{80}}} \right)$$

Tenemos:

$$W_I(corr) = 11.91 \text{ (kWh/TC)}.$$

$P_{80}, F_{80} = 160, 14055$ respectivamente, entonces:

$$W = 11.91 * \left(\frac{10}{\sqrt{160}} - \frac{10}{\sqrt{14055}} \right) = 8.41$$

6b) La capacidad deseada del circuito cerrado de molienda será $C = 9 \text{ TC/h}$

7b) La potencia mecánica según la Ec.53 será:

$$P_M(kw) = W(kWh/TC) * C(TC/h)$$

$$P_M(kw) = 8.41 * 9$$

$$P_M(kw) = 75.69$$

Por lo tanto, según la Ec.54 tenemos:

$$P_M(HP) = 1.341 * P_M(kw)$$

$$P_M(HP) = 1.341 * 75.69 = 101.50 \text{ (HP)}$$



8b) La potencia eléctrica requerida, si ($\eta=95\%$) según la Ec.55 será:

$$P_E(HP) = P_M(HP) * \left(\frac{100}{\eta}\right)$$

$$P_E(HP) = 101.50 * \left(\frac{100}{95}\right) = 106.84 (HP)$$

9b) El valor del diámetro D, según la Ec.56 será:

$$D = \left[\frac{P_E(HP)}{K_B * (\%V_P)^{0.461} * (\%C_S)^{1.505} * \frac{L}{D}} \right]^{\frac{1}{3.5}}$$

Tenemos:

$$P_E(HP) = 106.84 (HP)$$

$$K_B(\text{segun tabla}) = 4.365 \times 10^{-5}$$

$$\%V_P = 45\%$$

$$\%C_S = 75\%$$

$$L/D = 2$$

$$D = \left[\frac{106.84}{4.365 * 10^{-5} * (45)^{0.461} * (75)^{1.505} * 2} \right]^{\frac{1}{3.5}} = 5.19 \text{ pies} = 1.58 \text{ m}$$

Tabla 25. Interacciones realizadas para el cálculo del Work Index Corregido y valores teóricos de “D” y “L”.

Interacción N°	f3	WI (corr); kWh/TC	W; kWh/TC	PM; HP	PE; HP	D; pies	L; pies	% Error en D
1.00	1.00	12.02	8.49	102.47	107.86	5.21	10.42	-
2.00	1.09	11.91	8.41	101.50	106.84	5.19	10.38	0.38
3.00	1.09	11.91	8.41	101.50	106.84	5.19	10.38	0.00
4.00	1.09	11.91	8.41	101.50	106.84	5.19	10.38	0.00



Se escogerá valores de: $L = 3 \text{ m}$ (10") y $D = 1.50 \text{ m}$ (5") (recordando que L y D corresponden a las dimensiones internas efectivas del molino de bolas). Finalmente, la potencia del motor será 110 HP.

Calculo de la velocidad crítica

A continuación, realizaremos el cálculo de velocidad crítica del molino teniendo en cuenta las Ec. 61, 62 y 63.

$$n_c(rpm) = \frac{42.3}{\sqrt{D(m)}}$$

$$n_c(rpm) = \frac{76.63}{\sqrt{D(ft)}}$$

$$n_c(rpm) = \frac{76.63}{\sqrt{5.19}} = 33.64 \text{ (rpm)}$$

En conclusión, respecto a este cálculo tenemos que el cálculo de la velocidad crítica es 33.64 rpm.

Entonces la velocidad de trabajo será:

$$n_T(rpm) = 75\% * n_c$$

$$n_T(rpm) = 75\% * 33.64 = 25.23 \text{ (rpm)}$$

Tabla 26. Velocidad critica de molienda.

75%	$33.64 * 0.75 = 25.23 \text{ rpm}$
70%	$33.64 * 0.70 = 23.55 \text{ rpm}$
65%	$33.64 * 0.65 = 21.87 \text{ rpm}$
60%	$33.64 * 0.60 = 20.18 \text{ rpm}$
55%	$33.64 * 0.55 = 18.50 \text{ rpm}$



De los resultados obtenidos se puede observar que cambios menores a la velocidad de giro (rpm) de un molino, provocan cambios importantes en la carga al interior del molino.

Selección de cargas balanceadas de cuerpos moledores en molinos de bolas

Cuando B se expresa en pulgadas y D en pies, la ecuación de selección de tamaño adopta la siguiente forma:

$$B = \left(\frac{F_{80}}{K}\right)^{0.5} \left(\frac{\rho_S * W_I}{\%C_S * D^{0.5}}\right)^{0.34} \quad \dots \text{(Ec. 64)}$$

Donde:

B: Diámetro máximo de bolas.

F_{80} : Pasante por el 80% de la alimentación (micras).

W_I : Índice de trabajo (kWh/t).

ρ_S : Densidad del mineral.

$\%C_S$: Porcentaje de la velocidad crítica (molino de bolas 70-85%).

D: Diámetro al interior de revestimientos (ft).

Tabla 27. Factor K, Molino de Bolas

Tipo de Molino y Circuito de Molienda	Valor de K (Bolas de acero)
Molienda Húmeda, Circuito Abierto o Cerrado, Descarga por Rebalse	350
Molienda Húmeda, Circuito Abierto o Cerrado, Descarga por Diafragma	330
Molienda Seca, Circuito Abierto o Cerrado, Descarga por Diafragma	335

Fuente: Navarro (s.f. p. 277).



La tabla siguiente entrega la carga balanceada inicial de bolas para valores de B comprendidos entre 115 mm (4.5") y 40mm (1.5").

Tabla 28. Carga balanceada inicial de bolas para valores de B

Meke-Up Balls Fed Sizes, MM=B	115 4.5"	100 4.0"	90 3.5"	75 3.0"	65 2.5"	50 2.0"	40 1.5"
115 (4.5")	23.0						
100 (4.0")	31.0	23.0					
90 (3.5")	18.0	34.0	24.0				
75 (3.0")	15.0	21.0	38.0	31			
65 (3.5")	7.0	12.0	20.5	39	34		
50 (2.0")	3.8	6.5	11.5	19	43	40	
40 (1.5")	1.7	2.5	4.5	8	17	45	51
25 (1.0")	0.5	1.0	1.5	3	6	15	49
TOTAL Pct.	100.0	100.0	100.0	100	100	100	100

Fuente: Navarro (s.f. p. 279).

Los valores que se tiene para calcular son:

$$F_{80} = 14055$$

$$K = 350$$

$$\rho_s = 2.8$$

$$W_I = 10.93$$

$$\%C_s = 75$$

$$D = 5.19$$



Remplazando en la ecuación 67, el diámetro máximo de bolas será.

$$B = \left(\frac{14055}{350}\right)^{0.5} \left(\frac{2.8 * 10.93}{75 * 5.19^{0.5}}\right)^{0.34}$$

$$B = 6.34 * 0.56 = 3.55" \approx 4"$$

Tabla 29. Distribución del porcentaje en peso de bolas

Meke-Up Balls Fed Sizes, MM=B	100
	4.0"
100 (4.0")	23.0
90 (3.5")	34.0
75 (3.0")	21.0
65 (3.5")	12.0
50 (2.0")	6.5
40 (1.5")	2.5
25 (1.0")	1.0
TOTAL Pct.	100.0

Fuente: Navarro s.f. p. 279.

Carga inicial de bolas

$$W = 80 * D^2 * L \quad \dots \text{(Ec. 65)}$$

Donde:

W : Peso de bolas (libras).

D : Diámetro al interior de revestimientos (ft).

L : Longitud del molino (ft).

$$W = 80 * 5.19^2 * 10.38 = 22367.74 \text{ libras.} \approx 10145.84 \text{ kg.}$$



Hidrociclón

Dimensionamiento y selección de hidrociclones a través de modelos matemáticos empíricos

Se dimensionarán hidrociclones basándose en curvas y tablas empíricas proporcionadas por Krebs.

Ecuación del tamaño de corte real

$$d_{95} = 16.098 * f_1 * f_2 * f_3 * D_C^{0.467} \quad \dots \text{(Ec. 66)}$$

Donde:

d_{95} : Tamaño de corte del 95% (μm). Se define como el tamaño de separación del hidrociclón, que garantiza un máximo de 5% de material retenido en dicha malla de corte, en el producto de rebalse del hidrociclón.

D_C : Diámetro interno de la sección cilíndrica del ciclón (pulg.)

f_1 : factor corrector de la densidad real del sólido alimentado al ciclón ($f_1 = 1$, para $\rho_s = 2.65 \text{ g/cm}^3$, es decir, para mineral de cuarzo puro).

$$f_1 = \left(\frac{1.65}{\rho_s - 1} \right)^{0.485} \quad \dots \text{(Ec. 67)}$$

f_2 : Factor corrector del porcentaje de sólidos en volumen alimentado al hidrociclón ($f_2 = 1$, para $\varphi = 10\%$ sólidos en volumen, es decir $\approx 23\%$ sólidos en peso, para un mineral de $\rho_s = 2.65 \text{ g/cm}^3$)

$$f_2 = \left(\frac{40}{50 - \varphi} \right)^{1.791} \quad \dots \text{(Ec. 68)}$$



f_3 : Factor corrector de la presión de alimentación al hidrociclón ($f_3 = 1$, para $P = 10$ psig.).

P : Presión de alimentación (psig).

$$f_3 = \left(\frac{10}{P}\right)^{0.252} \quad \dots \text{(Ec. 69)}$$

ρ_s : Densidad real del sólido (g/cm^3).

φ : % de sólidos en volumen en alimentación.

$$\varphi = \frac{100 * P_S}{[P_S + \rho_S(100 - P_S)]} \quad \dots \text{(Ec. 70)}$$

P_S : % de sólidos en peso en alimentación

ρ : densidad de pulpa en alimentación (g/cm^3)

$$\rho = \frac{100 * \rho_S}{[P_S + \rho_S(100 - P_S)]} \quad \dots \text{(Ec. 71)}$$

Ecuación de capacidad volumétrica

$$Q_L = 0.408 f_4 f_5 D_C^{2.047} \quad \dots \text{(Ec. 72)}$$

Donde:

Q_L : Caudal de pulpa de alimentación ($m^3/h/ciclón$).

f_4 : Factor corrector de la presión de alimentación ($f_4 = 1$ para $P = 10$ psig.).

$$f_4 = \left(\frac{P}{10}\right)^{0.475} \quad \dots \text{(Ec. 73)}$$

f_5 : Factor corrector del % de sólidos en volumen alimentado al hidrociclón ($f_5 = 1$, para $\varphi = 0$, o sea para agua pura).



$$f_5 = 1 + 4.461 * 10^{-3} \varphi^{1.28} \quad \dots \text{(Ec. 74)}$$

D_c : Diámetro interno del ciclón (pulg).

Notas importantes

En el desarrollo de la ecuación (66), se ha supuesto un diámetro de vortex y área de entrada constantes (valores estándares).

$$D_0 = 0.4 D_c, \quad A_i = 0.05 D_c^2, \quad D_u = 0.5 D_0 \quad \dots \text{(Ec. 75)}$$

En el desarrollo de la ecuación (72) nuevamente se ha supuesto implícitamente que:

$$D_0 = 0.4 D_c \text{ (valor típico de diámetro del vortex).}$$

$$A_i = 0.05 D_c^2 \text{ (valor típico del área de entrada).}$$

Metodología de cálculo para el dimensionamiento de hidrociclones KREBS

Datos de entrada.

- Densidad del solido: 2.80 g/cm^3
- Diámetro del tamaño de corte: 74 micrones

Se busca tener un rebose en el hidrociclón de 95% – m200 ($-74 \mu\text{m}$)

- Flujo pulpa alimentación: $25.07 \text{ m}^3/\text{h}$

Calculo de los factores de corrección:



a) Calculemos el factor f_1

$$f_1 = \left(\frac{1.65}{\rho_s - 1} \right)^{0.485} = \left(\frac{1.65}{2.8 - 1} \right)^{0.485}$$

$$f_1 = 0.96$$

Se debe hacer un barrido completo con diámetros de ciclones variando estos valores y variando la presión de alimentación. En particular en este caso trabajaremos con $D_C = 8$ pulgadas y $P = 6$ *psig*.

Para cada diámetro de ciclón y presión de alimentación se debe calcular f_3 y f_4 , en particular para el ejemplo planteado.

$$f_3 = \left(\frac{10}{P} \right)^{0.252}$$

$$f_3 = \left(\frac{10}{6} \right)^{0.252} = 1.14$$

$$f_2 = \frac{d_{95}}{(16.098 f_1 f_3 D_C^{0.467})}$$

$$f_2 = \frac{74}{(16.098 * 0.96 * 1.14 * 8^{0.467})}$$

$$f_2 = \frac{74}{46.53} = 1.60$$

$$\varphi = 50 - \left(\frac{40}{f_2^{0.5584}} \right) = 50 - \left(\frac{40}{1.30} \right) = 19.23$$

Además:

$$P_s = \frac{100 \varphi \rho_s}{[100 + \varphi(\rho_s - 1)]}$$



$$P_s = \frac{100 * 19.23 * 2.8}{100 + 19.23(2.8 - 1)} = \frac{5384.40}{134.61}$$

$$P_s = 40 \%$$

Se pregunta si φ esta en un valor en un rango normal ($1 < \varphi < 50$), se continua en la etapa siguiente.

Calculamos f_4 y f_5 :

$$f_4 = \left(\frac{P}{10}\right)^{0.475}$$

$$f_4 = \left(\frac{6}{10}\right)^{0.475} = 0.78$$

$$f_5 = 1 + 4.461 * 10^{-3} * \varphi^{1.28}$$

$$f_5 = 1 + 4.461 * 10^{-3} * 19.23^{1.28}$$

$$f_5 = 1.20$$

Luego:

$$Q_L = 0.408 f_4 f_5 D_c^{2.047} \text{ (m}^3\text{/h/ciclón)}$$

$$Q_L = 0.408 * 0.78 * 1.20 * 8^{2.047}$$

$$Q_L = 26.95 \text{ (m}^3\text{/h/ciclón)}$$

Luego, el número de hidrociclones necesarios para las condiciones dadas, será:

$$N = \frac{Q}{Q_L} = \frac{25.071 \text{ m}^3\text{/h}}{26.95 \text{ m}^3\text{/h/ciclón}} = 0.93$$

Es decir $N = 1$ hidrociclones



Luego para:

$$D_C = 8 \text{ pulg.}$$

$$P = 6 \text{ psig.}$$

Se obtuvo:

$$\varphi = 19.23\%$$

$$P_S = 40\%$$

$$N_C = 1$$

Sabiendo que:

$$\text{Densidad del solido} = 2.8 \text{ g/cm}^3$$

$$D_{95} = 74 \text{ micrones}$$

$$\text{Flujo de pulpa alimentación} = 25.07 \text{ m}^3/\text{h}$$

En el desarrollo de la ecuación (66), se ha supuesto un diámetro de vortex y área de entrada constantes (valores estándares).

$$D_0 = 0.4 D_C, \quad A_i = 0.05 D_C^2, \quad D_u = 0.5 D_0$$

Reemplazando:

$$D_0 = 0.4 * 8 = 3.20 \text{ Pulgadas}$$

$$D_u = 0.5 * 3.20 = 1.60 \text{ Pulgadas}$$

$$A_i = 0.05 * 8^2 = 3.20$$



Tabla 30. Resultados experimentales obtenidos en el dimensionamiento del hidrociclón

Diam.	Presión (psi)	F1	F3	F2	F4	F5	QL	% Sol. Vol. (Q)	% Sol. Peso (Ps)	N° ciclones
8	2.00	0.96	1.50	1.21	0.47	1.13	15.17	14.04	31.39	1.65
	4.00	0.96	1.26	1.44	0.65	1.17	21.85	17.39	37.08	1.15
	6.00	0.96	1.14	1.60	0.78	1.20	27.01	19.19	39.94	0.93
	8.00	0.96	1.06	1.72	0.90	1.21	31.39	20.42	41.80	0.80
	10.00	0.96	1.00	1.82	1.00	1.22	35.25	21.33	43.16	0.71
	12.00	0.96	0.96	1.90	1.09	1.23	38.74	22.06	44.21	0.65
	14.00	0.96	0.92	1.98	1.17	1.24	41.96	22.66	45.06	0.60
	16.00	0.96	0.89	2.04	1.25	1.25	44.96	23.17	45.78	0.56
	18.00	0.96	0.86	2.11	1.32	1.26	47.78	23.61	46.39	0.52
	20.00	0.96	0.84	2.16	1.39	1.26	50.45	24.00	46.92	0.50
	22.00	0.96	0.82	2.21	1.45	1.27	52.99	24.34	47.39	0.47
	24.00	0.96	0.80	2.26	1.52	1.27	55.41	24.65	47.81	0.45
	26.00	0.96	0.79	2.31	1.57	1.27	57.74	24.94	48.19	0.43
	28.00	0.96	0.77	2.35	1.63	1.28	59.98	25.20	48.54	0.42
	30.00	0.96	0.76	2.39	1.69	1.28	62.15	25.44	48.86	0.40

3.4.2.3. Sección de flotación de minerales

Diseño de circuitos de flotación

El diseño de circuitos de flotación normalmente se inicia con un conjunto de ensayos batch escala laboratorio, donde se evalúa el efecto de las variables típicas de flotación sobre la recuperación y de ley de concentrado, PH, reactivos, dilución de pulpa, tiempos de acondicionamiento y de flotación. Se seleccionan los niveles óptimos de las variables y luego se corre un nuevo conjunto de ensayos en el entorno del subóptimo determinado inicialmente. Luego se hacen pruebas en circuito cerrado para determinar el tiempo de flotación de cada celda o banco. Siendo un mineral polimetálico se empieza a flotar primero los sulfuros de Pb y Ag debido a que tienen alto grado de asociatividad y



su PH: 8 al mismo tiempo se deprime los sulfuros de Zn y Fe, en la segunda etapa se acondicionan a otros parámetros para concentrar los sulfuros de Zn.

