



**UNIVERSIDAD DE OVIEDO**

**Escuela de  
Ingeniería de Minas, Energía y Materiales de Oviedo**

**Máster en Ingeniería de Minas**



**Trabajo Fin de Máster**

**DISEÑO DE UNA PLANTA DE TRATAMIENTO DE  
MINERALES DE 350 T/h PARA PRODUCIR  
CONCENTRADOS DE PLOMO Y CINC**

**Autor: Haizea Bidaurrezaga Aguirre**

**Tutor: Mario Menéndez Álvarez**

**Oviedo, Julio de 2018**



## Contenido

1	Introducción y objetivos.....	7
2	Mineralogía: principales minerales de plomo y cinc.....	8
2.1	Minerales primarios .....	8
2.2	Minerales secundarios .....	9
3	Datos de producción mundial y nacional .....	10
3.1	Plomo .....	10
3.1.1	Panorama mundial .....	10
3.1.2	Panorama nacional.....	12
3.2	Cinc.....	13
3.2.1	Panorama mundial .....	13
3.2.2	Panorama nacional.....	15
4	Aplicaciones del plomo y cinc .....	16
5	Métodos de explotación minera de las menas de plomo y cinc.....	18
6	Métodos de procesamiento de las menas de plomo y cinc.....	20
6.1	Trituración .....	20
6.2	Preconcentración de tamaños gruesos.....	20
6.3	Molienda y clasificación .....	20
6.4	Concentración .....	21
6.4.1	Concentración de sulfuros .....	21
6.4.2	Concentración del plomo .....	21
6.4.3	Concentración del cinc .....	22
7	Caracterización de la mena a tratar .....	24
8	Selección del proceso de concentración.....	25
9	Diagrama de flujo de la planta de tratamiento.....	26
10	Dimensionado de la planta de tratamiento .....	28
10.1	Trituración primaria .....	28
10.2	Trituración secundaria .....	33
10.2.1	Cono Simons 1.....	33
10.2.2	Criba vibratoria 1.....	39
10.3	Trituración terciaria.....	48



10.3.1	Cono Simons 2.....	50
10.3.2	Criba vibratoria 2.....	52
10.4	Molienda y clasificación .....	58
10.4.1	Molino de barras .....	59
10.4.2	Circuito cerrado: molino de bolas e hidrociclón .....	64
10.5	Flotación de la galena.....	81
10.5.1	Etapas de acondicionamiento para la flotación de la galena.....	81
10.5.2	Cálculo de las celdas de flotación de la galena .....	82
10.5.3	Flotación de desbaste de la galena .....	85
10.5.4	Flotación de relavado de galena .....	87
10.6	Flotación de la blenda .....	89
10.6.1	Etapas de acondicionamiento para la flotación de la blenda .....	89
10.6.2	Cálculo de las celdas de flotación de la blenda.....	90
10.6.3	Flotación de desbaste de la blenda.....	93
10.6.4	Flotación de relavado de blenda .....	94
10.7	Dimensionado de la sección de separación sólido-líquido .....	96
10.7.1	Dimensionado del equipo de filtración del concentrado de plomo .....	96
10.7.2	Dimensionado del equipo de filtración del concentrado de cinc .....	99
10.7.3	Dimensionado del tanque espesador de los estériles.....	100
11	Cálculo de la inversión.....	107
11.1	Regla de los seis décimos .....	107
11.2	Proporción del coste de la planta .....	108
11.3	Proporción del coste de los equipos .....	108
11.4	Proporción del coste de los componentes de la planta .....	109
11.4.1	Inversión necesaria para la planta de tratamiento diseñada.....	110
12	Bibliografía .....	113



## Índice de tablas

Tabla 1. Producción minera mundial de plomo (T de Pb contenido).....	11
Tabla 2. Producción minera mundial de cinc (T de Zn contenido).....	14
Tabla 3. Reactivos comunes en la flotación del plomo y del cobre-plomo.....	22
Tabla 4. Reactivos comunes en la flotación del cinc. ....	23
Tabla 5. Datos técnicos de las quebrantadoras giratorias en función de la abertura de la boca de admisión y del diámetro de la nuez. ....	29
Tabla 6. Finura de los productos de las quebrantadoras giratorias primarias y secundarias, según Allis-Chalmers. ....	30
Tabla 7. Análisis granulométrico de la salida de la quebrantadora giratoria primaria.....	32
Tabla 8. Capacidades de los trituradores de cono Simons Estándar. ....	35
Tabla 9. Composición granulométrica del producto del cono Simons trabajando en circuito abierto.....	37
Tabla 10. Análisis granulométrico de la salida del primer cono Simons.....	38
Tabla 11. Valores de los coeficientes $F_f$ , $F_o$ , $F_e$ , en función del porcentaje de tamaños inferiores a la semidimensión de la malla, el porcentaje de tamaños mayores que la malla, y de la eficacia de cribado.....	41
Tabla 12. Valor del coeficiente $F_d$ en función de la posición de la tela de cribado .....	42
Tabla 13. Valores del coeficiente $F_s$ en función de los siguientes tipos de superficies.....	43
Tabla 14. Factores de corrección en función de la humedad. ....	43
Tabla 15. Velocidades de avance del material para diversos ángulos de inclinación, para cribas de movimiento circular y rotación en sentido contrario al avance del producto (contrarotación). ....	45
Tabla 16. Análisis granulométrico del rechazo de la criba 1. ....	46
Tabla 17. Análisis granulométrico del pasante de la criba 1.....	47
Tabla 18. Análisis granulométrico de la salida del segundo cono Simons.....	52
Tabla 19. Valores de los coeficientes $F_f$ , $F_o$ , $F_e$ , en función del porcentaje de tamaños inferiores a la semidimensión de la malla, el porcentaje de tamaños mayores que la malla, y de la eficacia de cribado.....	54
Tabla 20. Análisis granulométrico del rechazo de la criba 2. ....	57
Tabla 21. Análisis granulométrico del pasante de la criba 2.....	58
Tabla 22. Análisis granulométrico del pasante de las cribas vibratorias 1 y 2.....	59
Tabla 23. Potencia del molino de barras en el eje del piñón (HP). ....	63



Tabla 24. Potencia del molino de bolas en el eje del piñón (HP).....	68
Tabla 25. Diferentes tamaños de celdas de flotación Denver Sub-A.....	86
Tabla 26. Área total y área efectiva de filtros de discos de vacío. ....	98
Tabla 27. Datos obtenidos del ensayo de decantación.....	101
Tabla 28. Características técnicas de los filtros de presión VPA 20. ....	105
Tabla 29. Valor del coeficiente de Lang en función del tipo de planta.....	108
Tabla 30. Valores del índice de coste para diferentes equipos.....	109
Tabla 31. Valores mínimos y máximos del coste de las diferentes partidas, expresado en tanto por uno respecto al coste del equipamiento. ....	110
Tabla 32. Coste de los equipos de la planta de tratamiento.....	111

## Índice de gráficas

Gráfica 1. Producción de plomo de la Unión Europea, Iberoamérica y el resto de países en relación con la producción mundial.....	12
Gráfica 2. Producción histórica del plomo en España.....	12
Gráfica 3. Producción de cinc de la Unión Europea, Iberoamérica y el resto de países en relación con la producción mundial.....	15
Gráfica 4. Producción histórica del cinc en España.....	15
Gráfica 5. Análisis granulométrico tipo de los productos de las quebrantadoras giratorias primarias y secundarias, según Allis-Chalmers. ....	31
Gráfica 6. Curva granulométrica a la salida de la quebrantadora giratoria primaria. ....	33
Gráfica 7. Curva granulométrica de la salida del primer cono Simons. ....	38
Gráfica 8. Capacidades básica de una criba, para mineral con densidad aparente 1.0602 kg/m <sup>3</sup> . ....	40
Gráfica 9. Capacidades básica de una criba, para mineral con densidad aparente 1.0602 kg/m <sup>3</sup> . ....	42
Gráfica 10. Caudal horario por cm de espesor de lecho al final de la criba, en función del ancho de la criba y de la densidad aparente del material. ....	45
Gráfica 11. Representación del análisis granulométrico del rechazo de la criba 1.....	47
Gráfica 12. Representación del análisis granulométrico del pasante de la criba 1. ....	48
Gráfica 13. Curva granulométrica de la salida del segundo cono Simons. ....	52
Gráfica 14. Caudal horario por cm de espesor de lecho al final de la criba, en función del ancho de la criba y de la densidad aparente del material. ....	56



Gráfica 15. Representación del análisis granulométrico del rechazo de la criba 2.....	57
Gráfica 16. Representación del análisis granulométrico del pasante de la criba 2. ....	58
Gráfica 17. Representación gráfica del análisis granulométrico del pasante de las cribas 1 y 2.59	
Gráfica 18. Análisis granulométricos característicos de productos de molinos de barras y molinos de bolas según TAGGART. ....	60
Gráfica 19. Curva de sedimentación de los estériles. ....	101
Gráfica 20. Representación de procedimiento para conseguir datos para determinar la velocidad de decantación.....	102

### Índice de figuras

Figura 1. Diagrama de flujo de una planta de tratamiento para producir concentrados de plomo y cinc. ....	26
Figura 2. Dimensiones de las cribas, catálogo de Osborn. ....	44
Figura 3. Esquema del circuito cerrado molino de bolas-hidrociclón.....	49
Figura 4. Esquema del circuito cerrado molino de bolas-hidrociclón.....	65
Figura 5. Relación entre $d_{50(c)}$ y el porcentaje de material que pasará por el tamaño de corte elegido.....	70
Figura 6. Ábaco para la selección de hidrociclones Krebs.....	71
Figura 7. Ábaco para determinar la densidad de la pulpa. ....	73
Figura 8. Resistencia aproximada que muestran diferentes elementos que se pueden incluir con el sistema de tuberías.....	75
Figura 9. Velocidad de sedimentación límite para las pulpas. ....	76
Figura 10. Ábacos para la determinación de las pérdidas de fricción en tuberías. ....	77
Figura 11. Performance de una bomba centrífuga para pulpas. ....	79
Figura 12. Ábaco bomba tamaño 14/12, tipo AH. ....	80
Figura 13. Esquema del proceso de flotación de la Galena. ....	84
Figura 14. Esquema del proceso de flotación de la Blenda. ....	91



## 1 INTRODUCCIÓN Y OBJETIVOS

El objetivo de este proyecto es el dimensionado de los equipos y el cálculo de la inversión necesaria para la instalación de una planta de tratamiento de minerales, de 350 T/h, para la producción de concentrados de plomo y cinc. Estando el todo uno compuesto de blenda (8,94%), galena (3,45%) y dolomía (87,61%), y para obtener un concentrado con una ley en cinc comprendida entre 50 y 60% (entre 74,5% y 89,4% de blenda), y otro concentrado de plomo con una ley en plomo comprendida entre 55% y 70% (entre 63,25% y 80,5% de galena).

El tipo de mineral que procesará la planta es de naturaleza sulfurosa, y es por ello que inicialmente, en el apartado 2 de este trabajo se describen de manera somera las características de este tipo de minerales, así como los principales minerales de plomo y cinc. En los apartados siguientes, en el apartado 3, 4 y 5 se describen las producciones tanto mundial como nacional del plomo y cinc, las aplicaciones de estos y los métodos de explotación de sus menas.

En el apartado 6 se aborda la descripción de los sistemas de tratamiento generalmente empleados en el beneficio de este tipo de minerales. Primeramente, se describen las etapas que habitualmente se desarrollan para conseguir reducir el tamaño del mineral todo uno que alimenta la planta, a la granulometría necesaria para conseguir la liberación de las especies de interés económico. Esta fase del proceso puede denominarse trituración o fragmentación. Y seguidamente, se exponen los métodos que normalmente se utilizan para llevar a cabo la concentración del mineral, una vez alcanzada su liberación.

En el apartado 7, se realiza la exposición de las características de la mena que será procesada en la planta, detallándose en este punto su composición mineralógica, el tamaño de liberación y los valores de los índices de consumo energético correspondientes a posibles operaciones de fragmentación. Mientras que en el apartado 8 se aborda la selección del proceso de tratamiento más adecuado para este mineral en base a las características expuestas en el punto anterior, reflejándose las diferentes etapas en el correspondiente diagrama de flujo, en el apartado 9.

En el apartado 10, se desarrolla el dimensionado de los diferentes equipos que se instalarán en la planta, calculándose de forma pormenorizada el tamaño y número de cada uno de ellos, así como los caudales tanto de sólidos como de agua que entrarán y saldrán de los mismos.

Finalmente, en el apartado 11, se realiza el cálculo de la inversión necesaria para construir la planta de tratamiento descrita, utilizando para ello el método de la proporción del coste de los componentes de la planta.



## 2 MINERALOGÍA: PRINCIPALES MINERALES DE PLOMO Y CINC

### 2.1 Minerales primarios

En la mayoría de los depósitos principales de minerales, los sulfuros, la galena (PbS) y la blenda (ZnS) son los únicos minerales de plomo y cinc, respectivamente. Comúnmente se presentan juntos, con predominio de la blenda, pero existen diferentes graduaciones en las proporciones relativas. En algunos depósitos, la jamesonita es un constituyente importante de la mena, que generalmente se encuentra asociado a la galena.

Los sulfuros comúnmente asociados a los depósitos de plomo y cinc son la pirita, marcasita y calcopirita, y otros menos comunes son la arsenopirita, tetraedrita, tennantita, enargita, bornita y pirrotita; mientras que la estibina es un constituyente ocasional. Por otro lado, el cobre es a menudo un componente menor en los minerales de plomo y cinc, mientras que la plata puede aparecer como argentita, como plata nativa o en otros minerales.

Los minerales de ganga más comunes incluyen varios carbonatos, tales como la calcita, dolomita, ankerita y siderita, siendo la rodocrosita menos común. Además, el cuarzo y el jasperoide, la fluorita y la barita son también gangas muy comunes, mientras que la rodonita es menos común.

En los depósitos metamórficos de contacto y en vetas profundas que se forman a temperaturas algo más altas que la mayoría de las menas de plomo y cinc, se encuentra un conjunto diferente de minerales de ganga. Estos depósitos tienden a ser depósitos de cobre que contienen pirita, en los que la calcopirita y la bornita son los principales minerales, acompañados por cantidades variables pero significativas de esfalerita, galena en menor proporción y frecuentemente un poco de molibdenita.

Los minerales característicos de la ganga incluyen también, la magnetita, hematita especular, y silicatos que contienen hierro, cal, y magnesio, como la epidota, diópsido-hedenbergita, tremolita-actinolita, granate (andradita y grossularia), clorita, biotita, wollastonita y vesuvianita. Muchos otros minerales, tanto sulfuros como gangas, son de aparición local en depósitos de plomo y cinc, pero pueden ser predominantes en ciertos cuerpos de mineral.

Ningún depósito contiene la mayoría de los minerales mencionados, y muchos depósitos contienen solo algunos de ellos. Las proporciones y asociaciones entre minerales dependen del tipo de depósito de mineral que se forma bajo las diversas condiciones geológicas impuestas por la naturaleza del país, su estructura, su temperatura y la presión en el momento de la deposición mineral, así como la fuente y la composición de las soluciones de depósito de mineral.

Ciertas asociaciones de minerales se repiten con regularidad pudiendo así ser reconocidas como distintas clases de depósitos de minerales. Por ejemplo, los depósitos de sulfuros masivos en esquistos o rocas metavolcánicas donde la blenda está asociada con la calcopirita y





pirita o pirrotina, con poca o ninguna galena o gangas terrosas. Estos minerales son particularmente comunes en ciertas partes de Canadá.

La plata también es un subproducto de la minería del plomo o plomo-cinc, siendo raro encontrarla en depósitos de cinc. Se produce comúnmente en tetraedrita o tenantita, que puede estar en granos lo suficientemente grandes como para liberarse de la blenda o la galena durante la molienda. Por otro lado, los granos suelen ser tan diminutos como para ser retenidos en las inclusiones de los granos de galena, esfalerita, calcopirita o enargita del producto de flotación.

En general, la mayor parte de la plata va con el concentrado de galena obtenido en la planta de tratamiento, pero hay excepciones, dependiendo de la forma de procesamiento del mineral. Además, si los minerales de cobre son un componente significativo, gran parte de la plata puede recuperarse en el concentrado de cobre.

La textura de los minerales de plomo y cinc es muy variable, desde gruesas hasta extremadamente finas, en las cuales el mineral y los minerales de ganga asociados están íntimamente entremezclados.

## 2.2 Minerales secundarios

Tanto la galena como la blenda se oxidan fácilmente a minerales secundarios en la zona erosionada de los depósitos minerales, desde arriba hasta una corta distancia debajo del nivel freático. Los minerales secundarios comunes de cinc son la esmitsonita, el silicato hidratado y la hemimorfita, también conocida como calamina. Por otro lado, son menos comunes la hidrocincita y la willemita. Comúnmente la galena se oxida a cerusita y anglesita, mientras que los productos de oxidación menos comunes son piromorfita, vanadinita y plumbojarosita.

En la oxidación de los depósitos de sulfuro que contienen tanto la blenda como la galena, el cinc y el plomo generalmente se separan. Los minerales de plomo son relativamente insolubles y comúnmente quedan rezagados prácticamente en la misma ubicación que el material primario de donde se derivaron. En muchos depósitos, la oxidación de la galena no es completa, y los granos de galena permanecen en el material más poroso y pulverulento que consiste en minerales secundarios de plomo, óxidos y sulfatos de hierro hidratados y óxidos de manganeso.

Debido a la fácil solubilidad del sulfato de cinc, el cinc de los depósitos primarios se transporta comúnmente en una solución lejos de la ubicación primaria; pero si los carbonatos o la sílice soluble están presentes en la ganga o en las rocas de la pared, el cinc puede reprecipitarse en depósitos secundarios.



### 3 DATOS DE PRODUCCIÓN MUNDIAL Y NACIONAL

#### 3.1 Plomo

Como ya se ha mencionado anteriormente, el plomo es un metal denso, blando, maleable, dúctil, de color blanco azulado, que se extrae principalmente de la galena y se suele asociar a cinc, plata y cobre. Y como se explicará en el apartado 4, tradicionalmente, su maleabilidad y resistencia a la corrosión determinaron sus usos, mientras que en la actualidad, son sus propiedades químicas las que determinan su uso principal (para fabricar baterías y protección contra la radioactividad). Además, como es conocido, al limitar su uso debido a su toxicidad, se ha potenciado su reciclaje hasta el punto de superar la cuantía de plomo secundario a la producción minera.

##### 3.1.1 Panorama mundial

La producción mundial del plomo es de 5 MT, y si se le añade la producción secundaria del mismo, el total de plomo producido asciende a un total de más de 10 MT. El principal consumidor es China, seguido de los Estados Unidos, consumiendo un 44% y un 14,3% (en 2012), respectivamente.

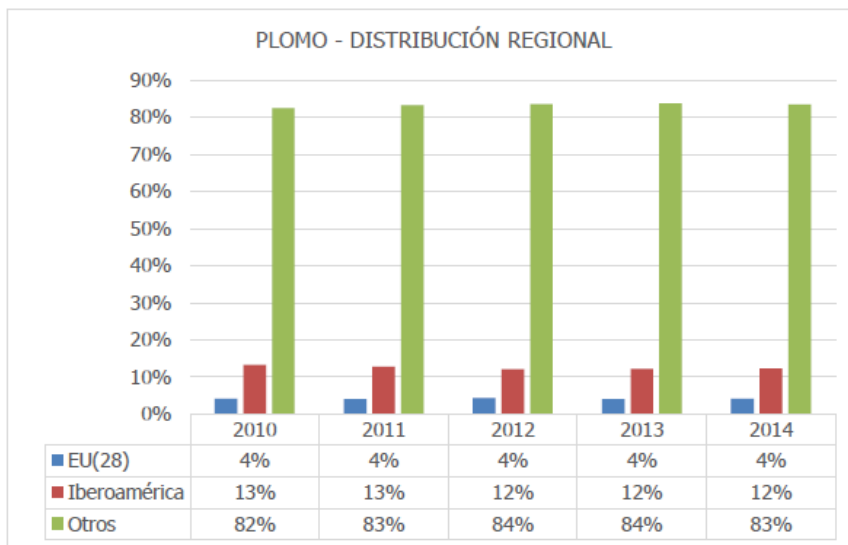
En la Tabla 1 es posible observar la producción minera mundial de plomo durante los años 2010, 2011, 2012, 2013 y 2014.



País	2010	2011	2012	2013	2014
<b>Unión Europea</b>	<b>184.397</b>	<b>191.045</b>	<b>223.836</b>	<b>217.428</b>	<b>229.4780</b>
Polonia	48.050	40.492	73.231	78.980	83.150
Suecia	67.694	62.028	63.551	59.556	70.848
Irlanda	39.100	50.000	47.400	42.950	40.500
Bulgaria	12.000	14.400	14.764	16.940	17.020
Grecia	12.200	12.918	14.313	14.211	13.016
Portugal	0	0	87	1.496	3.191
España	379	7.813	3.763	2.160	1.223
Rumanía	4.500	3.000	5.500	800	570
Eslovaquia	94	114	166	235	162
Reino Unido	380	280	61	100	100
<b>Iberoamérica</b>	<b>579.982</b>	<b>602.523</b>	<b>617.423</b>	<b>648.322</b>	<b>672.058</b>
Perú	261.990	230.199	249.236	266.459	278.487
México	192.062	223.717	238.091	253.361	250.462
Bolivia	72.803	100.021	81.095	82.131	75.572
Argentina	22.600	26.100	25.000	23.000	29.000
Honduras	17.000	13.100	12.400	11.600	15.500
Guatemala	0	0	2.269	818	10.359
Brasil	12.832	8.545	8.922	9.124	10.000
Chile	695	841	410	1.829	2.678
<b>Otros</b>	<b>3.596.709</b>	<b>3.934.335</b>	<b>4.264.750</b>	<b>4.448.118</b>	<b>4.530.124</b>
China	1.981.300	2.358.300	2.612.200	2.696.500	2.700.000
Australia	710.000	620.000	622.000	711.210	727.954
Estados Unidos	369.000	342.000	345.000	340.000	370.000
Rusia	93.120	114.240	144.960	158.400	186.240
India	90.050	98.730	112.540	118.600	120.580
Turquía	23.160	45.950	47.350	65.630	94.900
Macedonia	41.290	37.290	39.180	42.820	43.810
Kazajistán	35.400	38.800	38.100	40.100	37.800
Corea del Norte	26.000	32.000	38.000	40.000	36.100
Tadjikistán	3.208	8.900	18.497	23.107	32.400
Resto	224.181	238.125	245.923	211.751	180.340
<b>Total mundial</b>	<b>4.361.088</b>	<b>4.727.903</b>	<b>5.106.009</b>	<b>5.313.868</b>	<b>5.431.962</b>

Tabla 1. Producción minera mundial de plomo (T de Pb contenido).

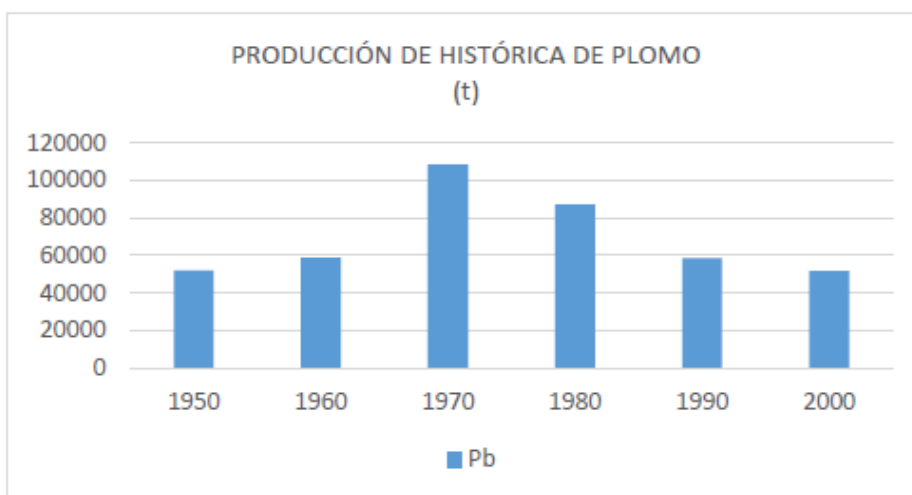
En la Gráfica 1 además, se puede apreciar la producción de la Unión Europea, de Iberoamérica y del resto de países, los denominados “Otros” en la tabla anterior, en relación con la producción mundial para los años indicados.



Gráfica 1. Producción de plomo de la Unión Europea, Iberoamérica y el resto de países en relación con la producción mundial.

### 3.1.2 Panorama nacional

En lo que respecta a la producción nacional de plomo, el cierre en 2003 de la explotación de Reocín, en Cantabria, dejó a España sin su producción. Después, en 2009, Minera de Órgiva, SL, en Lújar (Granada), produjo unas 50 toneladas de mineral de plomo, pero tras dos años se interrumpió nuevamente la producción. A partir de 2010, la reapertura de la mina de sulfuros complejos de Aguas Teñidas ha permitido la obtención del mineral de plomo nuevamente. En la Gráfica 2 es posible observar la evolución de la producción del plomo en España, en los años 2010, 2011, 2012, 2013 y 2014.



Gráfica 2. Producción histórica del plomo en España.



## 3.2 Cinc

Como se explicará en el apartado 4, el cinc es un metal cuyo uso es esencial en la sociedad actual, ya que su uso principal radica en el revestimiento contra la corrosión del acero. Por otra parte, también es muy utilizado para fabricar componentes de precisión, materiales de construcción y para otros usos que se mencionarán más adelante.

### 3.2.1 Panorama mundial

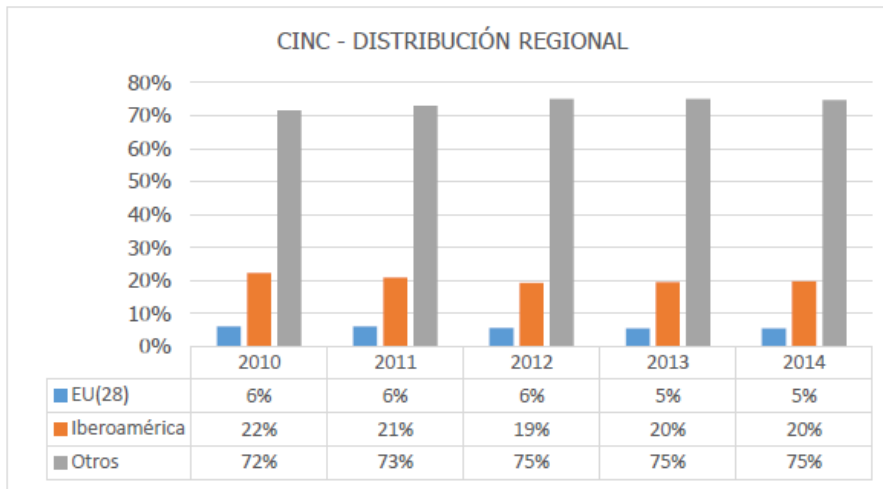
Como se realizó en el panorama mundial de producción de plomo, en la del cinc también se exponen (Tabla 2) los datos de producción minera mundial por países en los años 2010, 2011, 2012, 2013 y 2014.



País	2010	2011	2012	2013	2014
<b>Unión Europea</b>	<b>748.510</b>	<b>764.864</b>	<b>758.571</b>	<b>743.828</b>	<b>754.308</b>
Irlanda	342.500	341.000	337.500	326.700	282.600
Suecia	198.687	194.021	188.325	176.582	221.841
Polonia	91.900	87.200	76.700	77.000	70.000
Portugal	6.421	4.227	30.006	53.382	67.384
Finlandia	55.562	64.115	52.265	41.124	46.063
España	17.358	33.199	28.634	30.428	27.101
Grecia	18.400	20.999	23.196	22.512	22.953
Bulgaria	9.900	11.000	12.411	13.910	13.070
Rumanía	7.700	9.000	8.400	2.000	3.120
Eslovaquia	82	103	134	190	176
<b>Iberoamérica</b>	<b>2.757.128</b>	<b>2.619.267</b>	<b>2.593.813</b>	<b>2.656.394</b>	<b>2.719.018</b>
Perú	1.470.450	1.256.383	1.281.282	1.351.049	1.318.660
México	570.004	631.859	660.300	642.542	659.900
Bolivia	411.409	425.783	389.911	407.332	448.970
Brasil	211.203	197.840	164.258	152.147	159.000
Chile	27.662	36.602	26.762	29.759	45.094
Argentina	32.600	38.000	42.000	47.700	44.000
Honduras	33.800	26.000	26.000	25.000	30.000
Guatemala	0	6.800	3.300	865	13.394
<b>Otros</b>	<b>8.847.360</b>	<b>9.125.231</b>	<b>10.083.441</b>	<b>10.202.186</b>	<b>10.290.528</b>
China	3.842.200	4.050.000	4.859.100	5.187.700	5.200.000
Australia	1.480.000	1.515.000	1.541.000	1.523.465	1.561.109
Estados Unidos	748.100	768.900	738.400	784.400	831.500
India	756.400	749.400	791.200	790.100	795.800
Canadá	649.065	622.600	641.100	426.545	352.745
Kazajistán	405.300	376.700	369.700	361.500	345.200
Turquía	85.000	160.000	209.000	200.000	211.500
Rusia	188.320	173.360	133.320	169.840	190.960
Namibia	204.200	191.200	194.400	184.100	156.300
Irán	128.000	138.000	138.000	130.000	150.000
Resto	360.775	380.071	435.221	444.536	495.414
<b>Total mundial</b>	<b>12.352.998</b>	<b>12.509.362</b>	<b>13.435.825</b>	<b>13.602.408</b>	<b>13.763.854</b>

Tabla 2. Producción minera mundial de cinc (T de Zn contenido).

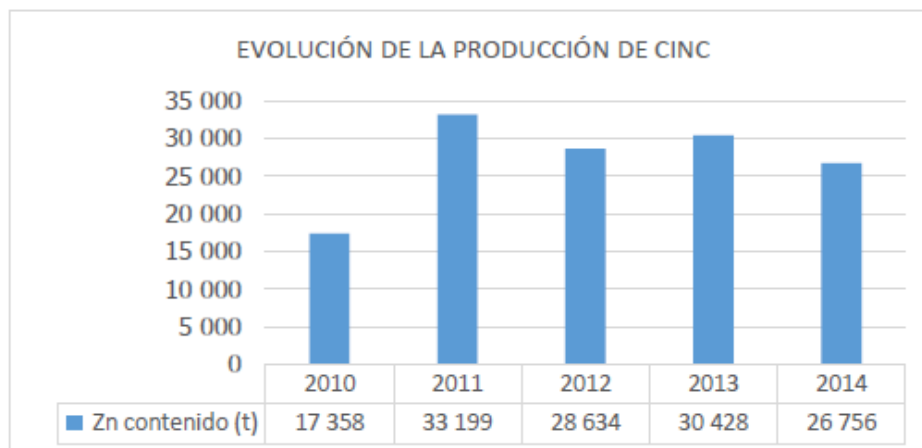
En la Gráfica 3 además, se puede apreciar la producción de la Unión Europea, de Iberoamérica y del resto de países, los denominados “Otros” en la tabla anterior, en relación con la producción mundial para los años indicados.



Gráfica 3. Producción de cinc de la Unión Europea, Iberoamérica y el resto de países en relación con la producción mundial.

### 3.2.2 Panorama nacional

En 2003, tras más de 100 años, cerró la mina de Reocín, con lo que se interrumpió la producción de concentrados de cinc. La singularidad de esta mina era la pureza del concentrado de cinc, pues poseía más de del 61% de contenido en cinc. Después, en 2010, vuelve a obtenerse concentrado de cinc a partir de la minería de sulfuros complejos. Y por el momento sólo hay una explotación activa, Aguas Teñidas, en Almonaster La Real (Huelva). A continuación, en la Gráfica 4, se muestra la evolución de la producción de cinc en España, en los años 2010, 2011, 2012, 2013 y 2014.



Gráfica 4. Producción histórica del cinc en España.



## 4 APLICACIONES DEL PLOMO Y CINC

El cinc y el plomo ocupan el tercer y cuarto puesto entre los metales no ferrosos más consumidos del mundo. El consumo de plomo se reparte aproximadamente en las siguientes aplicaciones: baterías (42%), aleaciones de plomo (7%), pigmentos y químicos (11%), revestimientos de cable (9%), aditivo de gasolina (13%), tuberías y chapas (8%), y otros diversos usos (10%). Y, por otro lado, el cinc normalmente se emplea en: galvanización (39%), fundición a presión (26%), latón (15%), cinc laminado (8%), y otros usos (12%).

La destacada resistencia del plomo a la corrosión, su densidad y su fácil fabricación son muy conocidos desde tiempos Romanos, cuando el plomo se usaba en los sistemas de distribución de agua. Después el plomo se sigue usando en tuberías y chapas. Y hoy en día, su principal uso radica en las baterías de plomo-ácido, que suministran la fuerza de arranque y en alumbrado e ignición de los automóviles. Dado que la mayoría de las baterías de plomo son finalmente recicladas para su recuperación, el metal secundario es una proporción importante del consumo total de plomo (en USA, en los últimos años, alrededor del 40%). Además del mercado automovilístico, las baterías de plomo-ácido también son usadas en montacargas eléctricos, en carritos de golf y en otros vehículos de uso fuera de carretera; en suministros de energía de emergencia en centrales de telefónica y en instalación de ordenadores; y cada vez más, como componentes de diferentes aparatos electrónicos.

El plomo se utiliza en muchas aleaciones comercialmente importantes, entre ellas, la más conocida es la soldadura de plomo-estaño, mientras que otras se utilizan en metales antifricción o fundiciones. Por otra parte, el uso del plomo en grados de mecanizado libre de latón, acero y aluminio está aumentando.

El uso de aleaciones de revestimiento para proteger cables eléctricos y de telefonía ha disminuido gradualmente en los últimos años debido al desarrollo de materiales de revestimiento competitivos, especialmente plásticos y aluminio. Las aleaciones de plomo se utilizan en la fabricación de perdigones y otras municiones. El sellado de plomo es ampliamente utilizado en la unión hierro-tubería mediante hierro fundido, pero está siendo desafiado por otros materiales como tuberías o codos. Otras formas semielaboradas de plomo incluyen chapas, tubos plegables y láminas de aluminio. Por otro lado, la placa "Terne", un compuesto de plomo con una lámina de acero con un revestimiento de una aleación pesada de plomo y estaño, es un material muy adecuado para tanques de gasolina.