Acondicionadores

La función principal del acondicionador es el de mezclar los reactivos del proceso de flotación con la pulpa lo más íntimamente posible y de esta manera asegurar la acción de los mismos. Los acondicionadores o agitadores proporcionaran un tratamiento preliminar a la pulpa y poder generar un tiempo adicional antes de ser enviada a las celdas de con la finalidad de asegurar la eficiencia del proceso.

Tabla 31. Distribución de pulpa en alimento a acondicionadores para 200 TMSD

	TM/h	Densidad (TM/ m ³)	V ₀ (m ³ /h)
Solido	9.000	2.800	3.214
Agua	21.000	1.000	21.000
Pulpa	30.000	1.239	24.21

Para obtener el tiempo de acondicionamiento se aplica la siguiente expresión:

$$t = \frac{Vv*1440}{Vc} \quad \dots \text{(Ec. 76)}$$

Donde:

t : tiempo de acondicionamiento (min)

1440: factor de conversión de días a minutos

Vv : Volumen del tanque acondicionador (m³); normalmente la pulpa ocupa el 85% - 90% del volumen nominal o total del tanque. (Se descuenta el espacio libre superior y el volumen que ocupan las partes mecánicas del acondicionador).



V_c : Volumen de la pulpa alimentada al tanque acondicionador ($m^3/día$)

Teniendo en cuenta que los acondicionadores son tanques cilíndricos se calculará el 90 % de su volumen con la expresión 77, para evitar que se desborden, debido a la formación del vórtice por la agitación

$$Vv = \pi * \frac{D^2}{4} * H * 0.9 \quad \dots \text{(Ec. 77)}$$

Donde D y H son el diámetro y la altura del tanque acondicionador. Una vez teniendo el volumen (en caso sean varios se suman para obtener el volumen útil total de los acondicionadores) y se aplica la expresión 76 para obtener el tiempo de acondicionamiento.

Si deseamos un tiempo de acondicionamiento similar a 14 min para un flujo proyectado de alimentación de pulpa de 24.21 m^3/h (581 $m^3/día$), despejando la expresión 76 tendríamos:

$$Vv = \frac{Vc * t}{1440}$$

$$Vv = \frac{581 \frac{m^3}{día} * 14 \text{ min}}{1440 \text{ min/día}} = 5.65 m^3$$

Por lo tanto, ese sería el volumen útil necesario considerando el 90% de su valor nominal.

Tratando de reducir el área que ocuparían los equipos en la ampliación, el tamaño comercial que más se ajustaría al tiempo necesario sería utilizando tanques acondicionadores de 2m x 2m siendo.



El tiempo de acondicionamiento será de 14 minutos, calculándose de la siguiente manera:

El volumen útil para un acondicionador de las dimensiones indicadas es:

$$Vv = \pi * \frac{2^2}{4} * 2 * 0.9 = 5.66 \text{ m}^3$$

Para el acondicionador el volumen útil total sería de 5.66 m³, por lo cual reemplazando valores en la ecuación 76 obtenemos:

$$t = \frac{5.66 \text{ m}^3 * 1440 \text{ min/día}}{24.21 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}} * \frac{24 \text{ hr}}{1 \text{ día}}} = 14.03 \text{ min}$$

Celdas de flotación

Calculo de caudales de pulpa Banco de flotación Pb

Las descargas de los hidrociclones se juntan y se envían al acondicionador del cual se alimenta al primer banco de flotación. Para calcular el volumen de la celda utilizaremos el procedimiento enunciado por el manual de METSO MINERALS, se tiene la siguiente formula:

$$V_f = \frac{Q * Tr * S}{60 * Ca} \quad \dots \text{(Ec. 81)}$$

Dónde:

V_f : Volumen total por celda, en (m³).

Q : Tasa de flujo de alimentación, en (m³/h).

Tr : Tiempo de retención, en (min).

S : Factor de aumento progresivo que depende Tr .



Ca : Factor de aireación 0.85.

Rougher I-1

Para un flujo de alimentación de 24.21 m³/h, con un tiempo de retención de 10 minutos, un factor de aumento progresivo de 1 y un factor de aireación de 0.85 tenemos:

$$V_f = \frac{24.21 * 10 * 1}{60 * 0.85} = 4.75 \text{ m}^3$$

Para efecto de la presente tesis se asume un 35% de la alimentación flota en las espumas, entonces:

$$\text{Espumas: } 0.35 * 24.21 = 8.47 \text{ m}^3/h$$

$$\text{Relaves: } 24.21 - 8.47 = 15.74 \text{ m}^3/h$$

Cleaner I-1

Las espumas 8.47 m³/h de la celda rougher I-1 se envía a la celda cleaner I-1, se calcula su volumen para un tiempo de retención de 7 minutos, un factor de aumento progresivo de 1 y un factor de aireación de 0.85 tenemos:

$$V_f = \frac{8.47 * 7 * 1}{60 * 0.85} = 1.16 \text{ m}^3$$

Para efecto de la presente tesis se asume un 80% son espumas, entonces:

$$\text{Espumas: } 0.8 * 8.47 = 6.78 \text{ m}^3/h$$

$$\text{Relaves: } 8.47 - 6.78 = 1.69 \text{ m}^3/h$$



Scavenger I-1

Las colas $15.74 \text{ m}^3/\text{h}$ de la celda rougher I-1 se envían a la celda scavenger I-1, se calcula su volumen para un tiempo de retención de 11 minutos, un factor de aumento progresivo de 1 y un factor de aireación de 0.85 tenemos:

$$V_f = \frac{15.74 * 11 * 1}{60 * 0.85} = 3.40$$

Para efecto de la presente tesis se asume un 15% son espumas, entonces:

$$\text{Espumas: } 0.15 * 15.74 = 2.36 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\text{Relaves: } 15.74 - 2.36 = 13.38 \text{ m}^3/\text{h}$$

Como se tiene un flujo que regresa al rougher desde el concentrado del scavenger y el relave del cleaner se debe sumarlos para re-calcular y balancear el circuito. re balanceando, se tiene:

Rougher I-1

$$\text{El nuevo caudal es: } 24.21 + 1.69 + 2.36 = 28.26 \text{ m}^3/\text{h}$$

Con una razón de concentración $Rc = 11 \%$, se tiene:

$$\text{Espumas: } 0.11 * 28.26 = 3.11 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\text{Relaves: } 28.26 - 3.11 = 25.15 \text{ m}^3/\text{h}$$

Cleaner I-1

El nuevo caudal son las espumas del rougher I-1 es $3.11 \text{ m}^3/\text{h}$

Con una razón de concentración $Rc = 33 \%$, se tiene:



$$\text{Espumas: } 0.33 * 3.11 = 1.03 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\text{Relaves: } 3.11 - 1.03 = 2.08 \text{ m}^3/\text{h}$$

Scavenger I-1

El nuevo caudal de alimentación de esta celda son las relaves del rougher I-1
25.15 m³/h

Con una razón de concentración $Rc = 10 \%$, se tiene:

$$\text{Espumas: } 0.1 * 25.15 = 2.52 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\text{Relaves: } 25.15 - 2.52 = 22.63 \text{ m}^3/\text{h}$$

Banco de flotación Zn

Rougher I-2

Para un flujo de alimentación de 22.63 m³/h, con un tiempo de retención de 10 minutos, un factor de aumento progresivo de 1 y un factor de aireación de 0.85 tenemos:

$$V_f = \frac{22.63 * 10 * 1}{60 * 0.85} = 4.44 \text{ m}^3$$

Para efecto de la presente tesis se asume un 35% de la alimentación flota en las espumas, entonces:

$$\text{Espumas: } 0.35 * 22.63 = 7.92 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\text{Relaves: } 22.63 - 7.92 = 14.71 \text{ m}^3/\text{h}$$



Cleaner I-2

Las espumas $7.92 \text{ m}^3/\text{h}$ de la celda rougher I-1 se envía a la celda cleaner I-1, se calcula su volumen para un tiempo de retención de 7 minutos, un factor de aumento progresivo de 1 y un factor de aireación de 0.85 tenemos:

$$V_f = \frac{7.92 * 7 * 1}{60 * 0.85} = 1.09 \text{ m}^3$$

Para efecto de la presente tesis se asume un 80% son espumas, entonces:

$$\text{Espumas: } 0.8 * 7.92 = 6.34 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\text{Relaves: } 7.92 - 6.34 = 1.58 \text{ m}^3/\text{h}$$

Scavenger I-2

Las colas $14.71 \text{ m}^3/\text{h}$ de la celda rougher I-1 se envían a la celda scavenger I-1, se calcula su volumen para un tiempo de retención de 11 minutos, un factor de aumento progresivo de 1 y un factor de aireación de 0.85 tenemos:

$$V_f = \frac{14.71 * 11 * 1}{60 * 0.85} = 3.17 \text{ m}^3$$

Para efecto de la presente tesis se asume un 15% son espumas, entonces:

$$\text{Espumas: } 0.15 * 14.71 = 2.21 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\text{Relaves: } 14.71 - 2.21 = 12.5 \text{ m}^3/\text{h}$$

Como se tiene un flujo que regresa al rougher desde el concentrado del scavenger y el relave del cleaner se debe sumarlos para re-calcular y balancear el circuito. Re-balanceando, se tiene:



Rougher I-2

El nuevo caudal es: $22.63 + 1.58 + 2.21 = 26.42 \text{ m}^3/h$

Con una razón de concentración $Rc = 11 \%$, se tiene:

Espumas: $0.11 * 26.42 = 2.91 \text{ m}^3/h$

Relaves: $26.42 - 2.91 = 23.51 \text{ m}^3/h$

Cleaner I-2

El nuevo caudal son las espumas del rougher I-1 es $2.91 \text{ m}^3/h$

Con una razón de concentración $Rc = 33 \%$, se tiene:

Espumas: $0.33 * 2.91 = 0.96 \text{ m}^3/h$

Relaves: $2.91 - 0.96 = 1.95 \text{ m}^3/h$

Scavenger I-2

El nuevo caudal de alimentación de esta celda son las relaves del rougher I-1
 $23.51 \text{ m}^3/h$

Con una razón de concentración $Rc = 10 \%$, se tiene:

Espumas: $0.1 * 23.51 = 2.35 \text{ m}^3/h$

Relaves: $23.51 - 2.35 = 21.16 \text{ m}^3/h$



Banco de flotación Pb

Celda rougher i-1

Del balance de masas efectuada en el circuito de flotación tenemos el caudal de alimentación de $24.21 + 1.69 + 2.36 = 28.26 \text{ m}^3/\text{h}$ con un tiempo de flotación de 10 min/m³, reemplazo en:

$$V_f = \frac{Q * Tr * S}{60 * Ca}$$

Dónde:

V_f : Volumen total de flotación (m^3).

Q : Flujo de alimentación (m^3/hr).

Tr : Tiempo de flotación (min).

S : Factor de aumento progresivo, en este caso su valor es 1.

Ca : Factor de aereación igual a 0.85.

$$V_f = \frac{28.26 * 10 * 1}{60 * 0.85} = 5.54 \text{ m}^3 \approx 195.64 \text{ pies}^3$$

Se usaran celdas Denver de 48 pies^3 para tratar $28.26 \text{ m}^3/\text{h}$

$$\text{Numero de celdas} = \frac{195.64}{48} = 4.08 \approx 4$$

Del catálogo obtenemos la potencia del motor igual a (20 HP)



Celda cleaner I-1

Del balance de masas obtengo una alimentación de $3.11 \text{ m}^3/\text{h}$ con un tiempo de flotación de $7 \text{ min}/\text{m}^3$. Reemplazando, se tiene:

$$V_f = \frac{3.11 * 7 * 1}{60 * 0.85} = 0.43 \text{ m}^3 \approx 15.19 \text{ pies}^3$$

Se usaran celdas Denver de $32" \times 32"$ (18.74 pies^3) para tratar $3.11 \text{ m}^3/\text{h}$

Del catálogo obtenemos la potencia del motor igual a (10 HP).

Celda scavenger I-1

Del balance de masas obtengo una alimentación de $25.15 \text{ m}^3/\text{h}$ con un tiempo de flotación de $11 \text{ min}/\text{m}^3$. Reemplazando, se tiene:

$$V_f = \frac{25.15 * 11 * 1}{60 * 0.85} = 5.43 \text{ m}^3 \approx 191.76 \text{ pies}^3$$

Se usaran celdas Denver de 48 pies^3 para tratar $25.15 \text{ m}^3/\text{h}$

$$\text{Numero de celdas} = \frac{191.76}{48} = 3.995 \approx 4$$

Del catálogo obtenemos la potencia del motor igual a (20 HP).

Banco de flotación Zn

Celda rougher I-2

Del balance de masas efectuada en el circuito de flotación tenemos el caudal de alimentación de $22.63 + 1.58 + 2.21 = 26.42 \text{ m}^3/\text{h}$ con un tiempo de flotación de $10 \text{ min}/\text{m}^3$. Reemplazamos en la siguiente expresión:



$$V_f = \frac{Q * Tr * S}{60 * Ca}$$

Dónde:

V_f : Volumen total de flotación (m^3).

Q : Flujo de alimentación (m^3/h).

Tr : Tiempo de flotación (min).

S : Factor de aumento progresivo, en este caso su valor es 1.

Ca : Factor de aereación igual a 0.85.

$$V_f = \frac{26.42 * 10 * 1}{60 * 0.85} = 5.18 m^3 \approx 182.93 \text{ pies}^3$$

Se usaran celdas Denver de 48 pies^3 para tratar $26.42 m^3/h$

$$\text{Numero de celdas} = \frac{182.93}{48} = 3.81 \approx 4$$

Del catálogo obtenemos la potencia del motor igual a (20 HP)

Celda cleaner I-2

Del balance de masas obtengo una alimentación de $2.91 m^3/h$ con un tiempo de flotación de $7 \text{ min}/m^3$ Reemplazando, se tiene:

$$V_f = \frac{2.91 * 7 * 1}{60 * 0.85} = 0.40 m^3 \approx 14.13 \text{ pies}^3$$

Se usaran celdas Denver de $32" \times 32"$ (18.74 pies^3) para tratar $2.91 m^3/h$

Del catálogo obtenemos la potencia del motor igual a (10 HP).



Celda scavenger I-2

Del balance de masas obtengo una alimentación de $23.51 \text{ m}^3/\text{h}$ con un tiempo de flotación de $11 \text{ min}/\text{m}^3$ Reemplazando, se tiene:

$$V_f = \frac{23.51 * 11 * 1}{60 * 0.85} = 5.07 \text{ m}^3 \approx 179.05 \text{ pies}^3$$

Se usaran celdas Denver de 48 pies^3 para tratar $25.15 \text{ m}^3/\text{h}$

$$\text{Numero de celdas} = \frac{179.05}{48} = 3.73 \approx 4$$

Del catálogo obtenemos la potencia del motor igual a (20 HP).

Energía

Demanda de energía

Actualmente se tiene una demanda de energía es de $250 \text{ kW}/\text{h}$, dentro del plan de incremento de la producción a $200 \text{ TM}/\text{día}$ se estima una demanda de $450 \text{ kW}/\text{h}$ de energía.

Producción de energía

Actualmente se cuenta con dos grupos electrógenos de 220 kW y 120 kW de potencia de producción cada uno, de los cuales se trabaja con ambos. Para el incremento de la producción se trabajará con dos grupos electrógenos 220 y 250 kW de potencia haciendo un total de 470 kW , teniendo que ser financiado otro grupo para compensar lo establecido en dicho consumo de energía proyectado.



Inversión

La inversión que se realizará será en la compra de un grupo electrógeno con una capacidad de 250 kW de potencia a un costo de 100,000 dólares.

3.4.3. Evaluación económica

La evaluación se realiza considerando las dimensiones obtenidas en el capítulo anterior, y seleccionas de acuerdo con los catálogos de fabricantes, no se considera el costo de producción del mineral, únicamente se analizará el costo de instalación de planta y el costo de producción unitario de planta.

Tabla 32. Relación de equipos a adquirir para 200 TM/día

Chancado
Tolva de gruesos, 165 TM
Parrilla 8"
Apron feeder 24" X 9'
Parrilla estática de 2 1/2' x 2" x 5'
Chancadora de quijada 15" x 24"
Faja CH - 01 18"
Zaranda vibratoria 2'x4'
Faja CH - 02 18"
Chancadora de cono 3'
Faja CH - 03 18"
Tolva de finos
Molienda y clasificación
Faja M - 01 DE 18"
Molino primario de bolas 5' x 10'
Bomba MC - 01 AB 4" x 5"
Hidrociclones KREBS D-8 MC - 01 AB
Flotación
Acondicionador circular 2m x 2m
Flotación Pb
Banco Rougher
Banco Scavenger
Bomba F - 01 AB
Flotación Zn
Bomba F - 02 AB
Acondicionador circular 2m x 2m
Banco Rougher
Banco Scavenger
Relavera
Recrecimiento de Presa de Relave
Bomba R - 01 AB
Casa fuerza
Grupo electrógeno



3.4.3.1. Inversión

El costo de inversión para llevar a cabo el incremento en la producción de la planta concentradora San Carlos a 200 t/día será de 2,562,398 dólares.

Tabla 33. Inversión proyectado planta concentradora SAN CARLOS

Chancado	Cantidad	Costo Unitario	Costo Total
Tolva de gruesos, 165 TM	1	\$11,000	\$11,000
Parrilla 8"	1	\$2,000	\$2,000
Apron Feeder 24" X 9'	1	\$6,000	\$6,000
Parrilla estática de 2 1/2 x 2" x 5'	1	\$1,000	\$1,000
Chancadora de quijada 15" x 24"	1	\$40,000	\$40,000
Faja CH - 01 18"	1	\$2,500	\$2,500
Zaranda vibratoria 2'x4'	1	\$5,000	\$5,000
Faja CH - 02 18"	1	\$3,000	\$3,000
Chancadora de cono 3'	1	\$70,000	\$70,000
Faja CH - 03 18"	1	\$3,000	\$3,000
Tolva de finos	1	\$8,000	\$8,000
Molienda y clasificación			
Faja M - 01 de 18"	1	\$2,500	\$2,500
Molino primario de bolas 5' x 10'	1	\$80,000	\$80,000
Bomba MC - 01 AB 4" x 5"	2	\$8,000	\$16,000
Hidrociclones krebs D-8 MC - 01 AB	2	\$6,000	\$12,000
Flotación			
Acondicionador circular 2m x 2m	1	\$6,000	\$6,000
Flotación Pb			
Banco Rougher	4	\$8,500	\$34,000
Banco Scavenger	4	\$8,500	\$34,000
Bomba F - 01 AB	2	\$4,000	\$8,000
Flotación Zn			
Bomba F - 02 AB	2	\$8,000	\$16,000
Acondicionador circular 2m x 2m	1	\$6,000	\$6,000
Banco Rougher	4	\$8,500	\$34,000
Banco Scavenger	4	\$8,500	\$34,000
Relavera			
Recrecimiento presa de relaves	1	\$50,000	\$50,000
Bomba R - 01 AB	2	\$10,000	\$20,000
Casa fuerza			
Grupo electrógeno	1	\$100,000	\$100,000
Sub total			\$604,000
Otros 10%			\$60,400
Inversión total (US\$)			\$664,400

Costo total de inversión del proyecto

El costo total de inversión para la instalación de la planta concentradora se considera porcentajes de rangos en base al costo total de los equipos, para la instalación, instrumentación, sistemas de tuberías, construcciones en lugar, electricidad, ingeniería y construcción, contingencias.

Tabla 34. Costo fijo de capital - Proyecto San Carlos

Costo de capital de inversión - Proyecto San Carlos					
Ítem	Descripción	Factor Rango %	Estimado %	Equipos Costo total	Base costo (ref. x Factor)
1	Costo de equipos			\$664,400	
2	Costo de instalación de equipos	x 0.43		\$285,692	
3	Sistema de tuberías	10 - 30	15	\$142,514	
4	Instrumentación	5 - 12	8	\$76,007	
5	Construcción y desarrollo del lugar	20 - 60	35	\$332,532	
6	Auxiliares (electricidad)	25 - 100	20	\$190,018	
7	Líneas de exterior	5 - 15	8	\$76,007	
8	Costo físico total de planta				\$1,767,171
9	Ingeniería y construcción	20 - 35	25		\$441,793
10	Contingencias	30	10		\$176,717
11	Factor de seguridad	5 - 15	10		\$176,717
	Total - Costo fijo de capital			Costo: Físico Planta (US\$)	\$2,562,398

NOTA: En los costos no se incluye la puesta en marcha. Se estima que el costo total de la instalación de la planta concentradora será US\$ 2,562,398.

3.4.3.2. Costos de operación actual

Costos directos

Son los insumos como los reactivos, bolas, electricidad y mano de obra directa destinados a la producción de concentrados.

Tabla 35. Consumo de energía actual 50 TM/día

Chancado	Potencia HP	kW	Operación, horas	kW - h
Chancadora de quijada 9" x 12"	20.00	14.91	10.00	149.14
Faja CH - 01 de 16.5m x 17.5"	5.00	3.73	10.00	37.29
Molienda y clasificación	Potencia HP	kW	Operación, horas	kW - h
Faja ch - 02 de 7.10m x 17.5"	5.00	3.73	24.00	89.48
Molino primario de bolas 4' x 4'	40.00	29.83	24.00	715.87
Clasificador helicoidal 17.5"x 4.90m	10.00	7.46	24.00	178.97
Molino secundario de bolas 3'x 4'	30.00	22.37	24.00	536.90
Flotación	Potencia HP	kW	Operación, horas	kW - h
Acondicionador circular 2m x 2m	8.00	5.97	24.00	143.17
Flotación Pb				
Celda denver 32" x 32" Cleaner	16.00	11.93	24.00	286.35
Celda denver 32" x 32" Rougher	8.00	5.97	24.00	143.17
Celda denver 32" x 32" Scavenger	16.00	11.93	24.00	286.35
Bomba centrífuga A-SH N° 2 ½"x 2"	5.00	3.73	24.00	89.48
Flotación zn				
Bomba F - 02 AB	10.00	7.46	24.00	178.97
Acondicionador circular 3'x 4'	5.00	3.73	24.00	89.48
Banco de 02 celdas 32"x 32" Cleaner I	8.00	5.97	24.00	143.17
Celda W.S. 5'x 5' Rougher	10.00	7.46	24.00	178.97
Celda W.S. 5'x 5' Scavenger	10.00	7.46	24.00	178.97
Relavera	Potencia HP	kW	Operación, horas	kW - h
Bomba centrífuga horizontal N° 2	15.00	11.19	24.00	268.45
Otros	Potencia HP	kW	Operación, horas	kW - h
Otros	50.00	37.29	24.00	894.84
				kWh/día
				4589.04
				\$/año(\$0.19/kWh)
				\$318,250
				\$/TM
				\$17
				kWh/TM
				91.78
Grupo electrógeno (2 und.)	Potencia kW	Cons. Gal/h	Precio \$/gal	Consumo \$/h
	120	6.53	3.54	23.09
	220	13.11	3.54	46.36
Total				69.46
US\$/año				\$608,457
US\$/TM				\$33



Consumo de reactivos

El tratamiento metalúrgico con reactivos son comunes y corrientes a cualquier mineral que será tratado por flotación diferencial plomo zinc. El mineral será chancado y molido aproximadamente hasta 60% malla 200, en la molienda se adiciona los depresores sulfato de Zn y cianuro de sodio para controlar la activación de hierro y Zn para favorecer la flotación de Pb, que ocurrirá con colectores xantato y el espumante MIBC por ser el más débil y selectivo. La etapa de Zn se inicia con la adición del activador sulfato de Cu, en medio alcalino modificado por dosificación de cal hidratada, el colector de valores de Zn será el xantato Z-11 y Z-6, esta es una descripción corriente del tratamiento metalúrgico para cualquier mineral típico de Pb-Zn. La dosificación de los consumos en kg/t, se muestra en la tabla N° 40.

Tabla 36. Reactivos usados con sus respectivos consumos

Insumo	Función	Consumo kg/t.	Concentración
CuSO₄	Activador de Zn.	0.4	10%
ZnSO₄	Depresor de Zn.	0.3	10%
Z – 11	Colector principal	0.05	2%
Z – 6	Colector secundario	0.03	2%
MIBC	Espumante	0.03	100%
DEXTRINA	Depresor de insolubles	0.075	5%
NaCN	Depresor de hierro	0.03	2%
SODA	Regulador de PH		5%
MIN 730	Depresor de pirrotita, pirita		5%
CAL	Modificador de PH	1.5	
FLOCULANTE	Aglomerar y sedimentar	0.025	0.50%



Tabla 37. Costo anual en el consumo de reactivos

Flotación Pb.	Consumo Kg/TM.	Precio Reac. \$/Kg	\$/TM	\$/Año
Sulfato de Zinc	0.29	0.75	0.220	\$4,015
Cianuro de sodio	0.03	1.20	0.033	\$599
MIBC	0.03	1.50	0.039	\$712
Z-11	0.003	1.00	0.003	\$49
Aerophine 3418	0.002	1.10	0.002	\$40
Dextrina	0.02	0.45	0.008	\$151
Flotación Zn.				
Sulfato de cobre	0.44	1.30	0.578	\$10,554
Z-11	0.02	1.00	0.025	\$453
Z-6	0.03	1.00	0.026	\$475
Dextrina	0.04	0.45	0.018	\$320
MIBC	0.02	1.50	0.028	\$502
Cal hidratada	1.16	0.20	0.232	\$4,225
Filtrado Pb.				
Floculante	0.01	1.50	0.018	\$324
Filtrado Zn.				
Floculante	0.01	1.50	0.019	\$342
Relave				
Floculante	0.03	1.50	0.043	\$789
TOTAL			1.290	\$23,549.19



Consumo de bolas de acero

Consumo de bolas de acero para un tratamiento de 50 TMS/día.

Tabla 38. Consumo de bolas de acero kg/t del año 2016

Bolas de acero	Fecha	2016					
		Jul-16	Ago-16	Set-16	Oct-16	Nov-16	Dic-16
	kg/t	0.43	0.42	0.52	0.57	0.56	0.55

Tabla 39. Costo anual de consumo de acero

Bolas de acero	Consumo	Precio	\$/TM	\$/Año
	kg/TM	\$/kg		
	0.51	0.6	0.306	\$22,338

Costos indirectos

En los costos indirectos consideramos las asignaciones salariales equivalente a un año. Se obtiene un equivalente: 88,421 US\$/Año.

Tabla 40. Salario anual

Categoría	Título de ocupación	N°	\$/Año c/u	Total \$/Año
Profesional	Jefe de Guardia	1	12,632	\$12,632
	Metalurgista	1	9,474	\$9,474
	Técnico en procesos	1	9,474	\$9,474
	Salario profesionales	3		\$31,579
Colaborador	Operario de Chancado	2	4,737	\$9,474
	Operario de Molienda	2	4,737	\$9,474
	Operario de Flotación	2	4,737	\$9,474
	Volantes	2	4,737	\$9,474
	Mecánicos	2	4,737	\$9,474
	Electricistas	2	4,737	\$9,474
	Salario colaboradores	12		\$56,842
	Total empleados			
Total \$/Año				\$88,421



Costos de operación total

Se estima que el costo de operación anual para procesar 18250 TM Año es de US\$ 769,572 anuales y el costo unitario de planta concentradora por tonelada procesada es de 42.17 US\$/TM.

Tabla 41. Costo total de operación anual

Toneladas procesadas 50 TM/día					
Ítem	Fuente/calc.	\$/Año	\$/TM	% Total Costos op.	
Salarios y jornales	Del cuadro de salarios y jornales	\$88,421	\$4.84	11	
Electricidad	Del cuadro de consumo energético	\$608,457	\$33.34	79	
Reactivos y aceros	Del cuadro de consumo de reactivos y bolas de acero	\$29,134	\$1.60	4	
Mantenimiento suministro y materiales	5% De costos directos (\$ 995,847)	\$36,301	\$1.99	5	
Op. Suministro: aceites y lubric.	20% de mantenimiento suministros y materiales.	\$7,260	\$0.40	1	
Total: Costo de operación. US\$		\$769,572	\$42.17	100	

3.4.3.3. Costos de operación proyectado

Costos directos

Tabla 42. Consumo de energía proyectado para 200 TM/día

Chancado	Potencia HP	kW	Operación, horas	kW - h
Apron feeder 24" x 9'	12.50	9.32	10.00	93.21
Chancadora de quijada 15" x 24"	40.00	29.83	10.00	298.28
Faja CH - 01 18"	5.00	3.73	10.00	37.29
Zaranda vibratoria 2'x4'	10.00	7.46	10.00	74.57
Faja CH - 02 18"	5.00	3.73	10.00	37.29
Chancadora de cono 3'	50.00	37.29	10.00	372.85
Faja CH - 03 18"	5.00	3.73	10.00	37.29
Molienda y clasificación	Potencia HP	kW	Operación, horas	kW - h
Faja M - 01 de 18"	5.00	3.73	24.00	89.48
Molino primario de bolas 5' x 10'	110.00	82.03	24.00	1,968.65
Bomba MC - 01 AB 4" x 5"	10.00	7.46	24.00	178.97
Molino secundario de bolas 4'x 4'	40.00	29.83	24.00	715.87
Flotación	Potencia HP	kW	Operación, horas	kW - h
Acondicionador circular 2m x 2m	8.00	5.97	24.00	143.17
Flotación Pb				
Banco Rougher	40.00	29.83	24.00	715.87
Banco Cleaner	10.00	7.46	24.00	178.97
Banco Scavenger	40.00	29.83	24.00	715.87
Bomba F - 01 AB	10.00	7.46	24.00	178.97
Flotación Zn				
Bomba F - 02 AB	10.00	7.46	24.00	178.97
Acondicionador circular 2m x 2m	8.00	5.97	24.00	143.17
Banco Rougher	40.00	29.83	24.00	715.87
Banco Cleaner	10.00	7.46	24.00	178.97
Banco Scavenger	40.00	29.83	24.00	715.87
Relavera	Potencia HP	kW	Operación, horas	kW - h
Bomba R - 01 AB	20.00	14.91	24.00	357.94
Otros	Potencia HP	kW	Operación, horas	kW - h
Otros	100.00	74.57	24.00	1789.68
				kWh/día 9,917.06
				\$/año(\$0.19/kWh) \$687,748
				\$/TM \$9
				kWh/TM 49.59
Grupo electrógeno	Potencia kW	Consumo gal/h	Precio \$/gal	Consumo \$/h
	220	16.08	3.54	56.87
	250	17.79	3.54	62.92
Total				119.78
				\$/año \$1,049,309
				\$/TM \$14



Consumo de reactivos

Tabla 43. Reactivos usados con sus respectivos consumos

Insumo	Función	Consumo	Concentración
		kg/t.	
CuSO₄	Activador de Zn.	0.4	10%
ZnSO₄	Depresor de Zn.	0.3	10%
Z – 11	Colector principal	0.05	2%
Z – 6	Colector secundario	0.03	2%
MIBC	Espumante	0.03	100%
DEXTRINA	Depresor de insolubles	0.075	5%
NaCN	Depresor de Hierro	0.03	2%
SODA	Regulador de PH		5%
MIN 730	Depresor de pirrotita, piritita		5%
CAL	Modificador de PH	1.5	
FLOCULANTE	Aglomerar y sedimentar	0.025	0.50%

Tabla 44. Costo anual en el consumo de reactivos

Flotación Pb.	Consumo	Precio Reac.	\$/TM	\$/Año
	kg/TM.	\$/kg		
Sulfato de Zinc	0.29	0.75	0.220	\$16,060
Cianuro de sodio	0.03	1.20	0.033	\$2,394
MIBC	0.03	1.50	0.039	\$2,847
Z-11	0.003	1.00	0.003	\$195
Aerophine 3418	0.002	1.10	0.002	\$161
Dextrina	0.02	0.45	0.008	\$602
Flotación Zn.				
Sulfato de cobre	0.44	1.30	0.578	\$42,215
Z-11	0.02	1.00	0.025	\$1,813
Z-6	0.03	1.00	0.026	\$1,898
Dextrina	0.04	0.45	0.018	\$1,281
MIBC	0.02	1.50	0.028	\$2,008
Cal hidratada	1.16	0.20	0.232	\$16,902
Filtrado Pb.				
Floculante	0.01	1.50	0.018	\$1,296
Filtrado Zn.				
Floculante	0.01	1.50	0.019	\$1,369
Relave				
Floculante	0.03	1.50	0.043	\$3,157
Total			1.290	\$94,197



Consumo de bolas de acero

Para el consumo de bolas de acero proyectado se toma como referencia el consumo actual para un tratamiento de 200 TMS/día.

Tabla 45. Consumo de bolas de acero kg/t

2016							
Bolas de acero	Fecha	Jul-16	Ago-16	Set-16	Oct-16	Nov-16	Dic-16
	kg/t.	0.43	0.42	0.52	0.57	0.56	0.55

Tabla 46. Costo anual de consumo de acero proyectado

Bolas de acero	Consumo	Precio	\$/TM	\$/Año
	kg/TM.	\$/kg		
	0.51	0.6	0.306	\$22,338

Costos indirectos

En los costos indirectos consideramos las asignaciones salariales equivalente a un año. Se obtiene un equivalente: 164,211 US\$/Año.