Los compuestos de plomo se han usado durante mucho tiempo como pigmentos de pintura. El litargirio y el plomo rojo, ambos óxidos de plomo, y el plomo blanco, un carbonato, se encuentran entre los más importantes. En América del Norte, estos compuestos son superiores a los compuestos de organoplomo desarrollados como aditivos antidetonantes para la gasolina, especialmente el plomo tetra-etílico. El uso de plomo en la gasolina ha ido disminuyendo como consecuencia de las regulaciones de emisión de gases cada vez más restrictivas.





El plomo también se utiliza como un medio de recocido para ciertas aleaciones de acero, un componente de los baños de galvanización de cinc, como pesas y como protección contra la radiación. Entre los usos más nuevos, los de mayor potencial son el aislamiento acústico y el plomo reforzado con dispersión.

A diferencia del plomo, antiguamente, el cinc no era conocido en su forma elemental. De hecho, se usó combinado con cobre en latón durante cientos de años antes de que el elemento en sí fuera descubierto. Aunque el latón continúa consumiendo una gran cantidad de cinc, este uso ha sido superado por la galvanización y la fundición a presión.

El galvanizado es el principal consumidor mundial de cinc, consiste en el recubrimiento de acero con cinc, mediante la inmersión de los artículos de acero en un baño de cinc fundido, ya sea de forma continua, como con una tira o alambre, o mediante el proceso de inmersión en caliente por lotes. El cinc reacciona con el acero para formar una tenaz capa de aleación de hierro-cinc que, junto con el revestimiento adherente de cinc no aleado, proporciona protección contra la corrosión para el acero. Además también previene la oxidación y, en consecuencia, el deterioro del acero.

Otras formas de revestimiento de acero en cinc, que también proporcionan una efectiva y económica protección contra la corrosión, incluyen la electrogalvanización, que consiste en galvanizar cinc; la metalización, que consiste en pulverizar cinc fundido con una pistola alimentada con alambre o polvo de cinc; y el galvanizado en seco o de vapor, en el cual las piezas pequeñas como tuercas, pernos y arandelas se revuelven con polvo de cinc en un tambor giratorio a una temperatura elevada. Por otro lado, el polvo de cinc también se usa en pinturas ricas en este elemento que protegen las superficies de acero.

El segundo uso más importante para el cinc es en la fundición a presión, principalmente en automóviles, pero también en fontanería, calefacción, electrodomésticos y en aparatos eléctricos. El cinc es particularmente adecuado para el proceso de fundición a presión, que implica la inyección automática bajo alta presión de una masa fundida en una matriz de acero para herramientas de alta precisión.

Aunque el cinc laminado es ampliamente utilizado en Europa para techos y productos de agua de lluvia, su principal uso en la mayoría de los países es en latas de baterías de células secas. Por otro lado, el óxido de cinc se usa en grandes cantidades en pinturas como pigmento blanco, en productos químicos y en la fabricación de papel fotográfico, siendo este último, un nuevo y gran mercado para este compuesto.

Las nuevas formas de cinc incluyen aleaciones mejoradas para el laminado, forjado y otros procesos de trabajo de metales; aleaciones superplásticas de cinc y aluminio para su fabricación en formas complejas mediante técnicas de termoconformado de plásticos; y nuevos productos químicos de cinc.



## 5 MÉTODOS DE EXPLOTACIÓN MINERA DE LAS MENAS DE PLOMO Y CINCO

Las leyes de corte probables en las menas de plomo y cinc oscilan entre 3% para grandes cortas a cielo abierto y bajos costos de envío de concentrado, a 6% para minas subterráneas pequeñas y difíciles, y a 10% para áreas remotas de coste extremadamente elevado. El mineral puede explotarse de manera rentable en niveles bajos de plomo y cinc cuando se produce como subproducto de minas de cobre o cuando contiene cantidades importantes de metales preciosos.

En general, los depósitos comerciales individuales de plomo y cinc tienden a ser más pequeños que los de los tres principales metales (hierro, aluminio y cobre) superando pocos las 50 millones de toneladas. La exploración tiende a ser un tanto difícil y el costo de descubrir depósitos comerciales en un rango de 0,5 a 2 \$ (0,43-1,71 €) por tonelada es relativamente mayor que para los metales principales.

Se utilizan una variedad de tecnologías geofísicas transportadas por el aire para proporcionar objetivos para una búsqueda más intensiva, mediante geofísica en tierra, geoquímica y finalmente tecnologías de perforación. La definición detallada de los cuerpos de mineral se realiza mediante perforación diamantina y un muestreo exploratorio, que a menudo es necesario para reducir riesgo del capital de especulación.

La tecnología de minería subterránea domina en el mundo de la minería. Ejemplos notables de grandes minas subterráneas son las minas Buick, Ozark y Magmont en los Estados Unidos; las minas de Sukkivan, Flin Flon y Brunswick en Canadá; y Mount Isa y Broken Hill en Australia. Casi todas las minas de plomo y cinc, tanto pequeñas como medianas productoras en todo el mundo están bajo tierra.

La mina Kidd por ejemplo, está utilizando en la mina subterránea la tecnología de perforación y voladura a gran escala comúnmente empleada en cielo abierto. Esta tecnología también se emplea en una escala más modesta en la mina Buick en Estados Unidos.

La práctica normal de voladura de mineral en las minas subterráneas de plomo-cinc requiere perforaciones a percusión de 2 pulgadas (50,8 mm), de una longitud inferior a 100 pies (30,5 m) y taladradas desde perforadoras móviles en subniveles. El uso de ANFO está muy extendido y muchas minas emplean versiones aluminizadas de este agente de voladura.

En Australia se usan cargadores frontales de hasta 11 yardas (10 m), aunque son más comunes las máquinas de 5 yardas (4,5 m). En el distrito minero de los EE.UU., los transportes en varias fases han sido muy comunes. Se han llevado a cabo mejoras en el transporte de vías, particularmente en comunicaciones, controles y sistemas automatizados, aumentando también el uso de polipastos de fricción.

La economía de plomo y cinc no admite ratios elevados en minas a cielo abierto, probablemente un máximo de 4:1. La mina Kidd Creek, por ejemplo, ha comenzado la minería



subterránea para evitar ratios prohibitivos. Este tipo de minería determina el uso de palas cargadoras, camiones, taladros giratorios entre otras, de un rango de tamaño algo más modesto que el de las grandes minas de cobre en América del Norte. Por ejemplo, las palas cargadoras eléctricas tienden a tener un tamaño de hasta 10 yardas (9 m) y los camiones a 80 toneladas, en comparación con las de 20 yardas (18 m) y los camiones de 200 toneladas en la extracción de hierro y cobre.



## **6 MÉTODOS DE PROCESAMIENTO DE LAS MENAS DE PLOMO Y CINCO**

A continuación se mencionan los métodos de procesamiento del plomo y cinc, enfatizando las características especiales de su concentración.

### **6.1 Trituración**

Generalmente, la mena se tritura por etapas. Algunas de ellas, sobre todo las primeras, a veces se realizan en el interior de la mina, y el resto, en la planta de tratamiento. El tamaño del mineral extraído de la mina depende del tipo de mineral y los procedimientos de extracción, lo que también afecta, en consecuencia, a los procesos de trituración.

### **6.2 Preconcentración de tamaños gruesos**

La mayoría de la concentración de las menas de plomo y cinc se logra por flotación, después de una molienda fina, realizada previamente para lograr la liberación. En los procesos de concentración por medios densos, efectuados después de haber triturado el mineral previamente, se rechazará una parte del mineral que será extraído en la fracción ligera y formará parte de los estériles, determinando un ahorro en el procesamiento posterior.

El medio denso a base de ferrosilicio se usa en algunas plantas, por ejemplo en Meggen, Nchanga y Tynagh; mientras que en otras se utiliza galena, como por ejemplo en Aouli y Sullivan. Generalmente, se considera que el ferrosilicio es mejor medio, aunque la galena cuando es autóctona ofrece ventajas de coste. Es importante separar los finos de la mena mediante cribado y lavado antes del proceso de concentración por medios densos. El rango normal de alimentación para la concentración con medios densos es en general del orden de 2 a 0,25 pulgadas (5,08-0,635 cm), aunque a veces desciende hasta tamaños mucho más finos, como por ejemplo en la planta de medios densos de Masua que permite el tratamiento de mineral mayor de 0,5 mm en un separador Dyna Whirpool. Por otro lado, los Jig son usados a veces para completar la separación por medios densos, como por ejemplo, en Aouli.

### **6.3 Molienda y clasificación**

El mineral triturado, después de la preconcentración en tamaños gruesos, en los casos en los que se realice, se convierte en el alimento para la molienda. Si la mena fluye con facilidad, puede ser triturada con trituradoras de cono hasta 0,5 pulgadas (1,27 cm), lo que será después la alimentación al molino de bolas. De lo contrario, si el mineral fluye con dificultad, después de la preconcentración se reduce de tamaño en molinos de barras o en trituradoras de rodillos, antes de alimentar finalmente a los molinos de bolas. La molienda previa a la flotación se realiza en molinos de bolas a menudo en una etapa, a veces en dos o tres, y otras veces, con diagramas de flujo más complicados, con alguna etapa de remolienda. En la mayoría de las plantas de tratamiento más recientes se utilizan los ciclones como clasificadores en los circuitos de molienda, mientras que en algunas plantas más antiguas, los clasificadores de rastrillo y / o espiral han sido reemplazados por ciclones.



En la mayoría de las plantas modernas, la mena se muele al tamaño más grueso que permita una pérdida razonable de recuperación en las colas de desbaste. En este tipo de plantas, es habitual emplear procesos de remolienda para productos intermedios, como concentrados de desbaste, colas de relavado o concentrados de apure o agotado. Este procedimiento se sigue tanto para minimizar los costes de molienda como para evitar los finos, particularmente de la galena. Ejemplos de concentradores con circuitos de remolienda incluyen Brunswick, Bunker Hill, Lake Dufault, Meggen, Mount Isa, Naica, Roberto, Sullivan y Tynagh. En caso contrario, estos productos intermedios se devuelven a molienda primaria, por ejemplo, en North Broken Hill Cinc Corp.

## 6.4 Concentración

La mayoría de los minerales de plomo y cinc son de grano fino y se concentran principalmente por flotación. Los resultados de la flotación se ven afectados por el grado de oxidación, la abundancia en la naturaleza de los sulfuros de hierro, la presencia de minerales de cobre y la naturaleza de la ganga no sulfurosa.

Si es necesario, se pueden proporcionar flujos separados para diferentes tipos de mineral, por ejemplo como en Kidd Creek y Zellidja. La composición del agua es normalmente dulce, pero también es posible usar agua del mar, como se hacía por ejemplo, en planta Roberto en España.

### 6.4.1 Concentración de sulfuros

Entre las menas de plomo y cinc, el plomo (y el cobre, si está presente) se flota antes que el cinc. El plomo y el cobre suelen flotar juntos, pero a veces el concentrado de cobre se obtiene en primer lugar. En el concentrador Rammelsber de Preussag, el cobre se flota primero empleando además  $\text{SO}_2$  para deprimir otros minerales, para luego hacer flotar un concentrado de cobre y plomo. En la planta Roberto, se obtiene un concentrado global de plomo y cinc y, después, a partir de aquél se extrae un concentrado de plomo, un concentrado de cinc y productos intermedios. Ocasionalmente, una etapa de preflotación elimina los materiales de "flotación natural" como el talco o el grafito, que de lo contrario contaminarían el concentrado de plomo.

### 6.4.2 Concentración del plomo

Las menas de grano grueso a veces se tratan por concentración gravimétrica, pero aun así generalmente, es posible justificar una sección de flotación para el tratamiento de los finos y de los productos obtenidos en la de remolienda intermedia de los mixtos. No obstante lo anterior, la práctica más común consiste en utilizar como único proceso de concentración la flotación por espumas. El uso de Jig en combinación con flotación se ejemplifica en la planta de Shullsberg. Los reactivos utilizados en la flotación de plomo y cobre-plomo se muestran en la Tabla 3. Además, en ocasiones se usan otros reactivos como resultado de costumbres locales o características inusuales del mineral.



Colectores	Modificadores de pH	Depresores de cinc y hierro	Espumantes	Otros
Xantatos (etílico, propílico, isopropílico, butílico, amílico)	Cal Carbonato sódico Hidróxido sódico	Cianuro de calcio o sodio Sulfato de cinc	Downfroth Ácido cresílico Aceite de pino	Silicato de sodio
Aerofloats (álcalis diaquil ditiofosfatos, a veces, con espumante)	Ácido sulfúrico Otros productos, como tequesquite	Dióxido sulfúrico o bisulfito de sodio Hidrosulfito de cinc	Metil isobutil carbinol TEB (trietil oxibuano)	
Minerec A				

Tabla 3. Reactivos comunes en la flotación del plomo y del cobre-plomo.

Las cantidades, los puntos de adición y otras características del consumo de reactivos varían según las propiedades de cada material, por lo que es necesario encontrar en cada uno, el equilibrio óptimo de reactivos, para lo que se realizan ensayos de laboratorio.

Las cantidades de pirita, marcasita y pirrotita afectan mucho a la flotación, dificultando la separación de plomo y cinc. Cuando la galena y la blenda son los sulfuros principales, los minerales de cinc son inactivados y el plomo puede flotar sin depresor, o solo un poco de cianuro y con poco o ningún álcali. Cuando los sulfuros de hierro están presentes, se debe usar cal y cianuro, a menudo junto con el sulfato de cinc. Además, ocasionalmente, también se agregan sulfitos para deprimir el hierro.

La flotación de plomo generalmente se realiza con un pH en el rango de 7,5 a 10, a veces con un pH en el lavado más alto que en el desbaste. La adición de cal al relavado, sin ningún adicional de xantato, aumenta la concentración de xantato en la solución. La desorción consiguiente del colector deprime ligeramente las partículas flotables llevándolas a las colas. Por otro lado, si la mena contiene pirrotina reactiva, el pH no debe exceder de 11,2, ya que más soluciones alcalinas liberarán iones de sulfuro a la solución, afectando a la flotación de manera adversa.

El número de etapas de flotación requeridas varían, normalmente, son suficientes una o dos, pero en el tratamiento de menas complejas como Brunswick, Sullivan entre otras, emplean más. A veces, las colas del desbaste se refloatan en la etapa de agotado para producir un concentrado que se recirculará de nuevo a la etapa de desbaste, a menudo después de una remolienda, e incluso las colas del relavado pueden ser remolidas antes de llevarlas al desbaste de nuevo.

Los tiempos de flotación más comunes en la flotación de plomo que se observan en algunos concentradores individuales, para el desbaste por ejemplo, varían entre 10 y 20 minutos.

### 6.4.3 Concentración del cinc

Generalmente, la flotación del cinc se realiza después de la del plomo y, si lo hubiese, de la del cobre. Sin embargo, las menas de granos gruesos son susceptibles a la concentración



gravimétrica cuando no contienen otros minerales pesados como la barita, pirita o arsenopirita, cuyos pesos específicos son similares a las de la blenda. Es importante saber que es necesario activar la blenda para que flote, y que, entre todos los activadores, el sulfato de cobre es el más usado comercialmente.

Por otro lado, los colectores más comunes son los xantatos, aerofloats y Z-200 (Tabla 4). El pH debe estar entre 8 y 10,5, en este caso, generalmente, se dan valores más altos que en la flotación de plomo. Como se ha comentado anteriormente en el caso del plomo, en este también es importante que el pH sea inferior a 11,2 si el mineral contiene pirrotita reactiva. La cal se usa generalmente como regulador de pH, porque los iones de calcio deprimen la pirita y, a menudo, tienen un efecto superior al creado por un alto pH solo. En algunas plantas, por ejemplo, Brunswick, la pulpa se calienta para obtener resultados óptimos. A veces se agrega un poco de cianuro o amoníaco para mejorar la flotación de cinc, posiblemente mejorando así la cinética de activación del cobre.

Colectores	Modificadores de pH	Activadores de cinc	Espumantes	Otros
Xantatos	Cal	Sulfato de cobre	Metil isobutil carbinol	Cianuro de sodio
Z-200	Carbonato sódico		Downfroth	Speld 1333
			Ácido cresílico	Emkanyl
			Aceite de pino	Silicato de sodio
			Flotal B	Sulfuro de sodio
				Dióxido sulfúrico

Tabla 4. Reactivos comunes en la flotación del cinc.

La ley del concentrado del cinc afecta fuertemente a los costes de reducción posteriores, y esta relación se refleja en las condiciones de pago del concentrado. De acuerdo con esto, a menudo se usan de tres a cinco etapas de lavado para obtener una ley de concentrado lo más alto posible, acorde con una buena recuperación. También es muy común obtener un concentrado de agotado o apure a partir de las colas del desbaste. Brunswick cuenta con una etapa de tratamiento en el que la pirita, después de haberse acondicionado con dióxido de azufre en la pulpa calentada a 80°C, se separa por flotación del concentrado de cinc.

Al igual que con el plomo, la flotación de desbaste se realiza con la alimentación más gruesa. Además, en estos casos, son a menudo necesarios circuitos de remolienda para liberar partículas mixtas. La remolienda de todo el concentrado de desbaste es una práctica bastante común, mientras que en el caso del plomo la remolienda se efectúa con caudales de mineral mucho más pequeños para minimizar la producción de finos. Entre las plantas que contienen etapas de remolienda del cinc en una u otra parte del flujo se incluyen Brunswick, Ecstall, Meggen, Mogul, Naica, Paragsha, Santa Bárbara y Sullivan.