Tabla 47. Salario anual proyectado

Categoría	Título de ocupación	N°	\$/Año c/u	Total \$/Año
Profesional	Superintendente	1	25,263	\$25,263
	Asist. Superintendente			
	Metalurgia Senior			
	Supervisor de Mantenimiento	1	12,632	\$12,632
	Supervisor de procesos			
	Jefe de Guardia	1	12,632	\$12,632
	Metalurgista	1	9,474	\$9,474
	Técnico en procesos	1	9,474	\$9,474
	Técnico instrumentista			
	Salario profesionales		5	
Colaboradores	Operario de sala de control	3	4,737	\$14,211
	Operario de Chancado	3	4,737	\$14,211
	Operario de Molienda	3	4,737	\$14,211
	Operario de Flotación	3	4,737	\$14,211
	Operario de Filtros			
	Analizador			
	Muestreo			
	Volantes	4	4,737	\$18,947
	Mecánicos	2	4,737	\$9,474
	Electricistas	2	4,737	\$9,474
Salario colaboradores		20		\$94,737
Total empleados				25
Total US\$/Año				\$164,211

Costos de operación total

Se estima que el costo de operación anual para procesar 73,000 TM Año es de US\$ 1,406,460 anuales y el costo unitario de planta concentradora por tonelada procesada es de 19.27 US\$/TM, siendo este costo unitario el promedio de las compañías mineras a nivel nacional.

Tabla 48. Costo total de operación anual

Toneladas procesadas 200 TM/día				
Costo de equipos	US\$	664400		
Ítem	Fuente/calc.	\$/Año	\$/TM	% Total Costos op.
Salarios y jornales	Del cuadro de salarios y jornales	\$164,211	\$2.25	12
Electricidad	Del cuadro de consumo energético	\$1,049,309	\$14.37	75
Reactivos y aceros	Del cuadro de consumo de reactivos y bolas de acero	\$116,535	\$1.60	8
Mantto suministro y materiales	10% De equipos. Precio (\$ 664400)	\$66,440	\$0.91	5
Op. Suministro: aceites y lubric.	20% De mantenimiento, suministros y materiales.	\$9,966	\$0.14	0.7
Total: Costo de operación. US\$		1,406,460	\$19.27	100

3.4.3.4. Financiamiento

La estructura de financiamiento propuesto para el futuro proyecto es el siguiente: Siendo el costo de inversión total para planta concentradora: US\$ 2,562,398, será financiado mediante préstamo. El préstamo es para 5 años con un interés de 10% anual.

Factor de amortización, según el modelo francés:

$$R = P * i * \frac{(1+i)^n}{(1+i)^n - 1} \quad \dots \text{(Ec. 79)}$$

Tabla 49. Factor de amortización

Factor de amortización R	
R: factor de amortización (Anual)	\$659,494
P: Préstamo	\$2,500,000
i: Interés	10%
n: Plazos (años)	5

Tabla 50. Estructura de financiamiento

Préstamo: US\$	2,500,000			
Tasa interés	10%			
Periodo (años)	5			
Pagos iguales				
Año	Saldo final	Amortización	Interés	Pago
2019	\$2,500,000			
2020	\$2,090,506	\$409,494	\$250,000	\$659,494
2021	\$1,640,063	\$450,443	\$209,051	\$659,494
2022	\$1,144,576	\$495,487	\$164,006	\$659,494
2023	\$599,540	\$545,036	\$114,458	\$659,494
2024	\$0	\$599,540	\$59,954	\$659,494

3.4.3.5. Presupuesto de ingresos y egresos

Ingresos

Los ingresos del proyecto son cálculos anticipados de entradas de efectivo por la venta de concentrados que es US\$ 6,197,072 se muestra en el anexo, tabla 58.



Egresos

Costo de operación o producción: US\$ 1,406,460 se muestra en la tabla 48.

3.4.3.6. Flujo neto de fondos y valor actual neto

Para la evaluación económica de un determinado proyecto existen muchos métodos, para el presente estudio se ha elegido el método basado en el valor actual neto de los beneficios totales y la tasa interna de retorno. En principio se realiza un estimado del flujo neto de fondos proyectándolo desde el año 2020 al año 2024. Este flujo neto de fondos medirá las bondades del proyecto durante los años mencionados; luego con estos datos se calculará el valor actual neto (VAN), de los beneficios totales.

García *et al.* (2007) menciona que, el valor actual neto (VAN) es una cantidad monetaria, que refleja la diferencia entre el valor actual de los cobros menos el valor actualizado de los pagos; es decir, es el valor de todos los flujos de caja esperados referido a un mismo momento del tiempo. A este valor se le resta la inversión inicial, de tal modo que el valor obtenido es el valor actual neto del proyecto. En términos generales se puede interpretar el VAN del modo siguiente:

$VAN > 0 \Rightarrow$ Que la empresa genera beneficio.

$VAN = 0 \Rightarrow$ No hay beneficio ni pérdidas, aunque se pierde el tiempo.

$VAN < 0 \Rightarrow$ hay pérdidas en la empresa, además de perder el tiempo.

Un VAN positivo > 0 representa el beneficio neto generado al aplicar el proyecto de ampliación. Para hallar el VAN del proyecto a partir del flujo neto de caja, considerando un costo de oportunidad que da el inversionista (para nuestro caso COK = 15 % tasa de descuento mínimo) con el que se actualizan los fondos.



La fórmula que nos permite calcular el valor actual neto es:

$$VAN = \sum_{t=1}^n \frac{V_t}{(1+k)^t} - I_0 \quad \dots \text{(Ec. 80)}$$

Donde:

V_t : Flujos de caja en cada periodo de tiempo.

I_0 : Valor del desembolso inicial de la inversión.

N : Número de periodos considerado.

k : Tasa de interés que se espera obtener de una inversión de riesgo.

Tasa interna de retorno

La tasa de rendimiento interno, tasa interna de rentabilidad o tasa de retorno "r" es el tipo de actualización que iguala a 0 el VAN. En el caso de que los flujos generados por el proyecto sean constantes, y es usada como indicador al evaluar la eficacia de una inversión (García *et al.*, 2007).

Puga (s.f.) menciona que el método considera que una inversión es aconsejable si la TIR resultante es igual o superior a la tasa exigida por el inversor (tasa de descuento), y entre varias alternativas, la más conveniente será aquella que ofrezca una TIR mayor. Si la TIR es igual a la tasa de descuento, el inversionista es indiferente entre realizar la inversión o no. Si la TIR es menor a la tasa de descuento o costo de oportunidad, el proyecto debe rechazarse y si el TIR es mayor que la tasa de descuento mínimo o coste de oportunidad (COK), quiere decir que el proyecto es una buena alternativa de inversión.

La fórmula que nos permite calcular la tasa interna de retorno es:

$$TIR = i_1 + (i_2 - i_1) \frac{VAN_1}{VAN_1 - VAN_2} \quad \dots \text{(Ec. 81)}$$



$VAN_1(+)$ para una tasa $i_1 = 15\%$ es igual a: 1,970,443

$VAN_2(-)$ para una tasa $i_2 = 60\%$ es igual a: 546,419

$$TIR = 50.23\%$$

En el anexo tabla 59. Se muestra las tablas de flujo neto de fondos, el valor actual neto (VAN) y la tasa interna de retorno (TIR) calculados para el proyecto.

3.4.3.7. Ley de corte crítica

Bascetin *et al.* (2011) menciona que “la ley de corte crítica de un yacimiento es el criterio normalmente utilizado en la operación minera para discriminar entre el mineral factible de extraer obteniendo beneficio económico del depósito y el estéril”. “Todo lo que esté por debajo de este valor es tratado como estéril, y lo que esté por encima de este como mineral útil aprovechable. La LCC es la ley donde los ingresos obtenidos por el producto igualan a los costos de extracción de este, lo que se conoce como punto de equilibrio.” (Sepulveda & Avilez, 2014).

LCC del Pit final y LCC de Lane

La ley de corte crítica es el parámetro económico en la planificación minera cuya finalidad es separar, es decir, a partir de esta se determina qué bloque de material se debe extraer del depósito y cuál no, y/o establecer qué proporción de mineral minado es destinado para el procesamiento y cual para los botaderos (Sepulveda & Avilez, 2014).

A continuación, se presentan las ecuaciones 82 y 83 que menciona la manera tradicional de cálculo de la LCC. La primera se refiere a las LCC del pit final y la segunda a la LCC de procesamiento, llamadas como las leyes de corte crítica de equilibrio.

$$LCC \text{ del pit final} = \frac{(m+c)*100}{(s-r)*y} \quad \dots \text{ (Ec. 82)}$$



$$LCC \text{ de procesamiento} = \frac{(c)*100}{(s-r)*y} \quad \dots \text{ (Ec. 83)}$$

Donde:

m : Costo de minado

c : Costo de procesamiento

s : Precio del producto

r : Costo de venta

y : Recuperación

Dagdelen (1992) afirma que la ecuación 82 garantiza que ningún material se explote de la mina, a menos de que todo el costo directo asociado con obtener y comercializar el mineral sea recuperado. La ecuación 83 se emplea una vez se hallan seleccionado los bloques destinados para minería con la primera ecuación, el fin es llegar a los bloques de mineral de las leyes más alta, independientemente de los gastos de minería en los cuales se incurran. Las características generales de la LCC definidas en la ecuación 82 y 83 son:

- Satisfacer el objetivo de maximizar los beneficios descontados de una operación minera.
- Ser constantes a menos que el precio del producto y los costos cambien durante la vida útil de la mina.
- No tener en cuenta la distribución del tenor en el depósito.

Envase al balance metalúrgico proyectado y la valorización de concentrado tanto del plomo con del Zinc podemos calcular la ley de corte crítica utilizando la ecuación 83.

$$LCC \text{ de procesamiento (Pb)} = \frac{19.27 * 100}{(1107.03 - 8.37) * 0.93} = 1.89$$

$$LCC \text{ de procesamiento (Zn)} = \frac{19.27 * 100}{(1350.69 - 8.37) * 0.75} = 1.91$$

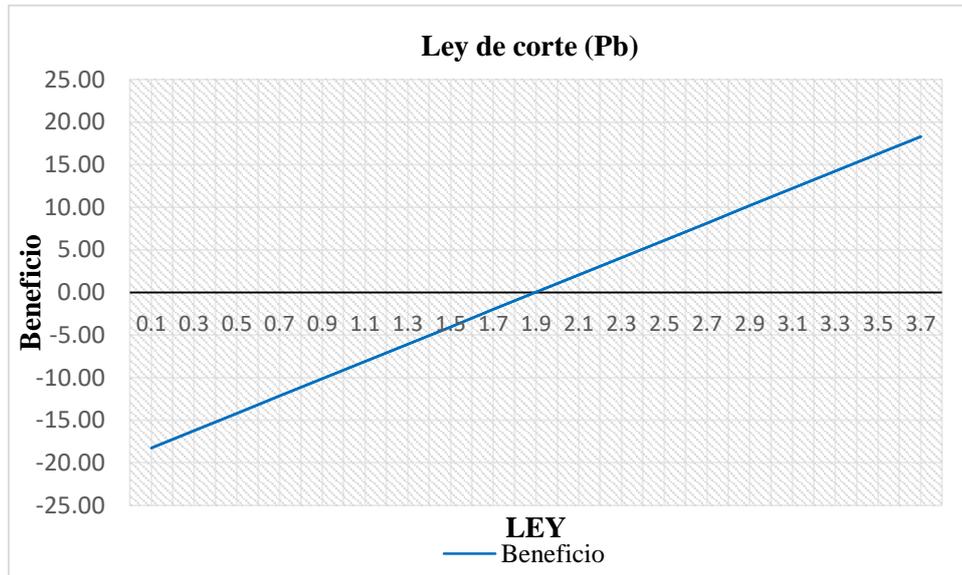


Figura 31. Ley de corte Pb

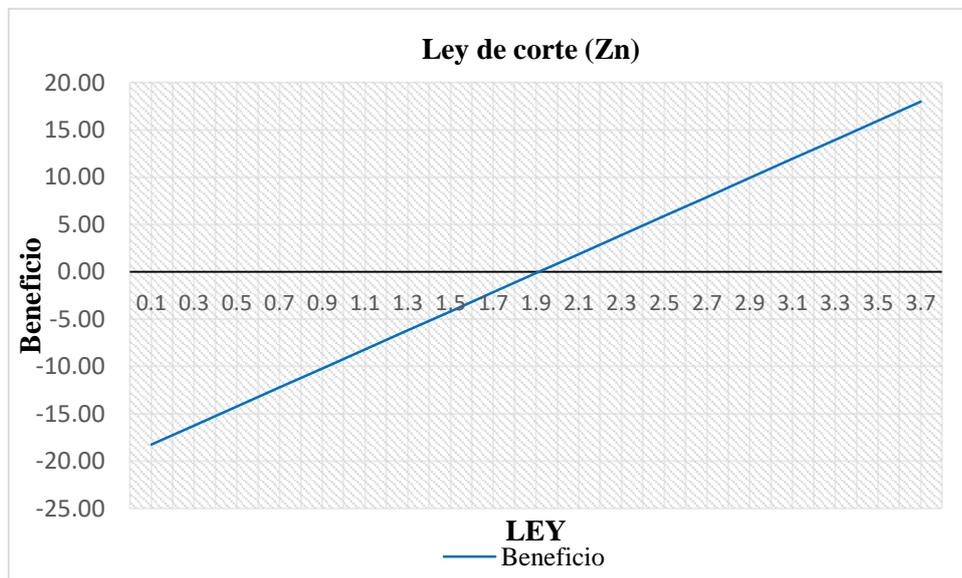


Figura 32. Ley de corte Zn



CAPÍTULO IV

RESULTADOS Y DISCUSIÓN

La chancadora primaria, se cambiará por una de mayor capacidad siendo la chancadora primaria seleccionada una de mandíbulas ya que se ajusta a los objetivos planteados, siendo mejor para tratar materiales húmedos seguido de ello la implementación de una zaranda vibratoria que permitirá optimizar el circuito de chancado.

Se implementará la etapa de chancado secundario con una chancadora de cono, tratando de implementar tecnología más moderna a la planta, para la obtención de partículas con mayor uniformidad, con granulometría 90-100% 3/4", aumentando así la capacidad de tratamiento de la sección molienda.

En la sección de molienda se realizarán varios cambios, ya que se instalará un molino de bolas de 5' x 10' de 110 HP que operará en circuito abierto con el actual molino de bolas 4' x 4' de 40 HP que representa a la remolienda, este último en circuito cerrado con ciclones Krebs D – 8.

En la sección de flotación, se añadirá celdas para las cuales se calculó la capacidad de los equipos que están basados en el flujo de pulpa proyectado, donde los tiempos de residencia para el acondicionamiento y flotación se obtuvieron de datos netamente empíricos.

Los costos más altos en el proceso de concentración de minerales es el consumo de energía (combustible), este representa el 75% del costo variable de operación, siendo muy elevado.



El costo de inversión para el proyecto se estima en un total de US\$ 2,562,398, los que serán cubiertos en forma parcial con un préstamo US\$ 2,500,000, a una tasa de interés 10% anual de margen (pagaderos en 5 años) y los US\$ 62,398, restantes serán aporte propios de la empresa. Factor de amortización anual, según el modelo francés es de US\$ 659,494.

Las modificaciones del circuito de chancado, molienda, clasificación, flotación, se traduciría en una mayor producción de concentrados de plomo y zinc, lo que conllevaría a un mayor ingreso por ventas de concentrados producidos, que, de acuerdo a los balances metalúrgicos proyectados, la producción de concentrados de plomo sería de 2408 TMS/año. lo que equivaldría a un ingreso de US\$ 2,665,528 anuales asumiendo un escenario conservador del valor de concentrado de Pb del año 2018, mientras que para el concentrado de zinc se cuantificaría en 2615 TMS/año, lo que equivaldría a un incremento del ingreso de US\$ 3,531,544 anuales asumiendo el mismo escenario para el concentrado de Zn.

Interpretación VAN: Con los ingresos generados con el proyecto en los siguientes 05 años de operación se podrá cubrir todos los costos, se podrá recuperar la inversión total y todavía quedará un excedente de US\$ 1,970,443; por lo tanto, el proyecto es rentable.

Interpretación de la TIR: Al efectuar el cálculo de la Tasa Interna de Retorno Financiero se obtiene una TIR = 50.23% que es mayor al COK = 15 %, por lo cual indica que el proyecto es rentable.

Periodo de recuperación de la inversión (PRI)

$$\text{PRI} = \frac{\text{Costo de inversion}}{\text{Utilidad neta}} = \frac{2,562,398}{2,691,489} = 0.95 \text{ Años} \frac{12 \text{ Meses}}{1 \text{ Año}} = 11.4 \text{ Meses}$$



Es el periodo de recuperación del capital y será de 11 meses con 16 días, la rentabilidad del proyecto es US\$ 2,691,489, el costo producción de planta concentradora se estima en US\$ 1,406,460 y el costo unitario de planta es de 19.27 US\$/TM.



V. CONCLUSIONES

PRIMERA: En esta tesis se efectuó el estudio técnico económico que permite incrementar la producción de la planta concentradora de minerales San Carlos.

SEGUNDA: Se obtuvo el dimensionamiento de los principales equipos, obteniendo la memoria de cálculo de los mismos y poder incrementar la producción de la planta concentradora. Fue primordial el levantamiento del diagrama de proceso, para lo cual se requirió el conocimiento acerca del funcionamiento de cada equipo y de los parámetros con lo que trabaja, el dimensionamiento se efectuó utilizando datos netamente empíricos y métodos conocidos.