## 7 CARACTERIZACIÓN DE LA MENA A TRATAR

Se trata de una mena de plomo y cinc, presentándose ambos metales como galena (PbS) y blenda (ZnS), estando acompañados de una ganga mineral de tipo calcáreo integrada en su totalidad por dolomía. El mineral todo uno presenta unos contenidos medios en cinc y plomo del 6% y 3% respectivamente, lo que corresponde a contenidos del 8,94% en blenda, del 3,45% en galena, y de un 87,61% de dolomía.

Mediante diferentes ensayos de laboratorio, se ha determinado que la mena presenta una densidad real de  $2,98 \text{ g/cm}^3$  y por tanto, una densidad aparente de  $1,788 \text{ g/cm}^3$ . Además, también es conocido el diámetro máximo de alimentación, que será de 700 mm. Y por otro lado, los datos de un estudio de liberación efectuado revelan que para alcanzar una liberación casi total de la blenda y galena es preciso reducir el tamaño de grano por debajo de 60 micras.

Así mismo, se dispone también de los resultados de los ensayos realizados para determinar los índices de Bond del mineral en cuestión, que son los siguientes:

- Índice de Bond para trituración: 10,3 kWh/T.
- Índice de Bond para molinos de barras: 15,8 kWh/T.
- Índice de Bond para molinos de bolas: 14,11 kWh/T.
- Índice de Bond para cono Simons: será el mayor de los índices de Bond del molino de barras y la trituración, por lo que será, 15,8 kWh/T.





## 8 SELECCIÓN DEL PROCESO DE CONCENTRACIÓN

Los minerales presentes en esta mena presentan un pequeño tamaño de liberación, de 60 micras, determinando ello que el proceso de concentración elegido sea la flotación por espumas. Este proceso se desarrolla seleccionando la serie de reactivos más adecuada en cada caso para llevar a cabo la flotación diferencial de la galena primeramente y de la blenda después, manteniendo con características hidrófilas el resto de los minerales presentes.

En este caso, el pequeño tamaño de liberación (60  $\mu\text{m}$ ) de las especies de interés económico, galena y blenda, hace que, como ya se ha indicado antes, sea la flotación por espumas el proceso recomendable para llevar a cabo el tratamiento de esta mena, por lo que el diagrama de flujo se ha elaborado en base a dicha selección.

Como consecuencia de la naturaleza de la mena objeto de este estudio, y del proceso de concentración seleccionado, se ha diseñado una planta de tratamiento cuyas diferentes etapas, reflejadas en la Figura 1, tienen como objetivo final la obtención de un concentrado de plomo y otro de cinc, recogiendo en los capítulos que siguen el cálculo detallado de cada uno de los equipos que integrarán dicha instalación industrial.



## 9 DIAGRAMA DE FLUJO DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO

A continuación, en la Figura 1, se muestra el diagrama de flujo de la planta de tratamiento de minerales de 350 T/h para producir concentrados de plomo y cinc de la que se ha realizado el diseño. En este es posible apreciar las diferentes etapas de tratamiento, para lo que también se añade la leyenda del mismo.

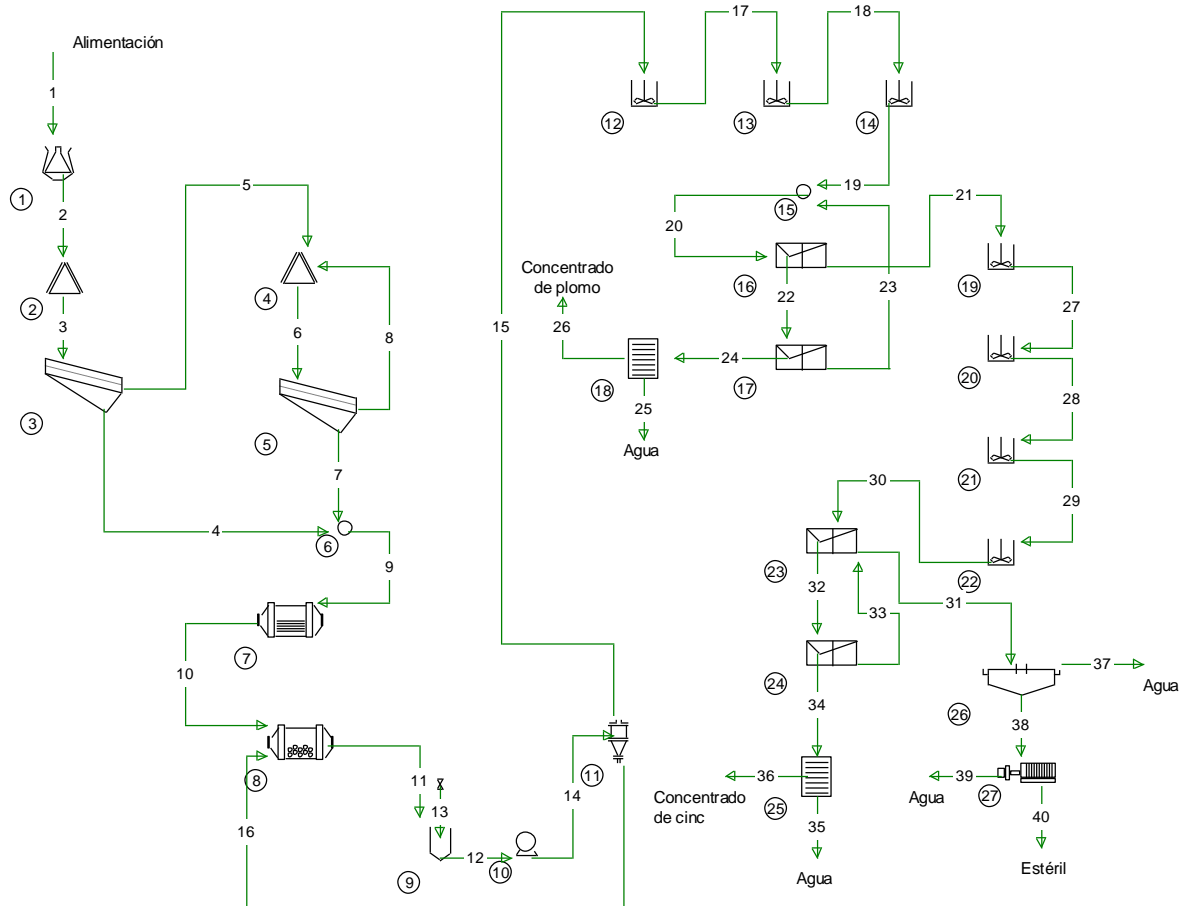


Figura 1. Diagrama de flujo de una planta de tratamiento para producir concentrados de plomo y cinc.

### LEYENDA

- 1 – Trituradora giratoria.
- 2 – Triturador de cono Simons secundario (2 unidades).
- 3 y 5 – Cribas vibratorias.
- 4 – Cono Simons terciario (2 unidades).
- 6 y 15 – Agrupación de flujos.



- 7 – Molino de barras (4 unidades).
- 8 – Molino de bolas (4 unidades).
- 9 – Tanque de alimentación a la bomba (4 unidades).
- 10 – Bomba centrífuga (4 unidades).
- 11 – Banco de 2 hidrociclones (4 unidades).
- 12, 13, 14, 19, 20, 21 y 22 – Tanques acondicionadores.
- 16 – Batería de 6 celdas de flotación de desbaste (7 unidades).
- 17 – Batería de 2 celdas de flotación de relavado (7 unidades).
- 18 y 25 – Filtro de discos de vacío.
- 23 - Batería de 7 celdas de flotación de desbaste (6 unidades).
- 24 – Batería de 2 celdas de flotación de relavado (6 unidades).
- 26 – Tanque espesador.
- 27 – Filtro prensa.



## 10 DIMENSIONADO DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO

### 10.1 Trituración primaria

La trituración primaria de la planta consta de una trituradora giratoria que trabajará a un único turno de 8 h/día tratando el todo uno. Durante ese tiempo deberá producir tal cantidad de material para que el resto de la planta sea capaz de trabajar a 350 T/h durante 3 turnos.

$$Q_{\text{trituración primaria}} = \frac{350 \text{ T/h} * 3 \text{ turnos}}{1 \text{ turno}} = 1.050 \text{ T/h}$$

$$Q_{\text{trituración primaria}} = 1.050 \text{ T/h} * \frac{1 \text{ tonelada corta}}{0,907 \text{ tonelada}} = 1.157,66 \text{ T corta/h}$$

Sabiendo que la mena presenta una densidad real de 2,98 g/cm<sup>3</sup> y un diámetro máximo de alimentación de 700 mm, para conseguir un tamaño de material adecuado a la salida de la trituradora giratoria, se decide que el reglaje debe ser de 6'' (152,4 mm). Para elegir la trituradora giratoria adecuada, para las características expuestas, es necesario calcular la abertura de la boca de admisión:

$$\text{Abertura de la boca de admisión} = \frac{D_{\text{max}}}{0,88} = \frac{700}{0,88} = 795,45 \text{ mm} = 31,32 \text{ ''}$$

A continuación se resumen los datos que se tienen en cuenta para la elección de la trituradora giratoria:

$$Q_{\text{trituración primaria}} = 1.050 \text{ T} = 1.157,66 \text{ T corta/h}$$

$$\rho = 2,98 \text{ g/cm}^3$$

$$D_{\text{max}} = 700 \text{ mm}$$

$$\text{Reglaje} = 6 \text{ ''} = 152,4 \text{ mm}$$

$$\text{Abertura de la boca de admisión} = 795,45 \text{ mm} = 31,32 \text{ ''}$$

Se elige la trituradora giratoria indicada en la Tabla 5 (en amarillo), la 42-70 HD, que posee las siguientes características:

$$Q = 1220 \text{ T corta/h}$$

$$\text{Reglaje} = 6 \text{ ''} = 152,4 \text{ mm}$$

$$\text{Abertura de la boca de admisión} = 42 \text{ ''} = 1.066,8 \text{ mm}$$

$$\text{Excentricidad} = 1 \frac{1}{4} \text{ ''} = 31,75 \text{ mm}$$

$$P_{\text{elegida}} = 300 \text{ HP} = 223,71 \text{ kW}$$



Tamaño	Abertura alim. (pulg.)	φ nuez (pulg.)	R.P.M.	R.P.M. del eje	Desp. exc. (pulg.)	Potencia máx.	Regulación salida lado abierto										
							4 1/2	5	5 1/2	6	6 1/2	7	7 1/2	8	8 1/2		
<b>42-70 HD</b>	42 x 114	70	137	514	3/4	200											
					1	250											
					1 1/8	270											
					1 1/4	300											
<b>42-70 XHD</b>	42 x 114	70	137	514	3/4	240	430	525	625	730	835	925	1020				
					1	320	-	700	830	975	1110	1230	1360				
					1 1/8	360	-	785	936	1100	1250	1385	1530				
					1 1/4	400	-	-	1040	1220	1390	1540	1700				
<b>48-75 HD</b>	48 x 133	75	140	514	1	300		1175	1250	1330	1440	1565	1700	1840			
					1 1/4	375		-	1567	1660	1800	1955	2125	2300			
					1 3/8	410		-	1720	1880	1980	2150	2340	2630			
					1 1/2	450		-	-	1995	2160	2350	2550	2760			
<b>54-75 HD</b>	54 x 144	75	140	514	1	300			1300	1400	1510	1630	1775	1730			
					1 1/4	375			-	1750	1885	2040	2220	2410			
					1 3/8	410			-	1925	2075	2240	2440	2655			
					1 1/2	450			-	-	2265	2445	2660	2895			
<b>54-80 HD</b>	54 x 145	80	140	514	1 1/4	400				1825	1950	2170	2420	2650	2900		
					1 3/8	425				2010	2145	2385	2660	2915	3190		
					1 1/2	460				-	2340	2605	2905	3180	3480		
					1 5/8	500					2535	2820	3145	3445	3770		

Tabla 5. Datos técnicos de las quebrantadoras giratorias en función de la abertura de la boca de admisión y del diámetro de la nuez.



Una vez seleccionada la trituradora giratoria, es necesario comprobar si la potencia elegida es suficiente para el material a procesar, por lo que se debe calcular la potencia mínima necesaria. Para ello se utilizan las siguientes fórmulas:

$$P_{necesaria} = 1,6 * P_t$$

$$P_t = Q * W$$

$$W = 10 * W_i * \left( \frac{1}{\sqrt{d_{80}}} - \frac{1}{\sqrt{D_{80}}} \right)$$

Donde,

$W_i$ : Índice de Bond, 10,3 kWh/T.

$D_{80}$ : Tamaño correspondiente al 80% de pasante de la alimentación fresca, 700.000  $\mu$ m.

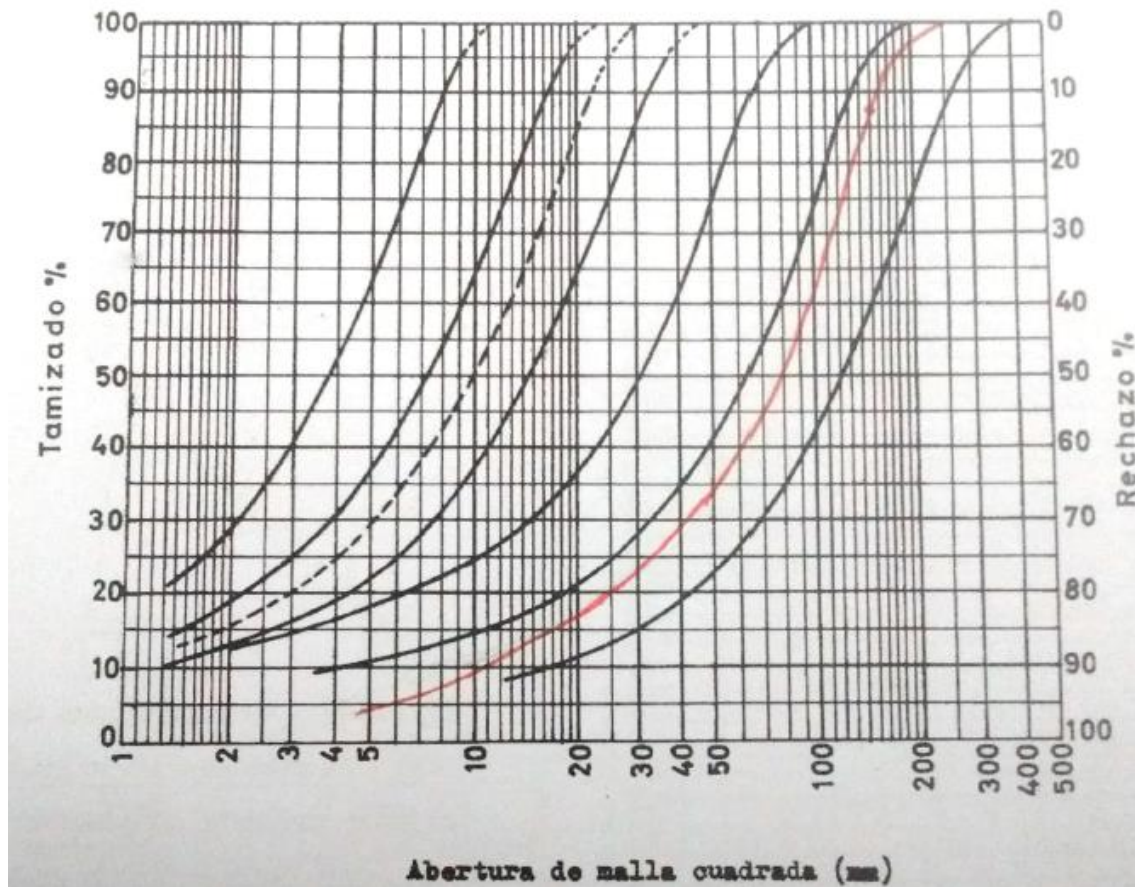
$d_{80}$ : Tamaño correspondiente al 80% de pasante del producto de la trituradora giratoria. Se calcula mediante la siguiente Gráfica 5, en la que se debe realizar una paralela a las líneas que se muestran desde el punto:

X: Abertura de la malla cuadrada (152,4 mm).

Y: Porcentaje de paso por la malla de reglaje de la trituradora giratoria (según la Tabla 6 que se muestra a continuación, en el caso de los minerales medios, será el 85-90 %, por lo que se elige un valor medio de 87,5%).

Tipo de quebrantadora	Tipo de alimentación	Posición de la abertura de salida	Caliza %	Granito %	Cuarcita %	Minerales medios %
<b>Giratoria primaria</b>	Todo uno	Abierta	85-90	75-80	65-70	85-90
<b>Giratoria primaria</b>	Sin finos cribado basto en parrilla fija	Abierta	80-85	70-75	60-65	80-85
<b>Giratoria secundaria (cóncavos curvos)</b>	Cribado	Abierta	85-90	80-85	75-80	85-90
<b>Giratoria a gran velocidad (preparada para quebrantados finos)</b>	Cribado	Cerrada	70-75	65-70	65-70	70-75

Tabla 6. Finura de los productos de las quebrantadoras giratorias primarias y secundarias, según Allis-Chalmers.



Gráfica 5. Análisis granulométrico tipo de los productos de las quebrantadoras giratorias primarias y secundarias, según Allis-Chalmers.

Por lo que se obtiene  $d_{80} = 135.000 \mu m$ , de esta forma es posible calcular la potencia necesaria para comprobar si la trituradora giratoria seleccionada es adecuada.

$$W = 10 * 10,3 * \left( \frac{1}{\sqrt{135.000}} - \frac{1}{\sqrt{700.000}} \right) = 0,1572 \text{ kWh/T}$$

$$P_t = 1.050 * 0,1572 = 165,06 \text{ kW} = 221,35 \text{ HP}$$

$$P_{necesaria} = 1,6 * 165,06 = 264,1 \text{ kW} = 354,16 \text{ HP}$$

Finalmente, se comprueba que la potencia elegida es menor a la potencia necesaria, por lo que es necesario elegir otra trituradora giratoria.

$$P_{necesaria} = 354,16 \text{ HP} \nless P_{elegida} = 300 \text{ HP}$$

Se elige la trituradora giratoria indicada en la Tabla 5 (en azul), la 42-70 XHD, que posee las siguientes características:

$$Q = 1220 \text{ T corta/h}$$



$$\text{Reglaje} = 6'' = 152,4 \text{ mm}$$

$$\text{Abertura de la boca de admisión} = 1.066,8 \text{ mm} = 42''$$

$$\text{Excentricidad} = 1 \frac{1}{4}'' = 31,75 \text{ mm}$$

$$P_{\text{elegida}} = 400 \text{ HP} = 298,28 \text{ kW}$$

Se comprueba que la potencia elegida es mayor a la necesaria, por lo que la trituradora giratoria elegida es la correcta.

$$P_{\text{necesaria}} = 354,16 \text{ HP} < P_{\text{elegida}} = 400 \text{ HP}$$

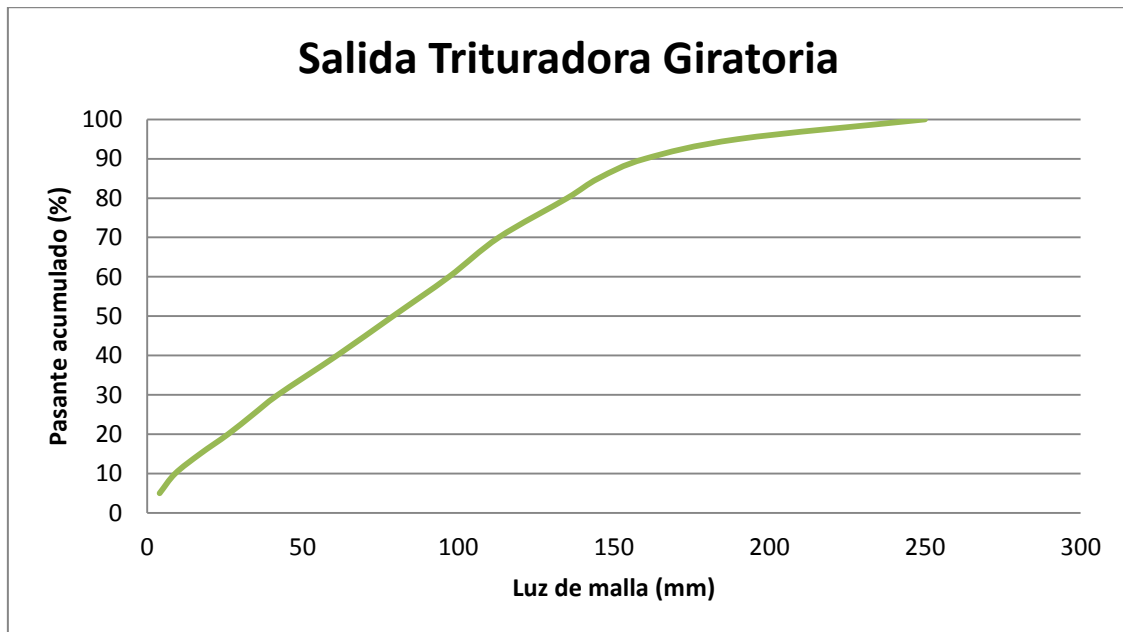
De la Gráfica 5 también se obtiene el diámetro máximo que sale de la trituradora giratoria primaria y los datos necesarios para crear la curva granulométrica de salida. Estos se exponen en la Tabla 7 y se representa en la .

$$D_{\text{máx}} = 250 \text{ mm} = 9,84''$$

Luz de malla (mm)	Pasante acumulado (%)	Pasante (T/h)
250	100	1050
190	95	997,5
160	90	945
145	85	892,5
135	80	840
113	70	735
97	60	630
79	50	525
61	40	420
42	30	315
34	25	262,5
26	20	210
17	15	157,5
9	10	105
4	5	52,5

Tabla 7. Análisis granulométrico de la salida de la quebrantadora giratoria primaria.





Gráfica 6. Curva granulométrica a la salida de la quebrantadora giratoria primaria.

## 10.2 Trituración secundaria

La trituración secundaria de la planta de tratamiento está compuesta por un Cono Simons y una Criba Vibratoria. El material de la trituración primaria pasa al cono y de ahí a la criba. El rechazo de ésta alimentará la trituración terciaria, mientras que el pasante se unirá al pasante de la criba de la trituración terciaria para alimentar la etapa de molienda y clasificación.

Ésta trituración secundaria trabajará a dos turnos de 8 h/día, por lo que durante ese tiempo deberá producir tal cantidad de material para que el resto de la planta sea capaz de trabajar a 350 T/h durante 3 turnos.

$$Q_{\text{trituración secundaria}} = \frac{350 \text{ T/h} * 3 \text{ turnos}}{2 \text{ turno}} = 525 \text{ T/h}$$

$$Q_{\text{trituración secundaria}} = 525 \text{ T/h} * \frac{1 \text{ tonelada corta}}{0,907 \text{ tonelada}} = 578,83 \text{ T corta/h}$$

### 10.2.1 Cono Simons 1

Para conseguir un tamaño de salida adecuado se determina que el reglaje debe ser de 32 mm (1,25 "). Además, el Cono Simons a elegir deberá cumplir con las siguientes características:

$$Q_{\text{trituración secundaria}} = 525 \text{ T/h} = 578,83 \text{ T corta/h}$$

$$\text{Reglaje} = 32 \text{ mm} = 1,25''$$

$$D_{\text{máx}} = 250 \text{ mm} = 9,84''$$

$$D_{90} = 160 \text{ mm} = 6,3'' \text{ (Se obtiene de la Gráfica 6)}$$



Como se indica en la Tabla 8 el Cono Simons elegido es el 7 ft Fine, de las siguientes características:

$$Abertura\ máxima = 11''$$

$$Abertura\ mínima = 10''$$

$$Q = 620\ T\ cortas/h = 562,34\ T/h$$

$$P_{elegida} = 250 - 300\ HP$$



Tamaño	Tipo de cavidad	de	Abertura mínima	Abertura máxima	Capacidades en toneladas cortas por hora según distintos reglaies							
					1/2'' (13 mm)	5/8'' (16 mm)	3/4'' (19 mm)	7/8'' (22 mm)	1'' (25 mm)	1 1/4'' (32 mm)	1 1/2'' (38 mm)	2'' (51 mm)
4 ft	Fine	5	5 5/8	90	110	130	140	150	170			
	Medium	6 1/8	6 3/4	100	110	140	150	175	200	220		
	Coarse	7 3/8	8 1/4			145	165	190	220	270	320	
	Extra coarse	8 15/16	9 1/4			145	175	200	230	280	330	
4 1/4 ft	Fine	4 1/2	5 3/8	120	140	150	160	175	200			
	Medium	7 3/8	8 1/4		140	175	195	190	240	265		
	Coarse	9	10			175	210	225	265	325	385	
	Extra coarse	10 3/8	11 1/4					240	275	335	395	
5 1/2 ft	Fine	7 1/8	7 3/4		180	200	235	275	300	350		
	Medium	8 5/8	9 1/2				275	300	375	400	450	
	Coarse	9 7/8	10 7/8					300	375	450	500	
	Extra coarse	13 1/2	14 1/2							450	500	
7 ft	Fine	10	11			370	400	500	620	750		
	Medium	11 1/2	12 3/4				500	600	750	800	1100	
	Coarse	13 1/2	14 7/8						750	850	1200	
	Extra coarse	16 3/4	18 1/8							850	1200	
10 ft	Fine	12 1/2	14				900	1300	1650			
	Medium	15 1/2	17					1400	1650	1800		
	Coarse	18 1/2	20							900	2500	
	Extra coarse	24 1/2	26							900	2500	

Tabla 8. Capacidades de los trituradores de cono Simons Estándar.



Una vez elegido el Cono Simons 7 ft Fine es necesario realizar ciertas comprobaciones para verificar que la elección realizada es adecuada.

1. Comprobación: ¿  $D_{100} < Abertura\ máxima * 0,9$ ?

$$D_{100} = 9,84" < Abertura\ máxima * 0,9 = 11" * 0,9 = 9,9"$$

La primera comprobación queda demostrada que se cumple.

2. Comprobación: ¿  $D_{90} < Abertura\ mínima$ ?

$$D_{90} = 6,3" < Abertura\ mínima = 10"$$

Así se demuestra que la segunda comprobación se cumple.

3. Comprobación: ¿  $Q_{necesaria} < Q_{elegida}$ ?

$$525\ T/h < 562,34\ T/h$$

De esta manera queda demostrada que la tercera comprobación se cumple.

4. Comprobación: ¿  $P_{necesaria} < P_{elegida}$ ?

Para realizar esta comprobación es necesario primero efectuar el cálculo de la potencia necesaria:

$$P_{necesaria} = 1,3 * P_t$$

$$P_t = Q * W$$

$$W = 10 * W_i * \left( \frac{1}{\sqrt{d_{80}}} - \frac{1}{\sqrt{D_{80}}} \right)$$

Donde,

$W_i$ : Índice de Bond, se elige el mayor entre los correspondientes al de trituración y al de molino de barras. En este caso, 15,8 kWh/T.

$D_{80}$ : Tamaño correspondiente al 80% de pasante de la alimentación, 135.000  $\mu$ m.

$d_{80}$ : Tamaño correspondiente al 80% de pasante del producto, 40.000  $\mu$ m. Éste se obtiene de la Gráfica 7, de la curva granulométrica de salida del Cono 1, que se muestra más adelante.

$$W = 10 * 15,8 * \left( \frac{1}{\sqrt{40.000}} - \frac{1}{\sqrt{135.000}} \right) = 0,36\ kWh/T$$

$$P_t = 525 * 0,36 = 189\ kW$$

$$P_{necesaria} = 1,3 * 189 = 245,7\ kW = 329,5\ HP$$

$$P_{necesaria} = 329,5\ HP \nless P_{elegida} = 250 - 300\ HP$$



La potencia elegida es menor que la necesaria, por lo que es insuficiente, no se cumple la cuarta comprobación. Por esta razón y como la potencia necesaria es muy grande, se decide poner dos conos en vez de uno. De esta manera cada cono tratará la mitad de la capacidad de la total de la trituración secundaria, consiguiendo así una potencia necesaria menor:

$$Q_{\text{Cono 1}} = \frac{Q_{\text{trituración secundaria}}}{2} = \frac{525}{2} = 262,5 \text{ T/h}$$

$$P_{\text{necesaria}} = 1,3 * Q * W = 1,3 * 262,5 * 0,36 = 122,85 \text{ kW} = 164,74 \text{ HP}$$

De esta forma se cumple la cuarta comprobación.

$$P_{\text{necesaria}} = 164,74 \text{ HP} < P_{\text{elegida}} = 250 - 300 \text{ HP}$$

Mediante la Tabla 9 se elabora la curva granulométrica del producto del primer Cono Simons.

Tamaño del producto	Reglaje del Cono Simons (pulg.)											
	2 ½	2	1 1/2	1 ¼	1	7/8	3/4	5/8	½	3/8	1/4	
+ 4 1/2	2%											
-4 1/2 + 4	4%											
-4 + 3 1/2	6%	3%										
-3 1/2 + 3	12%	5%										
-3 + 2 1/2	16%	13%	4%									
-2 1/2 + 2 1/4	9%	10%	5%	2%								
-2 1/4 + 2	7%	10%	7%	4%								
-2 + 1 3/4	8%	10%	11%	6%	3%							
-1 3/4 + 1 1/2	7%	10%	13%	12%	6%	4%						
-1 1/2 + 1 1/4	7%	9%	14%	16%	12%	7%	4%					
-1 1/4 + 1	5%	8%	13%	17%	19%	17%	12%	6%				
-1 + 7/8	2%	3%	6%	7%	11%	12%	11%	6%	3%			
-7/8 + 3/4	2%	3%	5%	7%	9%	12%	13%	12%	6%			
-3/4 + 5/8	2%	3%	4%	7%	10%	11%	14%	16%	12%	4%		
-5/8 + 1/2	11%	2%	4%	5%	8%	10%	12%	17%	19%	12%		
-1/2 + 3/8		11%	3%	4%	6%	8%	12%	14%	20%	24%	8%	
-3/8 + 5/16			11%	2%	3%	4%	4%	7%	10%	14%	13%	
-5/16 + 1/4				11%	2%	3%	4%	5%	8%	12%	19%	
-1/4 + 3/16					11%	12%	2%	4%	6%	12%	20%	
-3/16 + 6M							12%	3%	4%	7%	12%	
-6M + 10M								0%	12%	6%	11%	
-10M + 14M										9%	4%	
-14M + 28M												13%
	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%

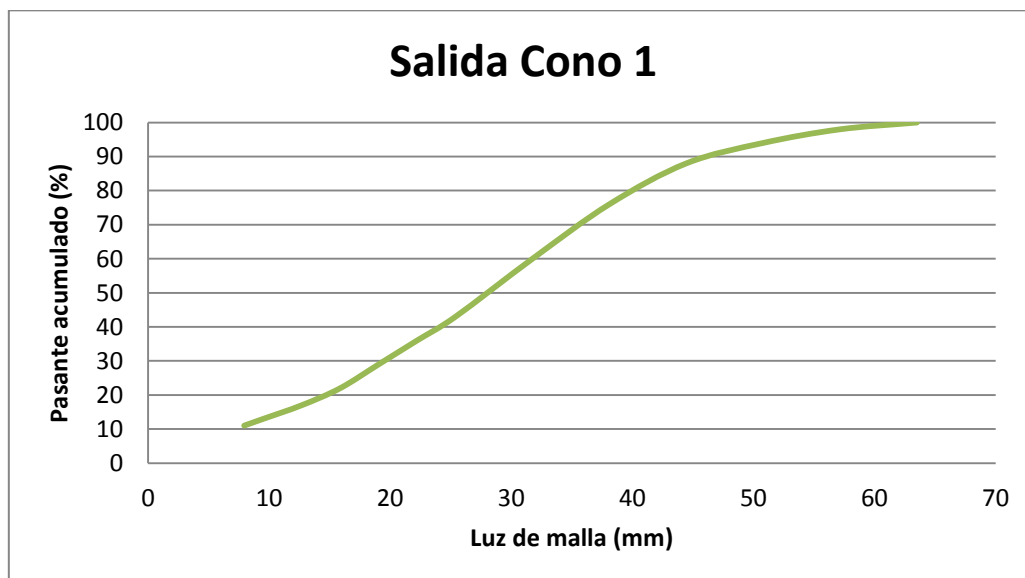
Tabla 9. Composición granulométrica del producto del cono Simons trabajando en circuito abierto.



A continuación se exponen los datos con los que se elabora la curva granulométrica (Tabla 10) y su representación en la Gráfica 7.

Luz de malla (mm)	Pasante acumulado (%)	Pasante por cono (T/h)	Pasante total (T/h)
63,5	100	262,5	525
57,15	98	257,25	514,5
50,8	94	246,75	493,5
44,45	88	231	462
38,1	76	199,5	399
31,75	60	157,5	315
25,4	43	112,875	225,75
22,22	36	94,5	189
19,05	29	76,125	152,25
15,875	22	57,75	115,5
12,7	17	44,625	89,25
9,525	13	34,125	68,25
7,9375	11	28,875	57,75

Tabla 10. Análisis granulométrico de la salida del primer cono Simons.



Gráfica 7. Curva granulométrica de la salida del primer cono Simons.



### 10.2.2 Criba vibratoria 1

La primera criba está situada a la salida del primer cono Simons, por lo que la curva granulométrica de la salida del cono coincide con la de la entrada a la criba y el caudal a tratar por ésta será el mismo que el del cono, es decir, el caudal asignado a la trituración secundaria, 525 T/h.

La criba realiza un corte a 25,4 mm (1'') y posee las siguientes características:

- Inclinación: 20°.
- Malla: cuadrada.
- Riego: sin riego.
- Superficie libre: 54%.
- Eficacia: 90%.
- Humedad: 3%.

Para dimensionar la criba se ha utilizado el método Mattews y Colman, que como muestra la siguiente fórmula, tiene en cuenta una serie de coeficientes, que dependen de las características de la criba, para determinar su área:

$$A_t = \frac{C_t}{C_u \cdot F} = \frac{C_t}{C_u \cdot F_f \cdot F_0 \cdot F_e \cdot F_d \cdot F_w \cdot F_{oa} \cdot F_s \cdot F_i \cdot H}$$

Donde,

A: Área de la criba en m<sup>2</sup>.