TERCERA: Se determinó los costos y estructura de inversión para incrementar la producción de la planta concentradora de minerales San Carlos. Los costos de inversión serán cubiertos en forma parcial con un préstamo, a una tasa de interés 10% anual de margen (pagaderos en 5 años) y los 2.4% restantes serán aporte propios de la empresa.

CUARTA: Se determinó la relación de los indicadores de rentabilidad para, incrementar la producción, siendo estos muy favorables. Donde las modificaciones que se realizarán, mejorará el rendimiento de los equipos, lo que permitirá obtener una mayor cantidad y calidad de concentrado, lo que conllevaría a un mayor ingreso por ventas de concentrados.

QUINTA: En los resultados el VAN nos indica que con los ingresos generados en el proyecto en los siguientes cinco años de operación se podrá cubrir todos los costos, se podrá recuperar la inversión total y todavía quedará un excedente, por lo tanto, el proyecto es rentable, y el periodo de recuperación del capital será oportuno. La rentabilidad será alta y el retorno de la inversión será en un tiempo mínimo, lo cual hace más atractivo la puesta en marcha del proyecto.



VI. RECOMENDACIONES

PRIMERA: El presente estudio es una propuesta técnica y económica de diseño de una planta de beneficio de minerales, no se puede asegurar que sea un estudio definitivo para el proyecto, con la ejecución y análisis se comprobara la variabilidad o la permanencia de los datos obtenidos y se realizaran los ajustes necesarios.

SEGUNDA: Es indispensable implementar la instrumentación y automatización en las distintas áreas de la planta concentradora, para un mejor control y poder obtener el máximo rendimiento del proceso yendo a la vanguardia con la tecnología.

TERCERA: Es indispensable realizar una programación de mantenimiento predictivo y así poder evitar inconvenientes con el funcionamiento de los equipos. Finalmente es importante generar confianza entre el empresariado y las comunidades que son de influencia directa e indirecta, estableciendo canales de comunicación, y poder dar a conocer sobre los diversos proyectos ya sea de índole social u otro, que favorezcan a la población



VII. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Ariadel, C. (19 de Setiembre de 2016). *Diseño de una tolva de finos con planchas de acero estructural ASTM A36 para almacenar mineral polimetálico a 300 msnm. (Tesis de Titulación)*. Universidad Técnica de Machala, Machala, Ecuador.
- Austin, L., & A., F. C. (1994). *Diseño y simulación de circuitos de molienda y clasificación*. Concepcion - CHILE: CYTED.
- Bascetin, A., Tuylu, S. & Nieto, A. (2011). *Influence of the ore block model estimation on the determination of the mining cutoff grade policy for sustainable mine production. Environmental Earth Sciences 64:1409–1418*.
- Blanco, E. (s.f.). *Bloque II Capítulo 8. Molienda*. España: Universidad de Cantabria. Obtenido de <https://docplayer.es/9768219-Bloque-ii-capitulo-8-molienda-emilio-andrea-blanco.html>
- Cabala, J. M. (1990). *Procesamiento de minerales: Molienda, clasificación y flotación*. LIMA - PERU.
- Carcamo, H. (2003). *Operaciones mecánicas - Apuntes para alumnos de Ingeniería Metalúrgica*. Antofagasta - Chile: Universidad Católica del Norte.
- Castro, S. & García, J. (2003). *Flotación fundamentos y aplicaciones*. Chile: Universidad de Concepcion - Facultad de Ingeniería.
- Comisión Chilena del cobre (s.f.). *Precio de los Metales*. Obtenido de <https://www.cochilco.cl/Paginas/Estadisticas/Bases%20de%20Datos/Precio-de-los-Metales.aspx>



- Cruz, E. B., Corrales, A. F. & Alfonso, A. B. (s.f.). *Manual de entrenamiento en concentración de minerales - Sección II*. Santa Cruz - Bolivia: SERGEOTECMIN.
- Dagdelen, K. (1992). *Cutoff grade optimization*. Homestake Mining Company 7, 32-40.
- Espinosa, L. & Lopez, V. (1984). *Teoría y practicas de trituración y molienda*. México: Universidad Nacional Autónoma de México.
- F.C. Bond. "The Third Theory of Conminution" AIME Trans. Vol 193. p.484. 1952; Mining Engineering. May 1952.
- García, A., Acero, R. & Perea, J. (2007). *Economía y gestión*. Córdoba: Universidad de Córdoba.
- Hinojosa, J. (2017). *Diseño y simulación de un molino de bolas horizontal de 15 [tn/hr] aplicado a una planta concentradora mediante el uso de software Cad Especializado. (Tesis de titulación)*. Universidad Nacional del Altiplano, Puno, Peru.
- Kelly, E. & Spottiswood, D. (s.f.). *Introducción al procesamiento de minerales*. Mexico: Noriega Limusa.
- Kuramoto, J. & Glave, M. (2007). *La minería peruana: lo que sabemos y lo que aún nos falta saber*. Lima: GRADE. Obtenido de <http://bibliotecavirtual.clacso.org.ar/Peru/grade/20100513021350/InvPolitDesarr-4.pdf> U
- Klimpel, R.R., 1984. *Use of chemical reagents in flotation*. Chem. Eng. 91 (18), 75-79.



- Leon, L. E. & Aburto, V. M. (1984). *Teoría y prácticas de trituración y molienda*.
Universidad Nacional Autónoma de México.
- Linarez, N. (s.f.). *Procesamiento de minerales - Mineralurgia I*.
- Link Belt Company. (1958). *Materials Handlind and Processing Equipment*. USA: Link
Belt .
- McIvor, R.E. y Finch, J.A. (1986). *The effects of design and operating variables on rod
mill performance*. CIM Bull. 79 (895), 39-46.
- Metso Minerals. (2008). *Manual de trituración y cribado*. Lokomonkatu, Finlandia:
Kirjapaino Hermes.
- Ministerio de Energía y Minas (2018). *Anuario minero*. Lima: Ministerio de Energía y
Minas.
- Ministerio de Energía y Minas (s.f.). *Perú país minero*. Obtenido de Ministerio de
Energía y Minas. :
[http://www.minem.gob.pe/_detalle.php?idSector=1&idTitular=159&idMenu=su
b149&idCateg=159](http://www.minem.gob.pe/_detalle.php?idSector=1&idTitular=159&idMenu=su
b149&idCateg=159)
- Ministerio de Transportes y Comunicaciones (s.f.). *Provías contra la corrupción* .
Obtenido de <https://www.pvn.gob.pe/conservacion/mapas/>
- Napier-Munn, T., Morrell, S., Morrison, R. & Kojovic, T. (1999). *Mineral Comminution
Circuits - Their Operation and Optimisation*. Queensland, Australia: .J. Napier-
Munn.
- Navarro, P. (s.f.). *Conminucion y separacion de tamaños*. Intercade .



- Ortiz, E. & Tirado, R. (2005). *Diseño y construcción de una trituradora de mandíbulas de excéntrica elevada*. (Tesis de titulación). Universidad Industrial de Santander, Bucaramanga, Colombia.
- Pernish, A. (2010). *Predicción numérica de los campos de tensiones durante el llenado y la descarga de silos de almacenamiento de materiales granulares*. (Tesis de Doctorado). Universidad Nacional de Córdoba - Facultad de Ciencias Exactas, Físicas y Naturales, Córdoba , Argentina .
- Porras, D. (1998). *Fundamentos básicos para operadores y supervisores de plantas concentradoras* (Vol. 1a. ed.). Lima: Lima 1998.
- Portal Minero. (2006). *Manual general de minería y metalurgia*. Chile: Portal Minero Ediciones. Obtenido de <https://es.scribd.com/doc/219156142/Manual-General-de-Mineria-y-Metalurgia>
- Puga, M. (s.f.). *Fundamentos básicos de finanzas*. Iquique, Chile: Universidad Arturo Pract. Obtenido de http://accioneduca.org/admin/archivos/clases/material/valor-actual-neto-y-tasa-interna-de-retorno-van-y-tir_1563977885.pdf
- Redazione (30 de Julio de 2015). *Panorámica* . Obtenido de Panorámica: <https://www.panoramical.eu/>
- Sepulveda, G. F. & Avilez, D. A. (2014). Planeamiento minero como función de la variación de la ley de corte crítica. *Revista Boletín Ciencias de la Tierra*, 1.
- Sepulveda, J. E. & R., L. G. (1986). *Dimensionamiento y optimización de plantas concentradoras mediante técnicas de modelación matemática*. Santiago - CHILE: Centro de Investigacion Minera y Metalurgica.



- Soto, P. (s.f.). *Dimensionamiento de equipos de procesos metalúrgicos para nuevos proyectos de ingeniería.*
- Sutherland, k. & Wark, W. (1955). *Principles of flotation.* Michigan: Australasian Institute of Mining and Metallurgy.
- Sutulov, A. (1963). *Flotación de minerales .* Concepcion - CHILE: Universidad de Concepcion.
- Tapia, J. (2010). *Fundamentos de la conminución.* Obtenido de Buenas Tareas: <https://www.buenastareas.com/ensayos/Fundamentos-De-La-Conminucion/506325.html>
- Tecsup (2015). *Curso II - Fundamento de operacion en plantas concentradoras.* Arequipa - Peru: Tecsup.
- Wills, B. (2016). *Wills' Mineral Processing Technology.* Canada: Elsevier.
- Wills, B. & Tim, N. (2006). *Mineral Processing Technology.* Elsevier Science & Technology Books.



ANEXOS

Tabla 51. Balance metalúrgico proyectado

	Pesos			Leyes			Contenido			Recuperación (%)			R.C.
	(TM)	Pb (%)	Zn (%)	Ag(oz/TM)	Pb(TM)	Zn(TM)	Ag(oz)	Pb	Zn	Ag			
Cabeza	73000	1.97	2.50	0.74	1438.100	1825	54229	100.00	100.00	100.00			
Conc. Pb	2408	55.22	8.09	14.19	1329.597	195	34175	92.46	10.67	67.17	30.32		
Conc. Zn	2614.624	0.77	52.21	2.23	20.133	1365	5831	1.40	74.80	11.46	27.92		
Relave	67978	0.13	0.39	0.16	88.371	265	10876	6.14	14.53	21.38			
Cab. Calc.	73000	1.97	2.50	0.70	1438.100	1825	50882	100.00	100.00	100.00			

Tabla 52. Determinación de la gravedad específica del mineral

Gravedad específica										
Muestras	Vol. Fiola (cc)	Peso Fiola Vacía	PESO. F. Enrasada	Peso Mineral	P. F. Vas. + Muestra	P.F.+Mine.+ Solución	Gravedad Agua	G.E. Calculada	G.E. Corregida	Promedio G.E.
1	250 cc	92.28 gr	341.90 gr	95.70 gr	187.98 gr	403.60 gr	1.0 gr/cc	2.8 gr/cc	2.81 gr/cc	2.81 gr/cc
2	250 cc	115.12 gr	364.70 gr	104.50 gr	219.62 gr	432.00 gr	1.0 gr/cc	2.8 gr/cc	2.80 gr/cc	2.81 gr/cc
3	250 cc	94.00 gr	343.70 gr	99.00 gr	193.00 gr	407.20 gr	1.0 gr/cc	2.8 gr/cc	2.79 gr/cc	2.79 gr/cc
4	250 cc	98.50 gr	348.20 gr	113.60 gr	212.10 gr	421.00 gr	1.0 gr/cc	2.8 gr/cc	2.78 gr/cc	2.79 gr/cc
5	250 cc	92.28 gr	341.90 gr	99.90 gr	192.18 gr	406.30 gr	1.0 gr/cc	2.8 gr/cc	2.81 gr/cc	2.82 gr/cc
6	250 cc	115.12 gr	364.70 gr	100.00 gr	215.12 gr	429.20 gr	1.0 gr/cc	2.8 gr/cc	2.81 gr/cc	2.82 gr/cc



Tabla 53. Análisis granulométrico alimento planta

Mallas	Micras	Peso (Kg)	% Peso	% Acum. Pass	F80
15"	381000	20	1.99	98.01	
12"	304800	34	3.38	94.63	
11"	279400	18	1.79	92.84	
10"	254000	34	3.38	89.46	
9"	228600	26	2.58	86.88	
8"	203200	46.2	4.59	82.29	196178.68
7"	177800	84	8.35	73.94	
6"	152400	98.3	9.77	64.17	
5"	127000	113.6	11.29	52.87	
4"	101600	95.4	9.48	43.39	
3"	76200	117	11.63	31.76	
2"	50800	103.5	10.29	21.47	
1 1/2"	38100	50	4.97	16.50	
1"	25400	28	2.78	13.72	
3/4"	19050	18	1.79	11.93	
5/8"	15875	16	1.59	10.34	
1/2"	12700	12	1.19	9.15	
3/8"	9525	11	1.09	8.05	
1/4"	6350	12	1.19	6.86	
4	4750	8	0.80	6.06	
6	3350	8	0.80	5.27	
8	2360	6	0.60	4.67	
12	1700	11	1.09	3.58	
-12	1180	36	3.58	0.00	
Total		1006	100.00		196178.68
					7.72

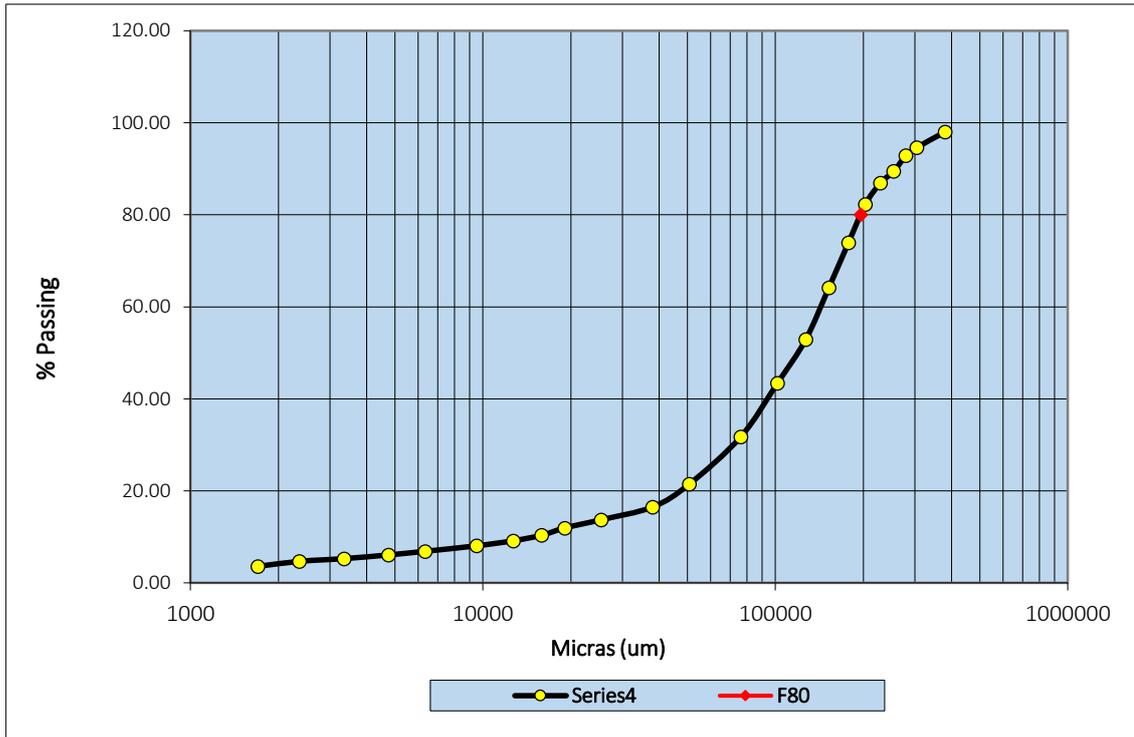


Figura 33. Distribución granulométrica alimento planta

Tabla 54. Determinación de la humedad del mineral

% De Humedad				
Muestra	Día 1	Día 2	Día 3	Día 4
P. Bandeja	0.9797	0.9765	0.9774	0.9782
Peso Húmedo	2.9997	3.0000	2.902	2.8753
Peso Seco	2.9535	2.9447	2.8558	2.833
% Humedad	1.54	1.84	1.59	1.47