**C<sub>t</sub>**: Tonelaje horario de tamaños inferiores a la malla de cribado en la alimentación (caudal pasante).

$$C_t = Q * \% \text{ del pasante acumulado en la malla de corte}$$

$$Q = 525 \text{ T/h}$$

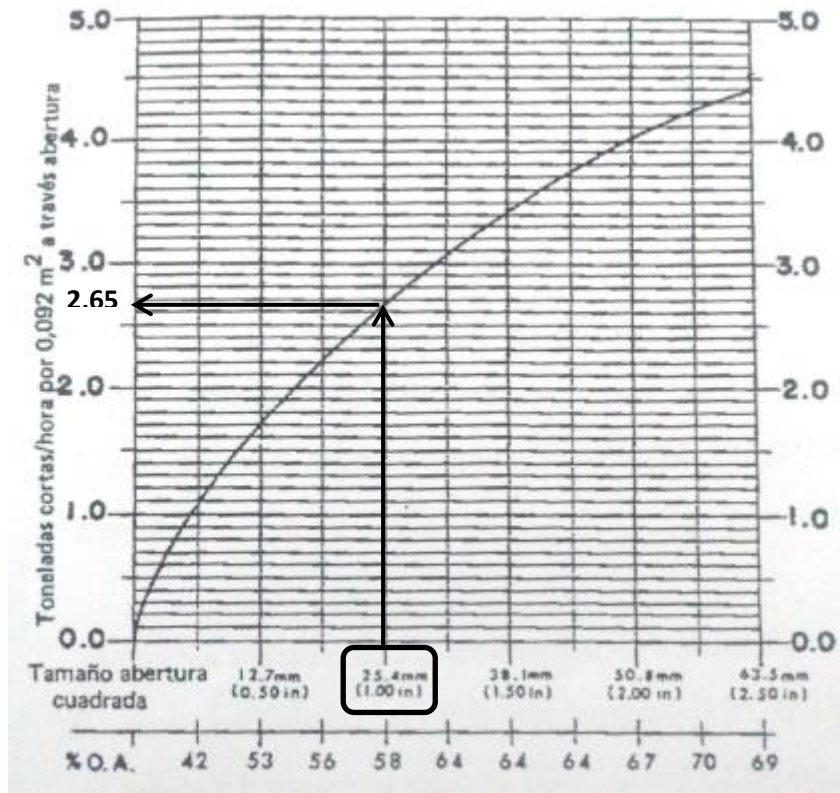
*% del pasante acumulado en la malla de corte* = 43% (Se obtiene de la Tabla 10)

$$C_t = 525 * 0,43 = \mathbf{225,75 \text{ T/h}}$$

**C<sub>u</sub>**: Capacidad básica en T/h\*m<sup>2</sup> para la luz de malla y material considerados.

$$C_u = C \cdot \text{Densidad de masa}$$

Para conseguir el valor de C, se entra en la Gráfica 8 con el valor de la luz de malla, 25,4 mm (1''), en abscisas, y al cortar con la curva se obtiene un valor en ordenadas:



Gráfica 8. Capacidades básicas de una criba, para mineral con densidad aparente 1.0602 kg/m<sup>3</sup>.

$$C = 2,65 \text{ T corta} / 0,092 \text{ m}^2 \text{ h} = 28,8 \text{ T corta} / \text{m}^2 \text{ h}$$

$$C = 28,8 \text{ T corta} / \text{m}^2 \text{ h} * \frac{0,907 \text{ tonelada}}{1 \text{ tonelada corta}} = 26,125 \text{ T} / \text{m}^2 \text{ h}$$

Cómo la gráfica usada está realizada para un determinado material es necesario realizar la corrección de densidad, usando para ello la densidad aparente del material.

$$\rho_{aparente} = \rho * 60\% = 2,98 \text{ g/cm}^3 * 0,6 = 1,788 \text{ g/cm}^3$$

$$C_u = C \cdot \left( \frac{\rho_{nuevo}}{\rho_{tabla}} \right) = 26,125 \text{ T} / \text{m}^2 \text{ h} \cdot \left( \frac{1,788 \text{ g/cm}^3}{1,602 \text{ g/cm}^3} \right) = 29,16 \text{ T} / \text{m}^2 \text{ h}$$

$F_f$ : Factor de finos. Para obtener el valor de este coeficiente se ha de tener en cuenta semidimensión, que será el porcentaje perteneciente en la tabla granulométrica de entrada a la criba a la mitad de la malla de corte:

$$\text{Valor de semidimensión} = \frac{\text{malla de corte}}{2} = \frac{25,4 \text{ mm}}{2} = 12,7 \text{ mm} \rightarrow 17\%$$

Con el valor obtenido se entra en la Tabla 11, obteniendo mediante la interpolación de estos datos que se muestran, el valor del coeficiente:





Porcentaje (%)	Finos ( $F_f$ )	Gruesos ( $F_o$ )	Eficiencia ( $F_e$ )
0	0,44		
10	0,55	1,05	
20	0,70	1,01	
30	0,80	0,98	
40	1,00	0,95	
50	1,20	0,90	
60	1,40	0,86	
70	1,80	0,80	
80	2,20	0,70	1,75
85	2,50	0,64	1,50
90	3,00	0,55	1,25
95	3,75	0,40	1,00

Tabla 11. Valores de los coeficientes  $F_f$ ,  $F_o$ ,  $F_e$ , en función del porcentaje de tamaños inferiores a la semidimensión de la malla, el porcentaje de tamaños mayores que la malla, y de la eficacia de cribado.

$$\frac{0.7 - 0.55}{20 - 10} = \frac{F_f - 0.55}{17 - 10} \rightarrow F_f = 0,655$$

$F_o$ : Factor de gruesos. Para obtener el valor de este coeficiente se ha de tener en cuenta el porcentaje de gruesos:

$$\% \text{ gruesos} = 100 - \% \text{ pasante} = 100 - 43 = 57\%$$

Con el valor obtenido se entra en la Tabla 11, obteniendo mediante la interpolación de estos datos que se muestran, el valor del coeficiente:

$$\frac{0.86 - 0.9}{60 - 50} = \frac{0.86 - F_o}{60 - 57} \rightarrow F_o = 0,872$$

$F_e$ : Factor de eficacia. La eficacia de la criba es una de las características que se han mencionado anteriormente, y es del 90%. Por lo que es posible sacar el valor del coeficiente directamente, sin interpolar, de la Tabla 11:

$$F_e = 1,25$$

$F_d$ : Factor en función de la posición de la tela de cribado. Como se trata de una criba con una única tela, la posición de ésta será la denominada en la Tabla 12 "Top":



Posición	Factor por posición ( $F_d$ )
Top →	1,00
2nd	0,90
3rd	0,75

Tabla 12. Valor del coeficiente  $F_d$  en función de la posición de la tela de cribado

$$F_d = 1$$

$F_w$ : Factor de riego. En este caso, como no existe riego el factor será igual a 1.

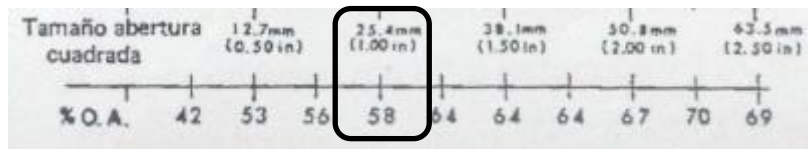
$$F_w = 1$$

$F_{oa}$ : Factor de corrección por porcentaje de superficie libre. Este factor de determinará mediante la siguiente formula:

$$F_{oa} = \frac{\text{Superficie libre}}{\% \text{ o. a}}$$

Donde el valor de la superficie libre es uno de los datos de las características de la criba mencionado anteriormente, y el valor de % O.A. se consigue con la Gráfica 9. En ella se entra en el eje de abscisas con el valor del corte de la criba (25,4 mm) y se obtiene el valor de %o.a.:

$$\%O. A. = 58$$



Gráfica 9. Capacidades básicas de una criba, para mineral con densidad aparente 1.0602 kg/m3.

$$F_{oa} = \frac{\text{Superficie libre}}{\% O. A.} = \frac{54}{58} = 0,931$$

$F_s$ : Factor para los diferentes tipos de superficie cribante. El valor de este factor se obtiene de la Tabla 13, teniendo en cuenta que, tal como se determina en las características de la criba, se trata de una malla cuadrada:



Superficies típicas de telas	Relación longitud/ancho	Factor superficie cribante ( $F_s$ )
Aberturas cuadradas y ligeramente rectangulares	$x < 2$	1,0
Aberturas rectangulares	$2 < x < 4$	1,15
Aberturas ranuradas	$4 < x < 25$	1,2
Telas de varillas paralelas	$x > 25$	1,4

Tabla 13. Valores del coeficiente  $F_s$  en función de los siguientes tipos de superficies.

$$F_s = 1$$

$F_i$ : Factor de inclinación. Como se trata de una criba inclinada y no horizontal, se considera que el factor tiene un valor de 1.

$$F_i = 1$$

$H$ : Factor de humedad. La humedad es de un 3%, por lo que el valor del factor será 1, como indica la Tabla 14:

Porcentaje	Factor de la humedad (H)
1 – 4	1,0
5	0,8
6	0,5
8	0,4
9	0,3
10	0,2
20	Prácticamente no cribable
30	Prácticamente no cribable
40	1,0
50	1,1
60	1,2
70	1,25

Tabla 14. Factores de corrección en función de la humedad.

$$H = 1$$

Una vez obtenidos todos los parámetros, se determina el área teórica de la criba:

$$A_t = \frac{225,75 \text{ T/h}}{29,16 \text{ T/h m}^2 * 0,655 * 0,872 * 1,25 * 1 * 1 * 0,931 * 1 * 1 * 1} = 11,65 \text{ m}^2$$

Y, finalmente, el área necesaria debe ser un 10% mayor a la teórica:

$$A_{necesaria} = 1,1 * 11,65 = 12,81 \text{ m}^2$$



Teniendo en cuenta que el área necesaria de la criba es  $12,81 \text{ m}^2$  se elige del catálogo de Osborn, Figura 2, que se muestra a continuación la criba con las siguientes dimensiones:

$$H = 2,135 \text{ m}$$

$$L = 6,1 \text{ m}$$

$$A = 13,0235 \text{ m}^2$$

Width x Length
SINGLE DECK
3' x 10' (915 mm x 3050)
4' x 10' (1220 mm x 3050 mm)
5' x 10' (1525 mm x 3050 mm)
5' x 12' (1525 mm x 3660 mm)
5' x 14' (1525 mm x 4270 mm)
5' x 16' (1525 mm x 4880 mm)
6' x 16' (1830 mm x 4880 mm)
6' x 20' (1830 mm x 6100 mm)
7' x 20' (2135 mm x 6100 mm)
8' x 20' (2440 mm x 6100 mm)
8' x 22' (2440 mm x 6710 mm)

Figura 2. Dimensiones de las cribas, catálogo de Osborn.

Para confirmar que las dimensiones determinadas son correctas y válidas para la planta se debe verificar que el espesor del lecho sea menor a cuatro veces la luz de malla en cm. Siendo el espesor del lecho definido por la siguiente expresión:

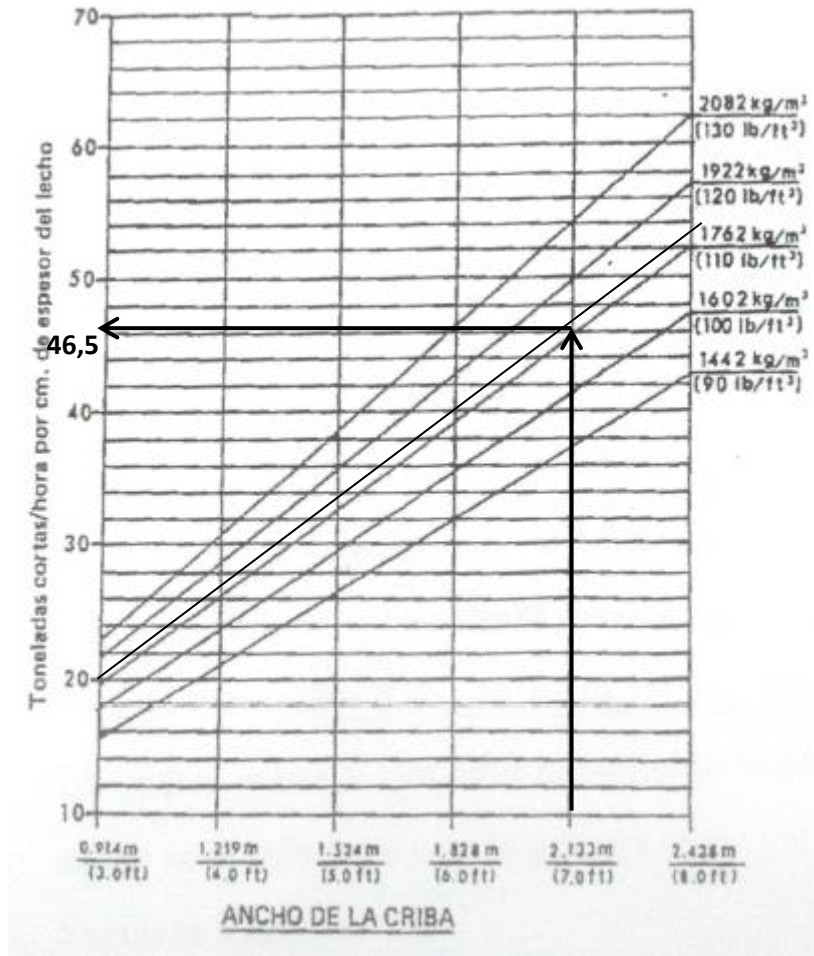
$$\text{Espesor del lecho} = \frac{Q_{rechazo}}{\text{Capacidad de transporte de la criba}}$$

Donde,

$Q_{rechazo}$ : Diferencia entre el caudal total y el caudal pasante.

$$Q_{rechazo} = Q_{trituración\ secundaria} - Q_{pasante} = 525 - 225,75 = 299,25 \text{ T/h}$$

*Capacidad de transporte de la criba*: Se obtiene de la Gráfica 10, en la que se debe tener en cuenta la densidad aparente del material ( $\rho_a = 1,788 \text{ g/cm}^3$ ) y el ancho de la criba seleccionada ( $H = 2,135 \text{ m}$ ):



Gráfica 10. Caudal horario por cm de espesor de lecho al final de la criba, en función del ancho de la criba y de la densidad aparente del material.

$$C = 46,5 T \text{ corta/h cm espesor} = 42,1755 T /h \text{ cm espesor}$$

No obstante, la criba posee una inclinación de  $20^\circ$ , y la gráfica de la que se ha obtenido la capacidad de transporte está diseñada para una inclinación de  $18^\circ$ . Por lo que es necesario realizar una corrección al resultado obtenido, para ello se usará la Tabla 15:

Ángulo	Velocidad de flujo (m/min)
18°	18,29
20°	24,39
22°	30,48
25°	36,58

Tabla 15. Velocidades de avance del material para diversos ángulos de inclinación, para cribas de movimiento circular y rotación en sentido contrario al avance del producto (contrarrotación).



$$C = 42,1755 T / h \text{ cm espesor} * \frac{24,39}{18,29} = 56,24 T / h \text{ cm espesor}$$

Ahora es posible calcular el espesor del lecho, y verificar que las dimensiones de la criba seleccionada son adecuadas:

$$\text{Espesor del lecho} = \frac{299,25 T/h}{6,24 T / h \text{ cm espesor}} = 5,35 \text{ cm}$$

$$\text{Espesor del lecho} = 5,35 \text{ cm} < 4 * 2,54 = 10,16 \text{ cm}$$

Como la comprobación se cumple, la criba seleccionada será adecuada, y tendrá las dimensiones determinadas anteriormente:

$$H = 2,135 \text{ m}$$

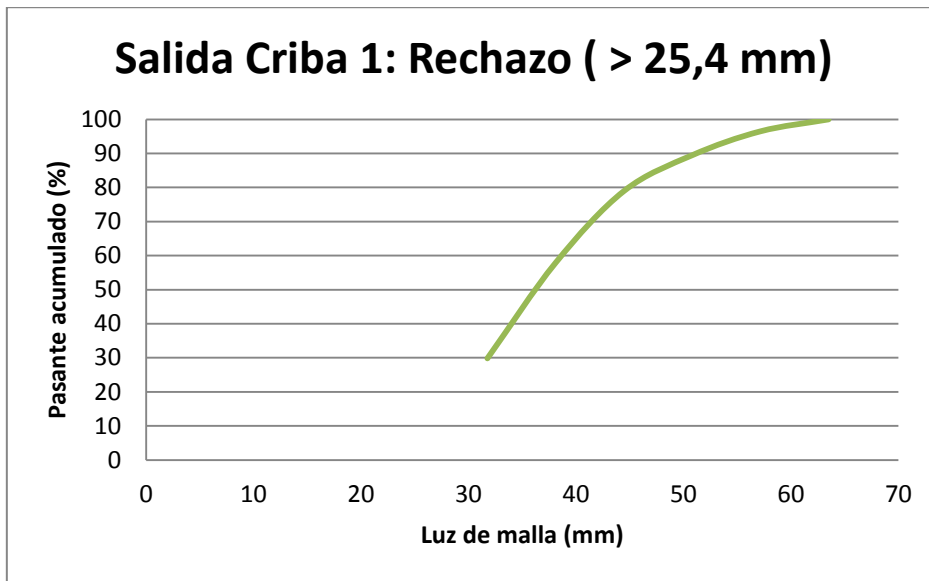
$$L = 6,1 \text{ m}$$

$$A = 13,0235 \text{ m}^2$$

A continuación se muestran las tablas (Tabla 16,Tabla 17) y gráficas (Gráfica 11,Gráfica 12) correspondientes a los análisis granulométricos del pasante y el rechazo de la criba 1. El pasante irá, junto con el pasante de la criba 2, al molino de barras, y el rechazo (los gruesos) irá a la trituración terciaria.