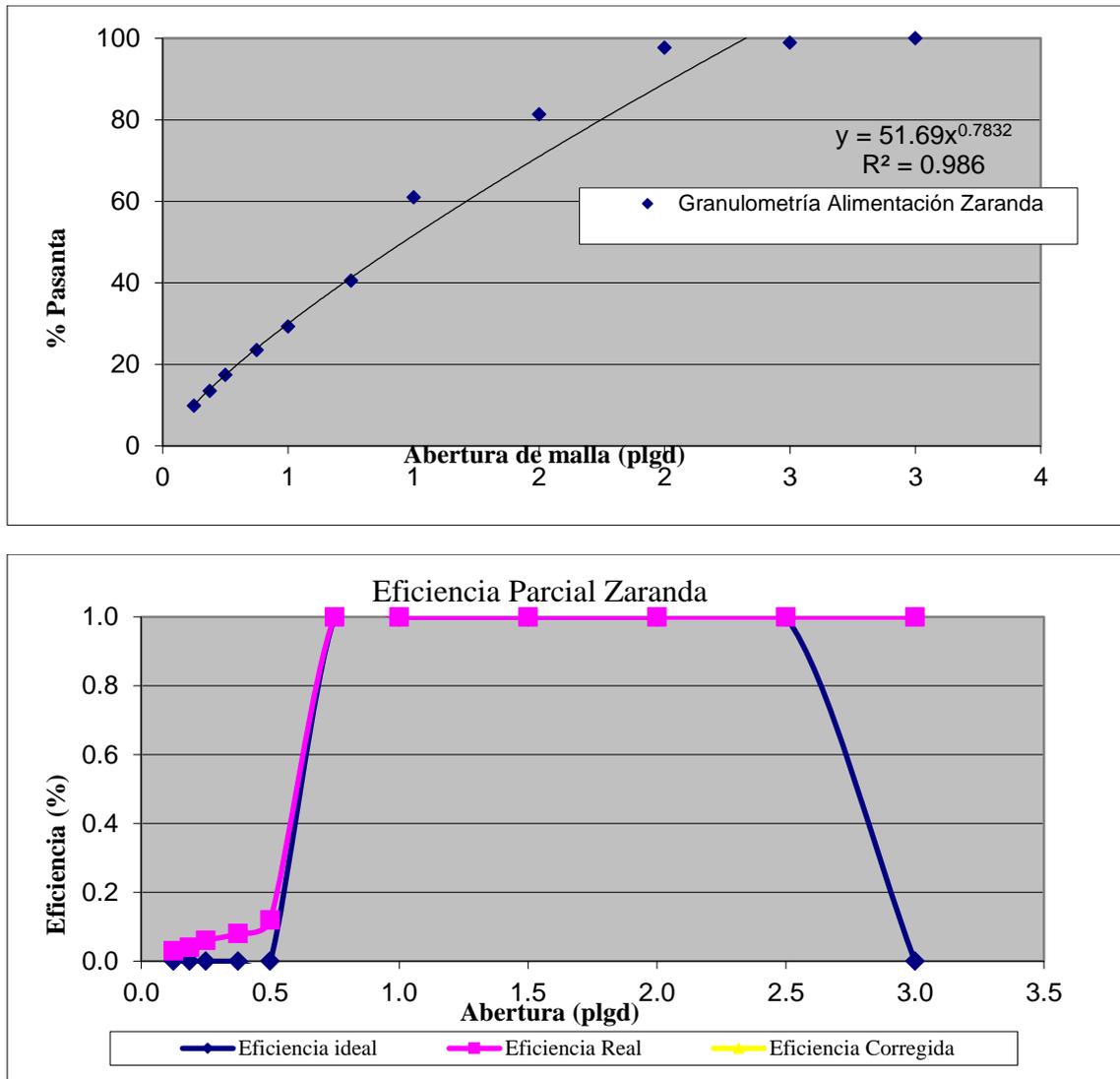


Figura 34. Granulometría, alimento a zaranda vibratoria y eficiencia parcial

Tabla 55. Distribución granulométrica tolva de finos

Malla	Abertura (μ)	Peso (g)	% Peso	% Acum. Ret.	% Acum. Pass	F80
3/4"	19050	106.52	9.30	9.30	90.70	
1/2"	12700	155.65	13.60	22.90	77.10	14055
3/8"	9525	81.74	7.14	30.04	69.96	
1/4"	6350	259.57	22.67	52.72	47.28	
8	2360	256.96	22.45	75.16	24.84	
20	850	107.83	9.42	84.58	15.42	
70	212	110.43	9.65	94.23	5.77	
100	150	7.83	0.68	94.91	5.09	
140	106	15.65	1.37	96.28	3.72	
200	75	7.83	0.68	96.96	3.04	
325	45	15.65	1.37	98.33	1.67	
<325		19.13	1.67	100.00	0.00	
Total		1144.78	100.00			

Tabla 56. Distribución granulométrica descarga molienda primaria

Malla	Abertura (μ)	Peso (g)	% Peso	% Acum. Ret.	% Acum. Pass	F80
3/4"	19050	0.00	0.00	0.00	100.00	
1/2"	12700	0.00	0.00	0.00	100.00	
3/8"	9525	0.00	0.00	0.00	100.00	
1/4"	6350	0.00	0.00	0.00	100.00	
8	2360	0.00	0.00	0.00	100.00	
20	850	2.50	0.25	0.25	99.75	
70	212	303.57	30.74	30.99	69.01	440
100	150	71.43	7.23	38.23	61.77	
140	106	132.14	13.38	51.61	48.39	
200	75	57.14	5.79	57.40	42.60	
325	45	78.57	7.96	65.35	34.65	
<400		342.14	34.65	100.00	0.00	
Total		987.50	100.00			

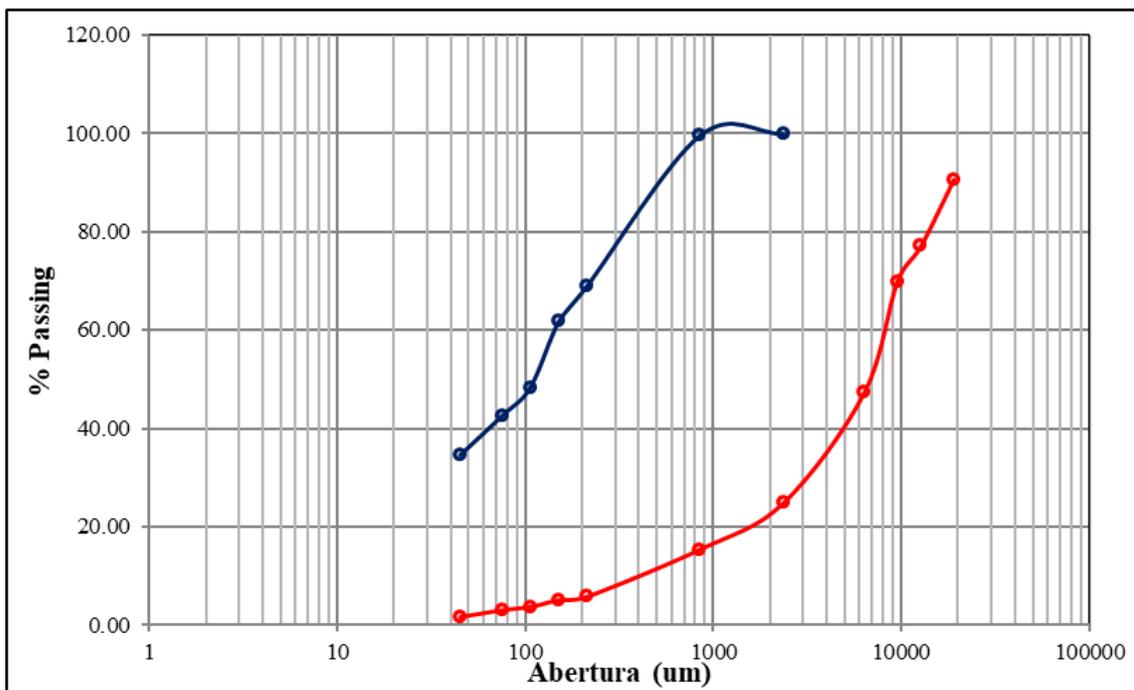


Figura 35. Tolva de finos y descarga de molienda primaria

Tabla 57. Distribución granulométrica descarga molienda secundaria

Malla	Abertura (μ)	Peso (g)	% Peso	% Acum. Ret.	% Acum. Pass	F80
3/4"	19050	0	0.00	0.00	100.00	
1/2"	12700	0	0.00	0.00	100.00	
3/8"	9525	0	0.00	0.00	100.00	
1/4"	6350	0	0.00	0.00	100.00	
8	2360	0	0.00	0.00	100.00	
20	850	21	2.60	2.60	97.40	
70	212	107.1	13.27	15.87	84.13	0
100	150	37.8	4.68	20.55	79.45	157
140	106	123.9	15.35	35.90	64.10	
200	75	63	7.80	43.70	56.30	
325	45	88.2	10.93	54.63	45.37	
<400		366.24	45.37	100.00	0.00	
Total		807.24	100.00			

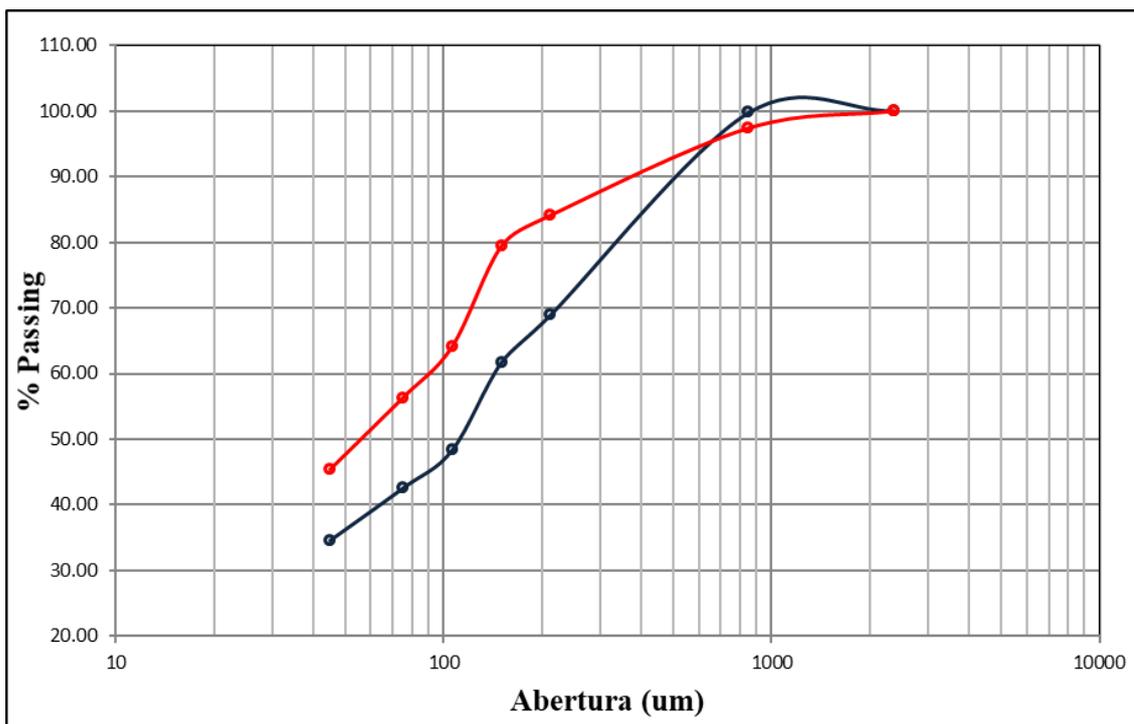


Figura 36. Descarga de molienda primaria y descarga molienda secundaria

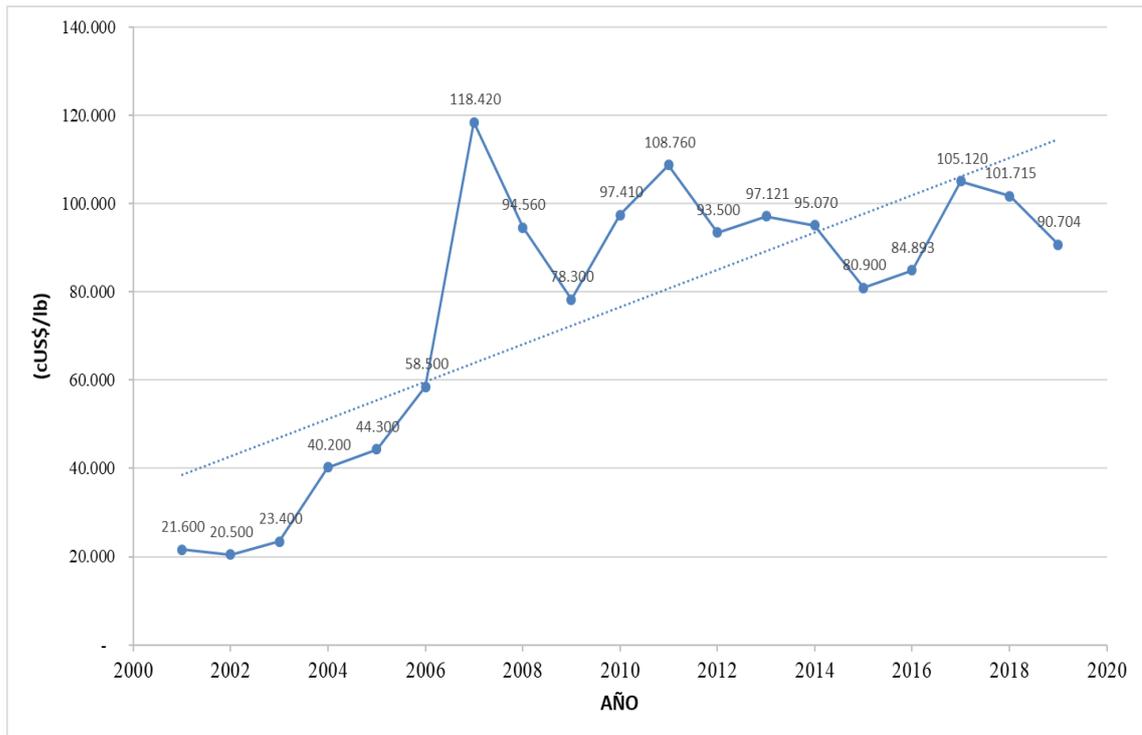


Figura 37. Precio del plomo

Fuente: Bolsa de Metales de Londres (BML), Comisión Chilena del cobre (s.f.)

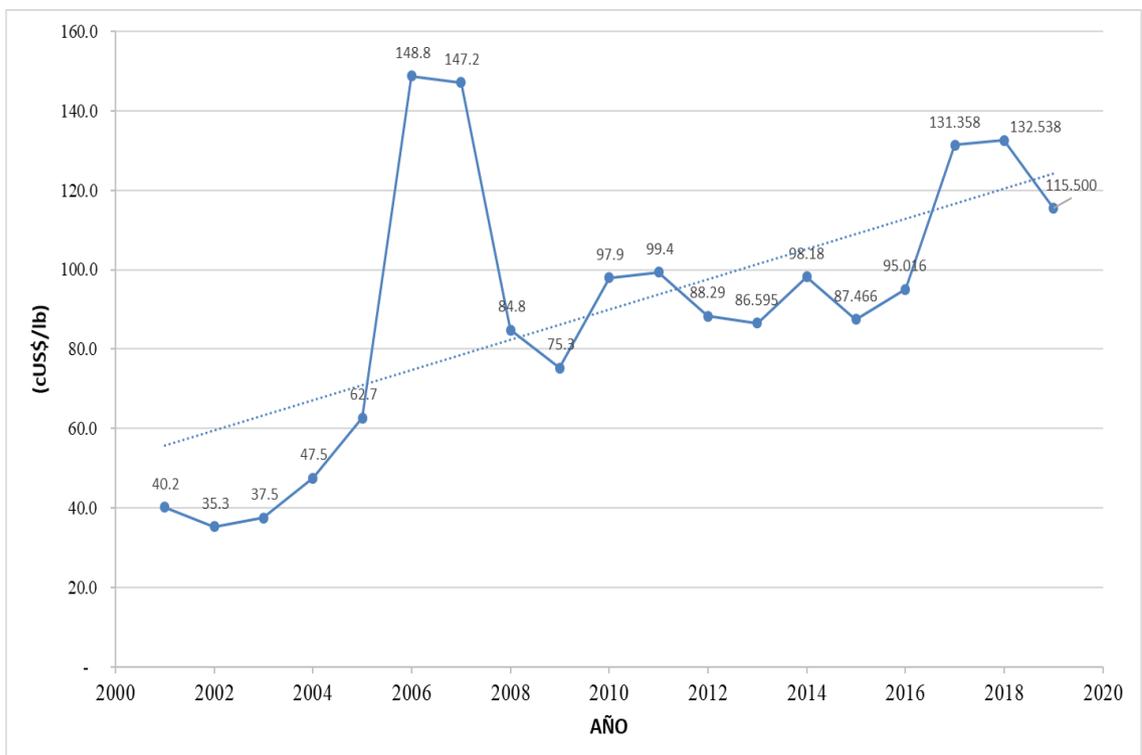


Figura 38. Precio del Zinc

Fuente: Bolsa de Metales de Londres (BML), Comisión Chilena del cobre (s.f.)

Tabla 58. Flujo de fondos ingresos

		Flujos de fondo en dólares						
Concepto (año)		2,019	2,020	2,021	2,022	2,023	2,024	
Tonelaje de procesamiento miles TMS		73,000	76,650	77,380	78,110	78,840	79,570	
Leyes mineral cabeza:								
Plomo %		1.97	1.97	1.97	1.97	1.97	1.97	
Zinc %		2.5	2.5	2.5	2.5	2.5	2.5	
Plata g/t		21.06	21.06	21.06	21.06	21.06	21.06	
Leyes concentrado de plomo		2,408	2,528	2,552	2,576	2,600	2,625	
Plomo %		55.22	57.98	58.53	59.09	59.64	60.19	
Zinc %		8.09	7.69	7.60	7.52	7.44	7.36	
Plata g/t		402.28	422.39	426.42	430.44	434.46	438.48	
Leyes concentrado de zinc		2,615	2,745	2,772	2,798	2,824	2,850	
Plomo %		0.77	0.73	0.72	0.72	0.71	0.70	
Zinc %		52.21	54.82	55.34	55.86	56.39	56.91	
Plata g/t		63.22	66.38	67.01	67.64	68.28	68.91	
Tonelaje concentrados								
Plomo TMS		1,330	1,396	1,409	1,423	1,436	1,449	
Zinc TMS		1,365	1,433	1,447	1,461	1,474	1,488	
Precio de metales								
Plomo		2,005	1,988	1,988	1,988	1,988	1,988	
Zinc		2,587	2,435	2,435	2,435	2,435	2,435	
Ingresos por ventas de concentrados								
Plomo \$		2,665,528	2,774,772	2,801,198	2,827,624	2,854,051	2,880,477	
Zinc \$		3,531,544	3,489,748	3,522,984	3,556,220	3,589,455	3,622,691	

Tabla 59. Flujo de fondos proyectado en dólares

Concepto (año)	2019	2020	2021	2022	2023	2024
Tonelaje de procesamiento miles TMS	73,000	76,650	77,380	78,110	78,840	79,570
Ventas						
Conc. Plomo	2,665,528	2,774,772	2,801,198	2,827,624	2,854,051	2,880,477
Conc. Zinc	3,531,544	3,489,748	3,522,984	3,556,220	3,589,455	3,622,691
Ventas totales	6,197,072	6,264,520	6,324,182	6,383,844	6,443,506	6,503,168
Regalías 3%	185,912	187,936	189,725	191,515	193,305	195,095
Costos de producción						
Concentración	1,049,309	1,038,816	1,028,428	1,018,144	1,007,962	997,883
Administración						
Utilidad bruta	4,961,850	5,037,768	5,106,029	5,174,185	5,242,239	5,310,191
Gastos de operación						
Gastos de venta	581,673	610,757	616,574	622,390	628,207	634,024
Seguridad	232,669	244,303	246,629	248,956	251,283	253,610
Ambientales	93,068	97,721	98,652	99,582	100,513	101,444
Indemnizaciones	209,456	219,929	222,024	224,118	226,213	228,307
Depreciación		1,163,347	1,163,347	1,163,347	1,163,347	1,163,347
Utilidades antes de intereses e impuestos	3,844,984	2,701,712	2,758,804	2,815,791	2,872,676	2,929,460
Intereses préstamo proyecto		250,000	209,051	164,006	114,458	59,954
Intereses capital de trabajo						
Utilidades antes de impuestos	3,844,984	2,451,712	2,549,753	2,651,785	2,758,219	2,869,506
Impuestos (30%)	1,153,495	735,514	764,926	795,536	827,466	860,852
Utilidades neta	2,691,489	1,716,198	1,784,827	1,856,250	1,930,753	2,008,654
Amortización de préstamo		409,494	450,443	495,487	545,036	599,540
Flujo de fondo neto	2,691,489	1,306,705	1,334,384	1,360,762	1,385,717	1,409,114
Inversiones	2,562,398					
Tasa de descuento (cok)		1,136,265	1,008,986	894,723	792,288	700,579
Valor actual fondos	15%	Tasa de descuento (COK)				60%
Valor actual inversiones	4,532,841	Valor actual fondos				2,015,979
VAN	2,562,398	VAN				-546,419
	1,970,443	TIR				50.23%

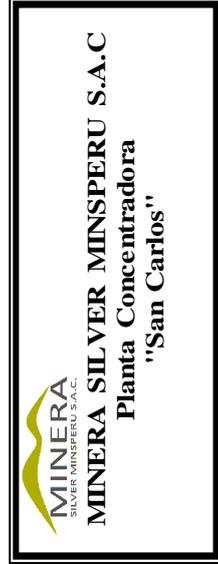
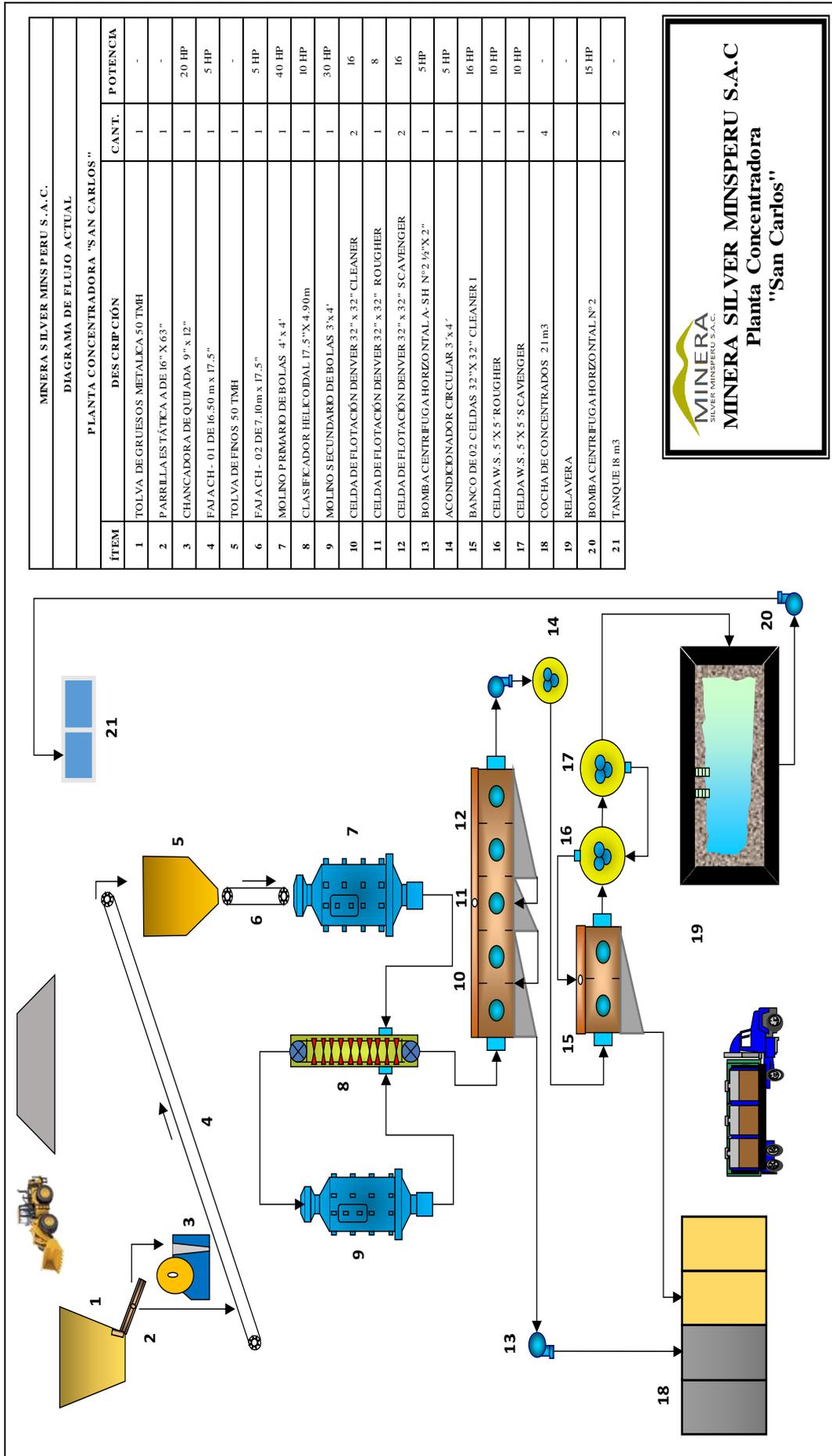


Figura 39. FLOWSHEET actual Planta Concentradora San Carlos

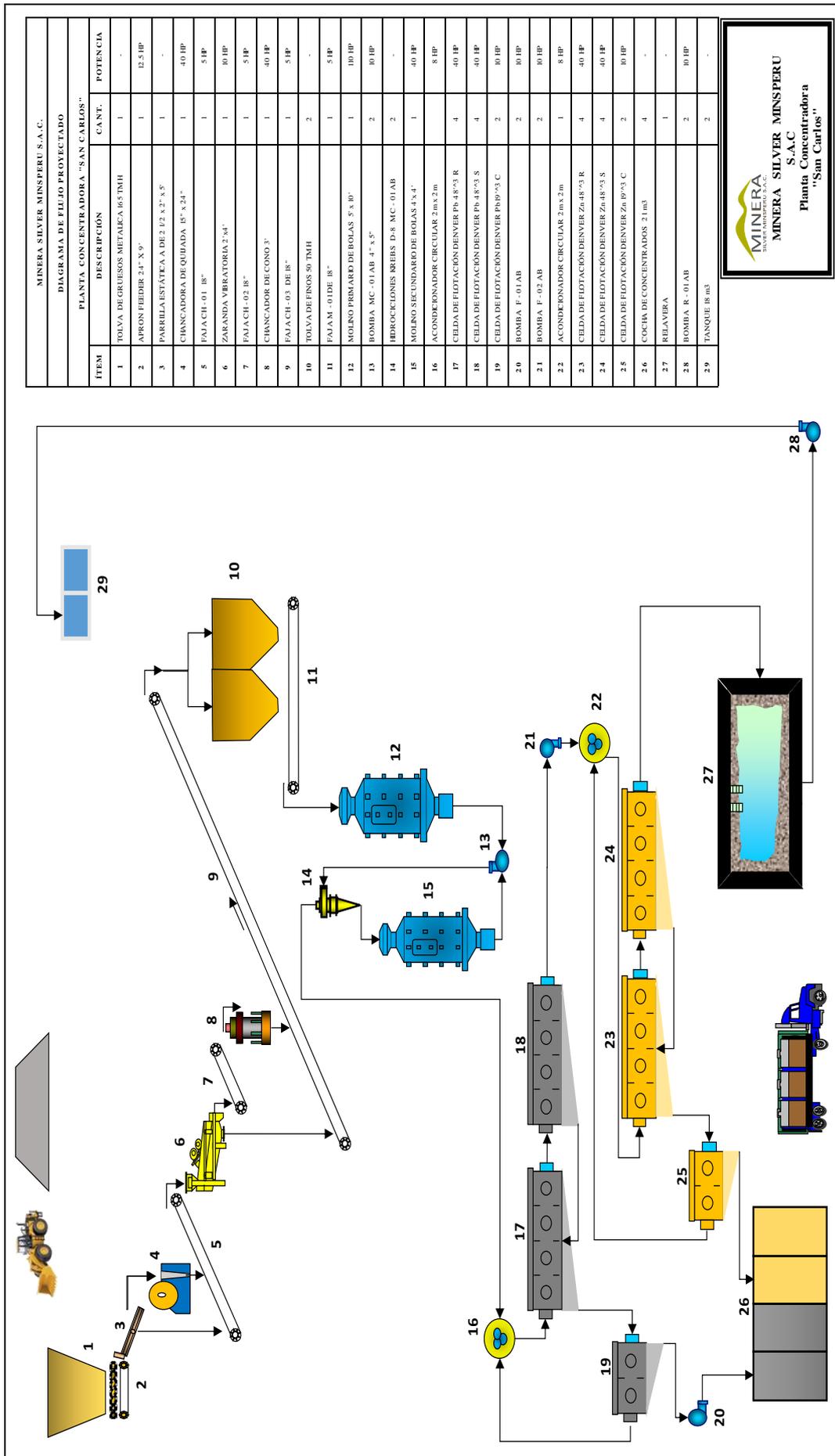


Figura 40. FLOWSHEET proyectado Planta Concentradora San Carlos

bulk handling
apron feeders

Type A apron feeders • 4-inch pitch

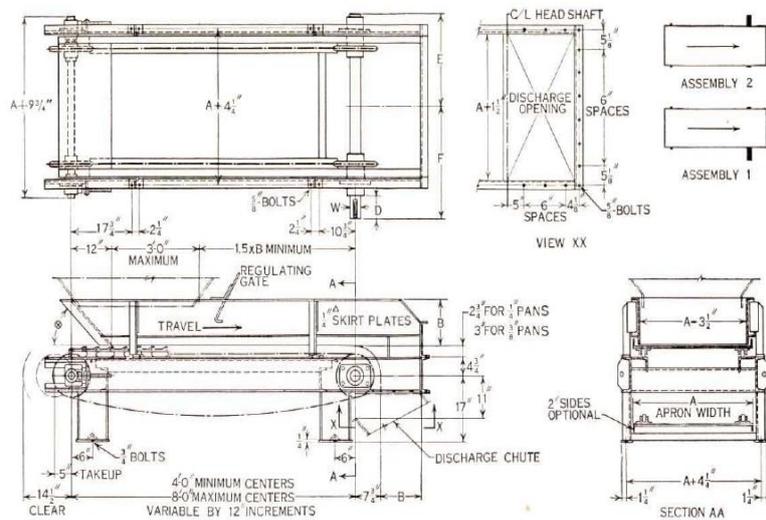


Fig. 5669

Apron width A, inches	Maximum lump size, inches				Capacity▲									Horsepower at head shaft▲									Head shaft speed, RPM ■
	Weight of material, pounds per cubic foot				Cubic feet per hour			Tons per hour			Minimum shaft centers			Additional centers, per foot			Lift, per foot						
	50		100 to 125		Skirt height B, inches⊘									Skirt height B, inches⊘									
	Unsize	Sized	Unsize	Sized	12	18	24	12	18	24	12	18	24	12	18	24	12	18	24				
18	6	3	6	3	1140	2400	4090	57	81	120	1.18	1.30	1.42	.07	.10	.13	.08	.10	.14	7.5			
24	8	4	6	3	1620	3100	4090	105	155	204	1.18	1.30	1.42	.07	.10	.13	.12	.18	.24	7.5			
30	8	4	6	3	2100	3100	4090	105	155	204	1.18	1.30	1.42	.07	.10	.13	.12	.18	.24	7.5			
36	8	4	6	3	2570	3800	5020	128	190	251	1.52	1.64	1.80	.08	.11	.15	.16	.22	.30	7.5			
42	8	4	6	3	3040	4500	5950	152	225	296	1.96	2.08	2.24	.09	.12	.16	.18	.26	.36	7.5			
48	8	4	6	3	3520	5200	6880	176	260	344	2.20	2.36	2.52	.10	.14	.18	.22	.30	.40	7.5			

Apron width A, inches	Head shaft selection and dimensions, inches															Maximum weight at minimum shaft centers, pounds	Additional weight per foot of centers, pounds
	Terminal No. 1 1 horsepower ■					Terminal No. 2 2 horsepower ■					Terminal No. 3 3.2 horsepower ■						
	D	E	F	W	Keyseat	D	E	F	W	Keyseat	D	E	F	W	Keyseat		
18	4 3/4	13 1/4	17 3/4	2 7/16	3/8 x 3/16	5 1/2	16 3/4	21 3/4	2 15/16	3/4 x 3/8	6 1/4	20 3/4	26 3/4	3 7/16	7/8 x 7/16	1670	200
24	4 3/4	16 1/4	20 3/4	2 7/16	3/8 x 3/16	5 1/2	19 3/4	24 3/4	2 15/16	3/4 x 3/8	6 1/4	23 3/4	29 3/4	3 7/16	7/8 x 7/16	1910	225
30	4 3/4	19 1/4	23 3/4	2 7/16	3/8 x 3/16	5 1/2	22 3/4	27 3/4	2 15/16	3/4 x 3/8	6 1/4	26 3/4	32 3/4	3 7/16	7/8 x 7/16	2153	250
36	4 3/4	22 1/4	26 3/4	2 7/16	3/8 x 3/16	5 1/2	25 3/4	30 3/4	2 15/16	3/4 x 3/8	6 1/4	29 3/4	35 3/4	3 7/16	7/8 x 7/16	2338	275
42	4 3/4	25 1/4	29 3/4	2 7/16	3/8 x 3/16	5 1/2	28 3/4	33 3/4	2 15/16	3/4 x 3/8	6 1/4	32 3/4	38 3/4	3 7/16	7/8 x 7/16	2520	300
48	4 3/4	28 1/4	32 3/4	2 7/16	3/8 x 3/16	5 1/2	31 3/4	36 3/4	2 15/16	3/4 x 3/8	6 1/4	35 3/4	41 3/4	3 7/16	7/8 x 7/16	2705	325

- Have dimensions certified for installation purposes.
- Head and foot shafts have babbitted bearing blocks and takeups.
- ▲ Based on feeder speed of 20 FPM, handling material weighing 100 pounds per cubic foot and with skirt plates loaded 75% of theoretical maximum cross section. Capacity and horsepower directly proportional to feeder speed and weight of material. Maximum speed 40 FPM.
- △ Feeders may be furnished with or without skirt plates.
- ⊘ For horizontal feeders 45°, for inclined feeders 63°, 18° maximum incline for feeders.
- Based on feeder speed of 20 FPM and directly proportional to other speeds.
- ⊙ Maximum size lumps for unsized material not to exceed 10% of total volume and at least 75% of total to be less than one-half maximum lump size. Aprons with 2" high pan sides recommended for fine material.
- ⊚ Recommended minimum height of skirts, 1 1/2 times maximum lump size.

Figura 41. Características técnicas de un alimentador de placas

Fuente: Link Belt Company (1958, p.90).

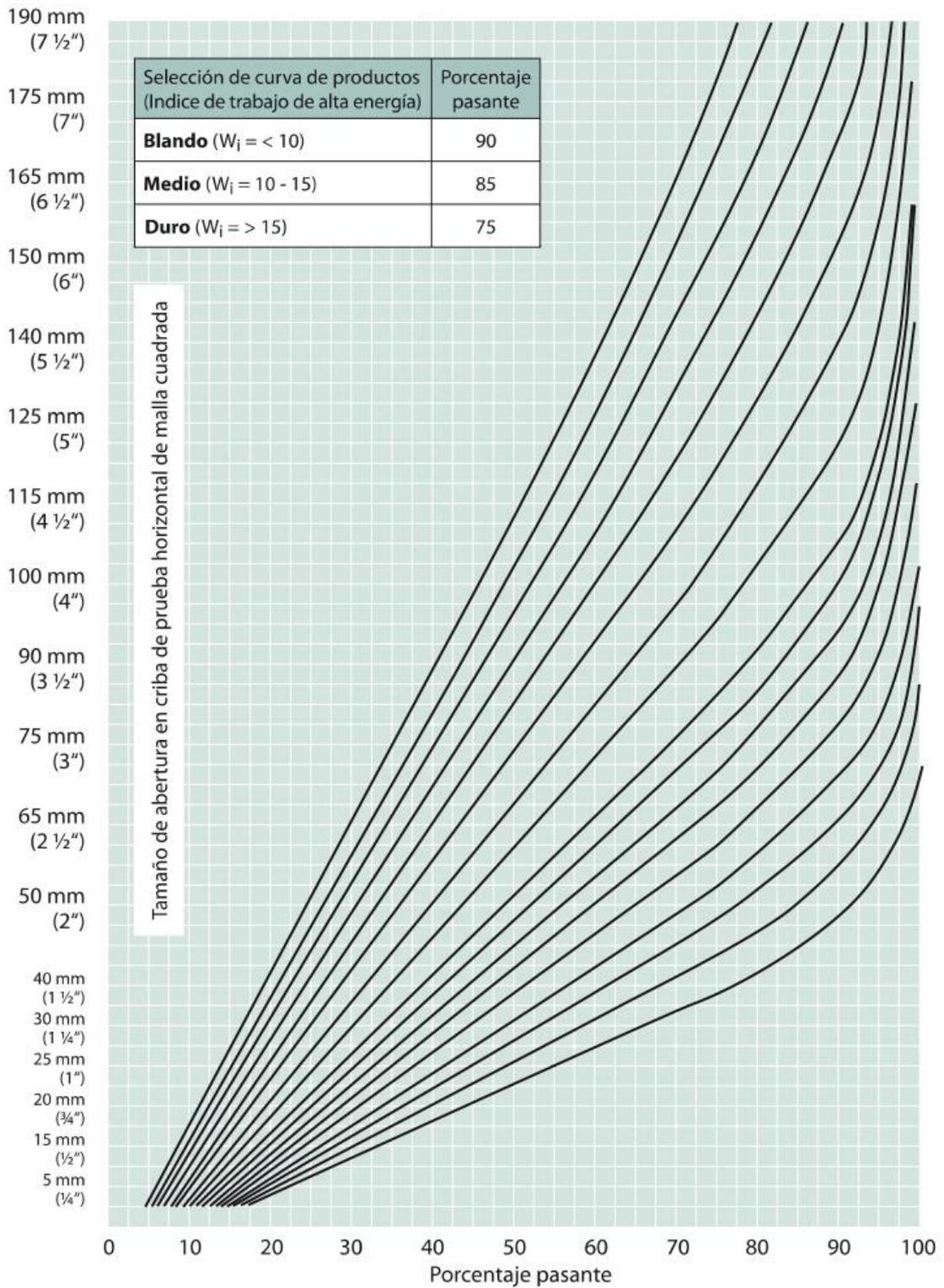


Figura 42. Trituradoras giratorias superior MK-II - granulometría del producto

Fuente: Metso Minerals (2008, p.3-21).



Tamaño de producto	Tipo de malla y forma de la abertura			
	Metálica / cuadrada	Metálica / rectangular (1/3)	Plástico, goma, placa de acero /cuadrada	Plástico, goma, placa de acero/ rectangular (1/3)
mm	mm	mm	mm	mm
2	3	1,5 x 5	4,5	2 x 6
3	4	2 x 6	6	2,5 x 8
4	5	3 x 9	7	4 x 12
5	6,5	4 x 12	8,5	5 x 15
6	8	5 x 15	9,5	6 x 18
8	10	6 x 18	12	8 x 24
10	12,5	8 x 24	14,5	10 x 30
12	15	9,4 x 30	17	12 x 36
14	17	11 x 33	19	14 x 42
16	19	12 x 36	21,5	16,5 x 50
18	21	13,5 x 40	23,5	18,5 x 58
20	23	15 x 45	25,5	21 x 60
22	25	16,5 x 50	27	22 x 65
24	27	18 x 54	31	24 x 70
26	30	19,5 x 60	34	26 x 75
28	32,5	21 x 63	36,5	28 x 85
30	35	22,5 x 70	39	31 x 90
32	37		41	
34	40		44	
36	42		48	
40	46		50	
44	51		55	
48	56		59	
52	60		65	
56	65		70	
60	70		75	
64	75		80	
68	80		85	
72	84		90	
76	88		94	
80	94		100	
84	98		105	
88	103		110	
92	107		115	
100	117		125	

Para pulgadas dividir por 25,4

Figura 43. Relación aproximada entre el tamaño de producto y abertura de malla de la criba

Fuente: Metso Minerals (2008, p.4-7).

Malla	Tipo ligero			Tipo Estándar			Tipo pesado		
	Alambre	Peso de la malla kg/m ³	Abertura libre %	Alambre	Peso de la malla kg/m ³	Abertura libre %	Alambre	Peso de la malla kg/m ³	Abertura libre %
3	1,2	4,4	51	1,6	7,1	43	1,8	8,6	39
4	1,6	5,8	51	2,0	8,5	44	2,5	12,2	38
5	2,0	7,3	51	2,5	10,6	44	3,0	14,3	39
6	2,0	6,4	56	2,5	9,3	50	3,0	12,7	44
8	2,0	5,1	64	2,5	7,6	58	3,0	10,4	53
10	3,0	8,8	59	3,5	11,5	55	4,0	14,5	51
12	2,5	5,5	69	3,0	7,6	64	4,0	12,7	56
14	2,5	4,8	72	3,5	8,9	64	4,5	13,9	57
16	3,0	6,0	71	4,0	10,2	64	5,0	15,1	58
19	4,0	8,8	68	5,0	13,2	63	6,0	18,3	58
22	4,0	7,8	72	5,0	11,8	66	6,0	16,3	62
25	4,0	7,1	74	5,0	11,0	70	6,0	14,8	65
28	5,0	9,5	72	6,0	13,3	68	8,0	22,1	60
32	5,0	8,6	75	6,0	12,0	71	8,0	20,5	64
36	5,0	7,7	77	6,0	10,7	73	8,0	18,2	67
40	6,0	9,8	76	8,0	16,6	70	10,0	25,9	64
45	6,0	8,9	78	8,0	15,0	72	10,0	23,4	67
50	6,0	8,0	80	8,0	14,2	74	10,0	20,9	70
56	8,0	12,6	77	10,0	19,7	72	12,0	26,6	68
63	8,0	11,9	79	10,0	17,3	75	12,0	24,9	71
71	10,0	16,0	77	12,0	23,1	73	15,0	33,3	68

Figura 44. Alambres recomendados y abertura libre de la malla (métrico)

Fuente: Metso Minerals (2008, p.4-8).



Aberturas en mm	ASTM / ASA / USS	TYLER / MESH	ABNT - EB - 22 - R
101,6	4"	—	—
88,96	3 1/2"	—	—
76,2	3"	—	76
63,5	2 1/2"	—	—
50,8	2"	—	50
44,4	1 3/4"	—	—
38,1	1 1/2"	—	38
31,7	1 1/4"	—	—
25,4	1"	—	25
19,1	3/4"	—	19
15,9	5/8"	—	—
12,7	1/2"	—	—
9,52	3/8"	—	9,5
7,93	5/16"	—	—
6,35	1/4"	—	—
5,66	3,5	3,5	—
4,76	4	4	4,8
4,00	5	5	—
3,36	6	6	—
2,83	7	7	—
2,38	8	8	2,4
2,00	10	9	2
1,68	12	10	—
1,41	14	12	—
1,19	16	14	1,2
1,00	18	16	—
0,84	20	20	—
0,71	25	24	—
0,59	30	28	0,6
0,50	35	32	—
0,42	40	35	0,42
0,35	45	42	—
0,297	50	48	0,30
0,250	60	60	—
0,210	70	65	—
0,177	80	80	—
0,149	100	100	0,15
0,125	120	115	—
0,105	140	150	—
0,088	170	170	—
0,074	200	200	0,075
0,062	230	250	—
0,053	270	270	—
0,044	325	325	—
0,037	400	400	—

Figura 45. Tabla comparativa de cribas estándar

Fuente: Metso Minerals (2008, p.4-10).

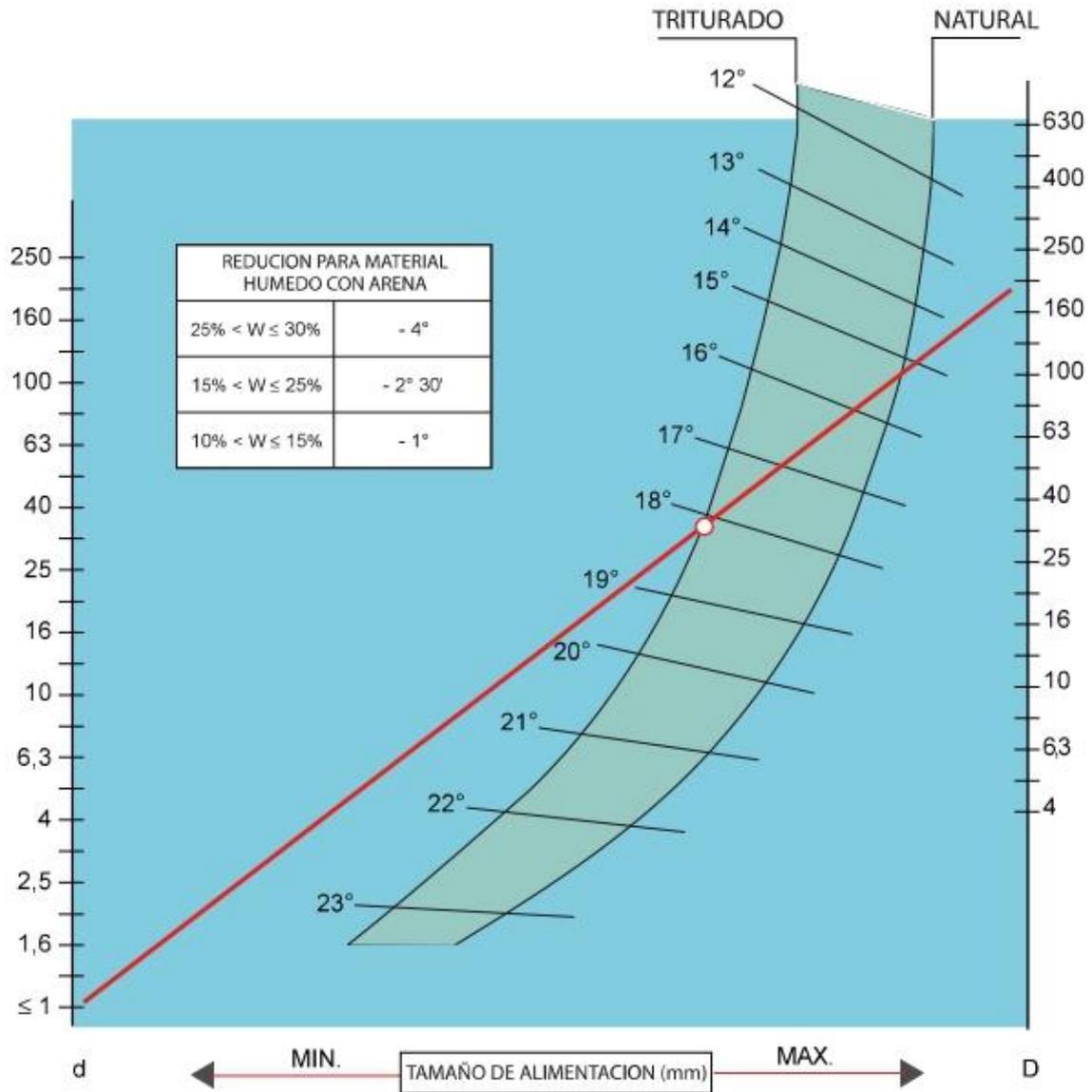
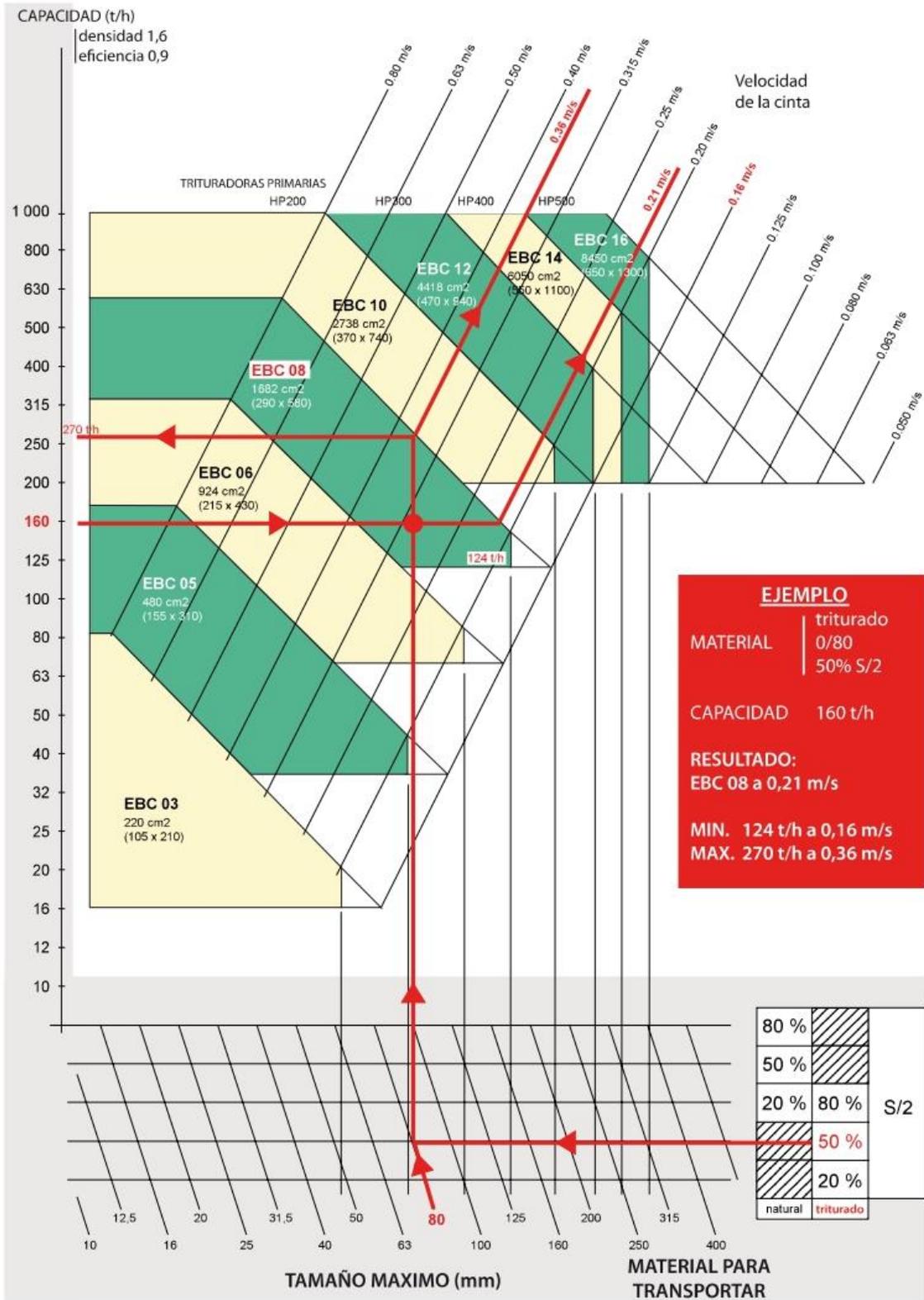


Figura 46. Inclínación máxíma del transportador según el tipo de material

Fuente: Metso Minerals (2008, p.5-8).



S = tamaño máximo del material

Para TCPH multiplique por 1,1
Para pulgadas divida por 25,4

Figura 47. Extractor TEC/Gráfico de selección

Fuente: Metso Minerals (2008, p.5-9).



Figura 48. Planta concentradora de minerales San Carlos



Figura 49. Pruebas metalúrgicas