Rechazo (> 25,4 mm)		
Luz de malla (mm)	Pasante acumulado (%)	Pasante (T/h)
63,5	100	299,25
57,15	96,49	288,75
50,8	89,47	267,75
44,45	78,95	236,25
38,1	57,89	173,25
31,75	29,82	89,25

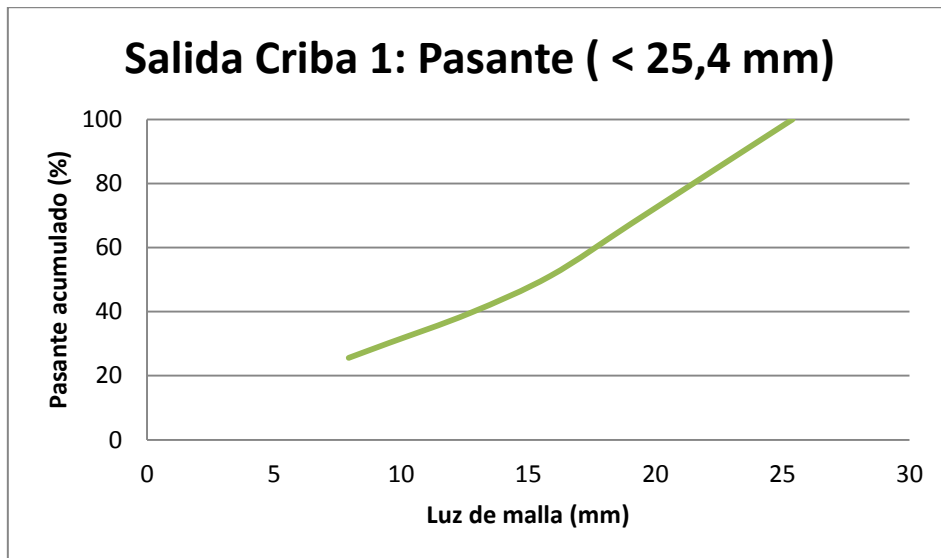
Tabla 16. Análisis granulométrico del rechazo de la criba 1.



Gráfica 11. Representación del análisis granulométrico del rechazo de la criba 1.

Pasante (< 25,4 mm)		
Luz de malla (mm)	Pasante acumulado (%)	Pasante (T/h)
25,4	100	225,75
22,22	83,72	189
19,05	67,44	152,25
15,875	51,16	115,5
12,7	39,53	89,25
9,525	30,23	68,25
7,9375	25,58	57,75

Tabla 17. Análisis granulométrico del pasante de la criba 1.



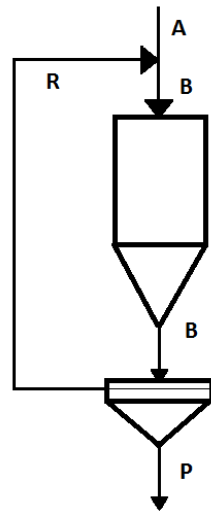
Gráfica 12. Representación del análisis granulométrico del pasante de la criba 1.

### 10.3 Trituración terciaria

La trituración terciaria de la planta de tratamiento consta de un Cono Simons y una Criba Vibratoria, que forman un circuito cerrado. Éste segundo cono de la planta recibe el rechazo de la primera criba y alimenta la segunda criba. Los gruesos de esta criba se recirculan al cono de la trituración terciaria, mientras que el pasante se junta con el pasante de la primera criba para alimentar la etapa de molienda y clasificación.

El circuito cerrado constituido por el segundo Cono Simons y la segunda Criba, seguirá la estructura que se observa en la Figura 3. Como se observa en ella, debido a la carga circulante (R, que será constante cuando el circuito sea estable), este circuito cerrado no trabajará con el caudal de rechazo de la criba 1 (A), sino que será necesario calcularlo (B).





Siendo,  
**A:** Caudal de rechazo de la Criba 1.  
**B:** Caudal de trabajo del circuito cerrado (R+B).  
**R:** Caudal de la carga circulante.  
**P:** Caudal pasante de la Criba 2.

Figura 3. Esquema del circuito cerrado molino de bolas-hidrociclón.

Para calcular B, es necesario determinar el reglaje del cono 2, la luz de malla de la criba, y las relaciones entre los caudales que se muestran en la figura y sus valores:

$$\text{Reglaje cono 2} = 19,05 \text{ mm} = 3/4 \text{ ''}$$

$$\text{Malla de corte criba 2} = 25,4 \text{ mm} = 1 \text{ ''}$$

$$A = \text{Caudal de rechazo de la criba 1} = 299,25 \text{ T/h}$$

$$\text{El caudal con el que trabajará el circuito cerrado: } B = A + R$$

$$\text{Cuando el circuito es estable: } P = A = 299,25 \text{ T/h}$$

Para determinar R, en la Tabla 9, si se observa la columna que indica el reglaje de 3/4'' (reglaje asignado al segundo cono), en ella se determina el porcentaje que pasará por cada malla, por lo que conociendo la malla de corte de la criba 2 es posible obtener el porcentaje de rechazo que dará la criba, y de ahí la relación de los caudales R y B representados en la figura anterior. La suma de los porcentajes de los mallados mayores a 1'' (la malla de corte de la criba 2) será del 16%. Por lo que la relación entre R y B es:

$$R = 0,16 * B$$

Aplicando esta relación a la definición de B:

$$B = A + R$$

$$A = B - R = B - 0,16 * B = 0,84 * B$$



Y conociendo el valor de A se obtiene el caudal con el que trabajará el circuito cerrado:

$$A = 0,84 * B \rightarrow B = \frac{A}{0,84} = \frac{299,25 \frac{T}{h}}{0,84} = 356,25 T/h$$

$$Q_{\text{circuito cerrado}} = B = 356,25 T/h$$

### 10.3.1 Cono Simons 2

El segundo Cono Simons a elegir deberá cumplir con las siguientes características:

$$Q_{\text{circuito cerrado}} = 356,25 T/h$$

$$\text{Reglaje} = 19,02 \text{ mm} = 3/4''$$

$$D_{\text{máx}} = 63,5 \text{ mm} = 2,5''$$

$$D_{90} = 51 \text{ mm} = 1'' \text{ (Se obtiene de la del rechazo de la criba 1)}$$

Al igual que en el caso del Cono 1, el Cono 2 también debe tratar un caudal muy grande, y además, como la capacidad máxima que puede tratar un cono del reglaje requerido es de  $370 T \text{ corta}/h$  ( $335,59 T/h$ ), inferior del que se desea tratar, se decide poner dos conos. Por lo que:

$$Q_{\text{Cono 2}} = \frac{Q_{\text{circuito cerrado}}}{2} = \frac{356,25 T/h}{2} = 178,125 T/h$$

A continuación, se indican las características del Cono Simons elegido de la Tabla 8, las del Cono 5 1/2 ft Fine:

$$\text{Abertura máxima} = 7 \frac{3}{4}'' = 7,75''$$

$$\text{Abertura mínima} = 7 \frac{1}{8}'' = 7,125''$$

$$Q = 200 T \text{ cortas}/h = 181,4 T/h$$

$$P_{\text{elegida}} = 150 - 200$$

Una vez elegido el Cono es necesario realizar ciertas comprobaciones para verificar que la elección realizada es adecuada.

1. Comprobación: ¿  $D_{100} < \text{Abertura máxima} * 0,9$ ?

$$D_{100} = 2,5'' < \text{Abertura máxima} * 0,9 = 7,75'' * 0,9 = 6,975''$$

La primera comprobación queda demostrada que se cumple.

2. Comprobación: ¿  $D_{90} < \text{Abertura mínima}$ ?

$$D_{90} = 2'' < \text{Abertura mínima} = 7,125''$$



Así se demuestra que la segunda comprobación se cumple.

3. Comprobación: ¿  $Q_{necesaria} < Q_{elegida}$ ?

$$181,4 \text{ T/h} < 178,125 \text{ T/h}$$

De esta manera queda demostrada que la tercera comprobación se cumple.

4. Comprobación: ¿  $P_{necesaria} < P_{elegida}$ ?

Para realizar esta comprobación es necesario primero efectuar el cálculo de la potencia necesaria:

$$P_{necesaria} = 1,3 * P_t$$

$$P_t = Q * W$$

$$W = 10 * W_i * \left( \frac{1}{\sqrt{d_{80}}} - \frac{1}{\sqrt{D_{80}}} \right)$$

Donde,

$W_i$ : Índice de Bond, se elige el mayor entre los correspondientes al de trituración y molino de barras. En este caso, 15,8 kWh/T.

$D_{80}$ : Tamaño correspondiente al 80% de pasante de la alimentación, 45.000  $\mu\text{m}$ .

$d_{80}$ : Tamaño correspondiente al 80% de pasante del producto, 24.000  $\mu\text{m}$ . Éste se obtiene de la gráfica de la curva granulométrica de salida del Cono, que se mostrará más adelante.

$$W = 10 * 15,8 * \left( \frac{1}{\sqrt{24.000}} - \frac{1}{\sqrt{45.000}} \right) = 0,2750 \text{ kWh/T}$$

$$P_t = 178,125 * 0,2750 = 48,996 \text{ kW}$$

$$P_{necesaria} = 1,3 * 48,996 = 63,7 \text{ kW} = 85,42 \text{ HP}$$

$$P_{necesaria} = 85,42 \text{ HP} < P_{elegida} = 150 - 200 \text{ HP}$$

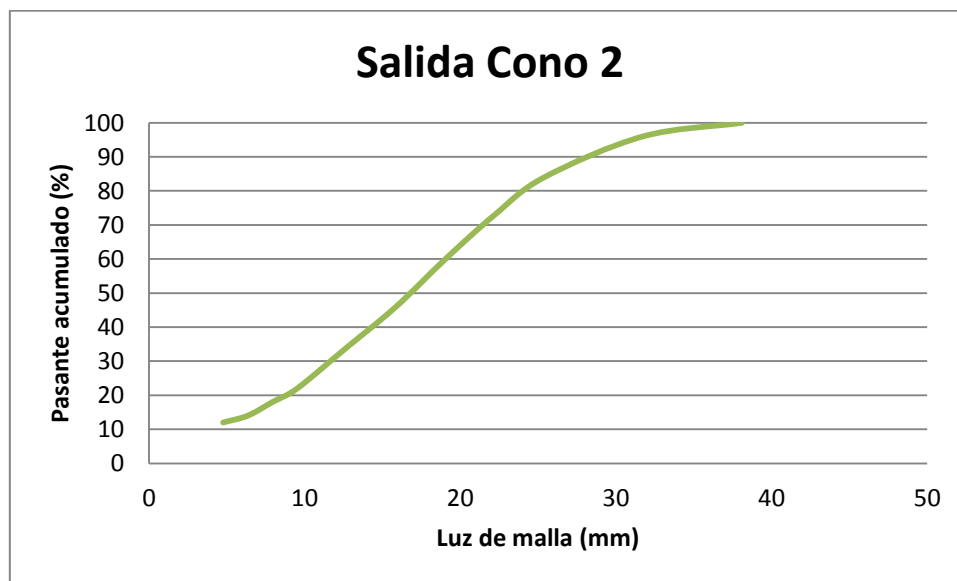
La comprobación se cumple.

La curva granulométrica del producto del segundo Cono Simons, al igual que se realizó con la del primero, se elabora a partir de los datos que proporciona la Tabla 9, teniendo en cuenta el reglaje correspondiente a este caso. Se exponen en la Tabla 18 los datos con los que se ha realizado la curva, y en la Gráfica 13 se queda representada.



Luz de malla (mm)	Pasante acumulado (%)	Pasante (T/h)
38,1	100	356,25
31,75	96	342
25,4	84	299,25
22,22	73	260,0625
19,05	60	213,75
15,875	46	163,875
12,7	34	121,125
9,525	22	78,375
7,9375	18	64,125
6,35	14	49,875
4,7625	12	42,75

Tabla 18. Análisis granulométrico de la salida del segundo cono Simons.



Gráfica 13. Curva granulométrica de la salida del segundo cono Simons.

### 10.3.2 Criba vibratoria 2

En la segunda criba, al igual que en la primera, la curva granulométrica de la salida del cono, en este caso el cono 2, coincide con la de la entrada a la criba, y el caudal a tratar por esta será el caudal asignado al circuito cerrado, 356,25 T/h.

En la criba 2, como en la 1, se realiza un corte a 25,4 mm (1") y posee las mismas características que la anterior:

- Inclinación: 20°.
- Malla: cuadrada.



- Riego: sin riego.
- Superficie libre: 54%.
- Eficacia: 90%.
- Humedad: 3%.

Como en el caso anterior, para dimensionar la criba se ha utilizado el método Mattews y Colman, que como muestra la siguiente fórmula, tiene en cuenta una serie de coeficientes (que tienen en cuenta las características de la criba) para determinar el área de la criba:

$$A_t = \frac{C_t}{C_u \cdot F} = \frac{C_t}{C_u \cdot F_f \cdot F_0 \cdot F_e \cdot F_d \cdot F_w \cdot F_{oa} \cdot F_s \cdot F_i \cdot H}$$

Como las características de la criba son las mismas solo varían los parámetros y factores en los que se tiene en cuenta el caudal que trata la criba, por lo que solo se explicarán esos, cogiendo los valores calculados anteriormente para el resto:  $F_e=1,25$ ,  $F_d=1$ ,  $F_w=1$ ,  $F_{oa}=0,931$ ,  $F_s=1$ ,  $F_i=1$ ,  $H=1$ .

Parámetros a calcular:

$A$ : Área de la criba en  $m^2$ .

$C_t$ : Tonelaje horario de tamaños inferiores a la malla de cribado en la alimentación (caudal pasante).

$$C_t = Q * \% \text{ del pasante acumulado en la malla de corte}$$

$$Q = 356,25 T/h$$

*% del pasante acumulado en la malla de corte* = 84% (Se obtiene en el cálculo del caudal del circuito cerrado)

$$C_t = 356,25 * 0,84 = \mathbf{299,25 T/h}$$

$F_f$ : Factor de finos. Para obtener el valor de este coeficiente se ha de tener en cuenta semidimensión, que será el porcentaje perteneciente en la tabla granulométrica de entrada a la criba 2 a la mitad de la malla de corte:

$$\text{Valor de semidimensión} = \frac{\text{malla de corte}}{2} = \frac{25,4 \text{ mm}}{2} = 12,7 \text{ mm} \rightarrow 34\%$$

Con el valor obtenido se entra en la Tabla 19, obteniendo mediante una interpolación el valor del coeficiente:



Porcentaje (%)	Finos ( $F_f$ )	Gruesos ( $F_o$ )	Eficiencia ( $F_e$ )
0	0,44		
10	0,55	1,05	
20	0,70	1,01	
30	0,80	0,98	
40	1,00	0,95	
50	1,20	0,90	
60	1,40	0,86	
70	1,80	0,80	
80	2,20	0,70	1,75
85	2,50	0,64	1,50
90	3,00	0,55	1,25
95	3,75	0,40	1,00

Tabla 19. Valores de los coeficientes  $F_f$ ,  $F_o$ ,  $F_e$ , en función del porcentaje de tamaños inferiores a la semidimensión de la malla, el porcentaje de tamaños mayores que la malla, y de la eficacia de cribado.

$$\frac{1 - 0,8}{40 - 30} = \frac{40 - 34}{1 - F_f} \rightarrow F_f = \mathbf{0,88}$$

$F_o$ : Factor de gruesos. Para obtener el valor de este coeficiente se ha de tener en cuenta el porcentaje de gruesos:

$$\% \text{ gruesos} = 100 - \% \text{ pasante} = 100 - 84 = 16\%$$

Con el valor obtenido se entra en la Tabla 19, obteniendo el valor del coeficiente:

$$\frac{1,01 - 1,05}{20 - 10} = \frac{1,01 - F_o}{20 - 10} \rightarrow F_o = \mathbf{1,026}$$

Una vez obtenidos todos los parámetros, se determina el área teórica de la criba:

$$A_t = \frac{299,25 T/h}{29,16 T/h m^2 * 0,88 * 1,026 * 1,25 * 1 * 1 * 0,931 * 1 * 1 * 1} = 9,77 m^2$$

Y, finalmente, el área necesaria debe ser un 10% mayor a la teórica:

$$A_{necesaria} = 1,1 * 9,77 = \mathbf{10,74 m^2}$$



Teniendo en cuenta que el área necesaria de la criba es  $10,74 \text{ m}^2$  se elige del catálogo de Osborn (Figura 2) la criba con las siguientes dimensiones:

$$H = 1,83 \text{ m}$$

$$L = 6,1 \text{ m}$$

$$A = 11,16 \text{ m}^2$$

Para confirmar que las dimensiones determinadas son correctas y válidas para la planta se debe verificar que el espesor del lecho sea menor a cuatro veces la luz de malla en cm. Siendo el espesor del lecho definido por la siguiente expresión:

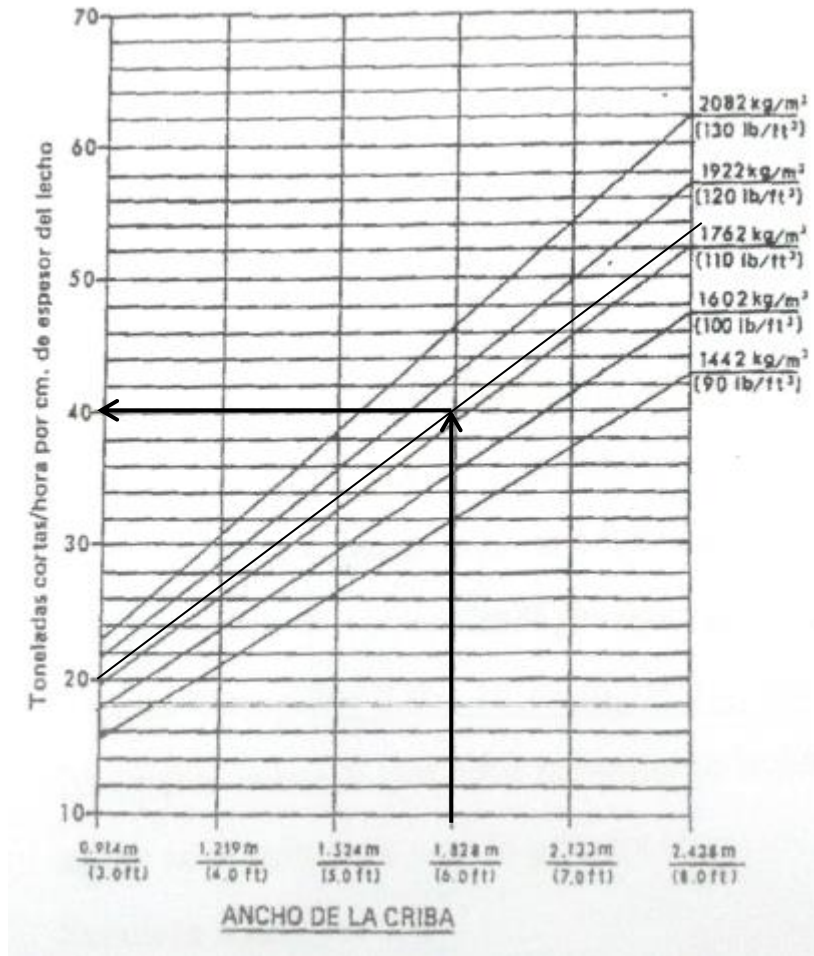
$$\text{Espesor del lecho} = \frac{Q_{rechazo}}{\text{Capacidad de transporte de la criba}}$$

Donde,

$Q_{rechazo}$ : Diferencia entre el caudal total y el caudal pasante.

$$Q_{rechazo} = Q_{\text{circuito cerrado}} - Q_{\text{pasante}} = 356,25 - 299,25 = 57 \text{ T/h}$$

*Capacidad de transporte de la criba*: Se obtiene de la Gráfica 14 en la que se debe tener en cuenta la densidad aparente del material ( $\rho_a = 1,788 \text{ g/cm}^3$ ) y el ancho de la criba seleccionada ( $H = 1,83 \text{ m}$ ):



Gráfica 14. Caudal horario por cm de espesor de lecho al final de la criba, en función del ancho de la criba y de la densidad aparente del material.

$$C = 40 \text{ T corta/h cm espesor} = 36,28 \text{ T /h cm espesor}$$

No obstante, la criba posee una inclinación de  $20^\circ$ , y la gráfica de la que se ha obtenido la capacidad de transporte está diseñada para una inclinación de  $18^\circ$ . Por lo que es necesario realizar una corrección al resultado obtenido, para ello se usará la siguiente Tabla 15:

$$C = 36,28 \text{ T /h cm espesor} * \frac{24,39}{18,29} = 48,38 \text{ T /h cm espesor}$$

Ahora es posible calcular el espesor del lecho, y verificar que las dimensiones de la criba seleccionada son adecuadas:

$$\text{Espesor del lecho} = \frac{57 \text{ T/h}}{48,38 \text{ T /h cm espesor}} = 1,18 \text{ cm}$$

$$\text{Espesor del lecho} = 1,18 \text{ cm} < 4 * 2,54 = 10,16 \text{ cm}$$





Como la comprobación se cumple, la criba seleccionada será adecuada, y tendrá las dimensiones determinadas anteriormente:

$$H = 1,83 \text{ m}$$

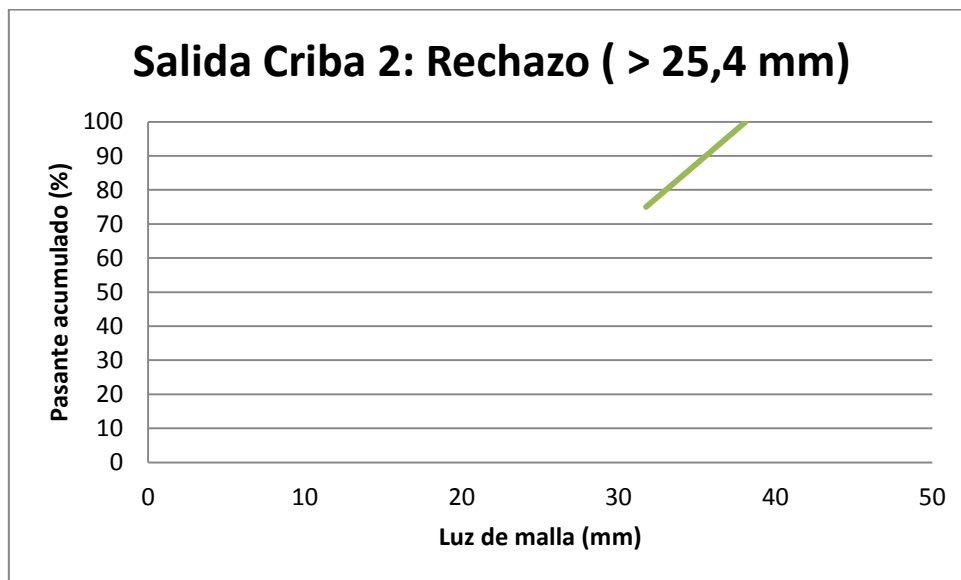
$$L = 6,1 \text{ m}$$

$$A = 11,16 \text{ m}^2$$

A continuación se muestran las tablas (Tabla 20, Tabla 21) y gráficas (Gráfica 15, Gráfica 16) correspondientes a los análisis granulométricos del pasante y el rechazo de la criba 2. El pasante irá, junto con el pasante de la criba 1, al molino de barras, y el rechazo, los gruesos, se recirculan al Cono Simons 2.

Rechazo (> 25,4 mm)		
Luz de malla (mm)	Pasante acumulado (%)	Pasante (T/h)
38,1	100	57
31,75	75	42,75

Tabla 20. Análisis granulométrico del rechazo de la criba 2.

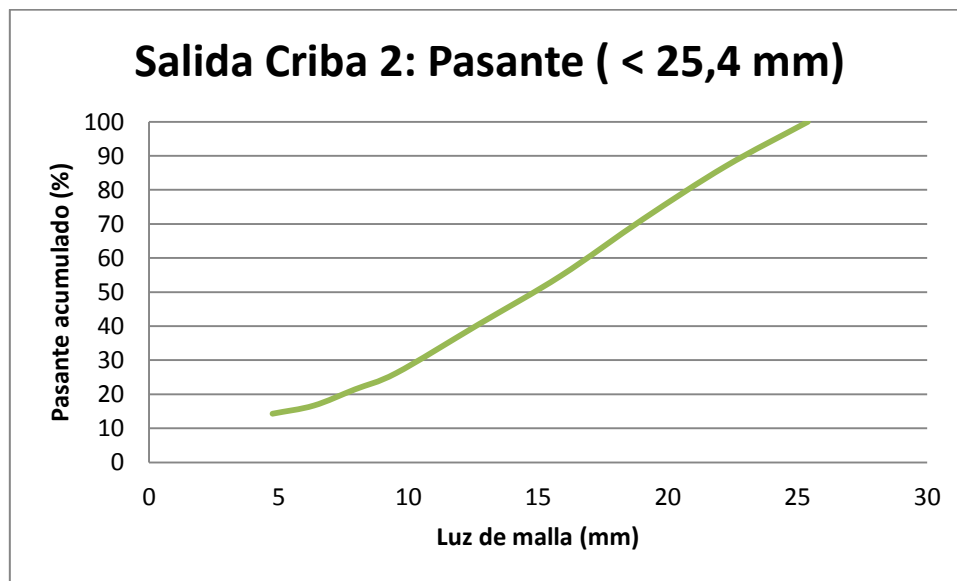


Gráfica 15. Representación del análisis granulométrico del rechazo de la criba 2.



Pasante (< 25,4 mm)		
Luz de malla (mm)	Pasante acumulado (%)	Pasante (T/h)
25,4	100	299,25
22,22	86,90	260,0625
19,05	71,43	213,75
15,875	54,76	163,875
12,7	40,48	121,125
9,525	26,19	78,375
7,9375	21,43	64,125
6,35	16,67	49,875
4,7625	14,29	42,75

Tabla 21. Análisis granulométrico del pasante de la criba 2.



Gráfica 16. Representación del análisis granulométrico del pasante de la criba 2.

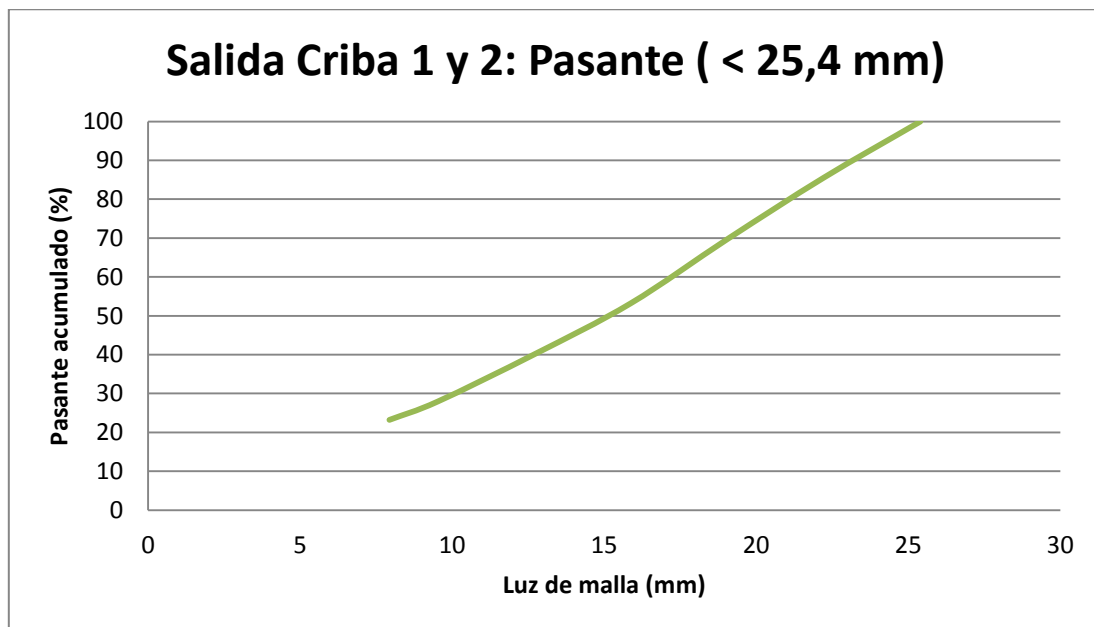
## 10.4 Molienda y clasificación

El proceso de molienda se realiza en dos etapas, una primera desarrollada en un molino de barras, y a continuación una segunda en un circuito cerrado compuesto de molino de bolas e hidrociclón. A esta parte del proceso llegará el pasante de las cribas vibratorias 1 y 2, ambas con una tela de 25,4 mm (1"). A continuación, en la Tabla 22, se muestra el análisis granulométrico del producto que entra en el molino de barras, y que también se representa gráficamente, Gráfica 17.



Pasante (< 25,4 mm) Cribas 1 y 2		
Luz de malla (mm)	Pasante acumulado (%)	Pasante (T/h)
25,4	100	525
22,22	85,54	449,0625
19,05	69,71	366
15,875	53,21	279,375
12,7	40,07	210,375
9,525	27,93	146,625
7,9375	23,21	121,875

Tabla 22. Análisis granulométrico del pasante de las cribas vibratorias 1 y 2.



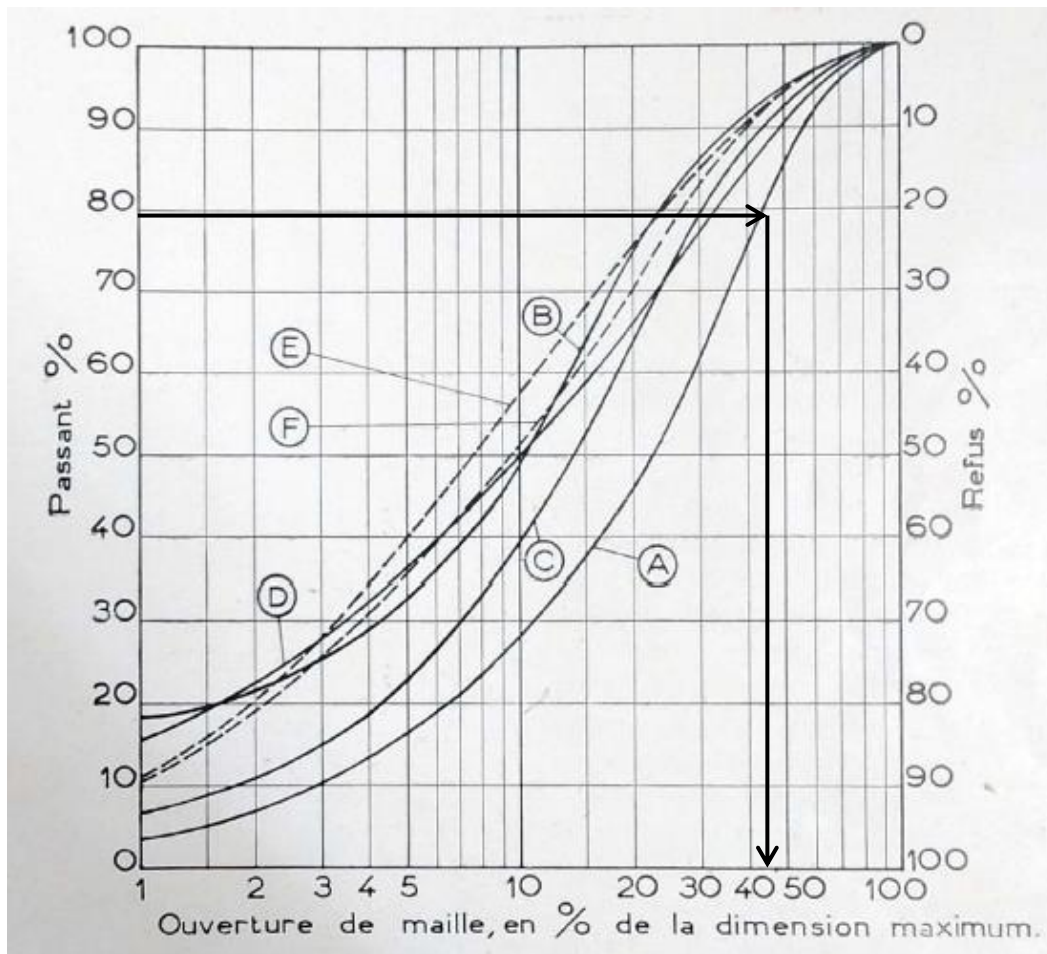
Gráfica 17. Representación gráfica del análisis granulométrico del pasante de las cribas 1 y 2.

#### 10.4.1 Molino de barras

Esta sección de la planta trabajara durante 3 turnos de 8 h/día, por lo que tratará 350 T/h, y como se trata de un molino de barras en Índice de Bond a utilizar será de 15,8 kW h/T. Por otro lado, es posible obtener el  $D_{80}$  de la gráfica del producto que entra al molino, y se estima como valor adecuado de  $d_{80}$ , 1.500  $\mu\text{m}$ .

Mediante la determinación del valor  $d_{80}$  y la Gráfica 18 es posible calcular el tamaño máximo de producto que sale del molino de barras:

$$d_{80} = D_{max} * 0,45 \rightarrow D_{max} = \frac{d_{80}}{0,45} = \frac{1.500}{0,45} = 3.333,33 \mu\text{m}$$



Gráfica 18. Análisis granulométricos característicos de productos de molinos de barras y molinos de bolas según TAGGART.

Para dimensionar el molino de barras es necesario determinar la potencia necesaria, y se realizará mediante la siguiente formula:

$$P_t = 10 * W_i * \left( \frac{1}{\sqrt{d_{80}}} - \frac{1}{\sqrt{D_{80}}} \right) * T * Q$$

Donde,

$P$ : Potencia (kW).

$W_i$ : Índice de Bond 15,8 kW h/T.

$D_{80}$ : es el tamaño correspondiente al 80% de pasante de la alimentación, 21.000  $\mu\text{m}$ .

$d_{80}$ : es el tamaño correspondiente al 80% de pasante del producto del molino, 1.500  $\mu\text{m}$ .

$Q$ : Caudal de alimentación del molino, 350 T/h.

$T$ : Factor de corrección. Viene definido por la siguiente formula:



$$T = EF1 * EF2 * EF3 * EF4 * EF5 * EF6 * EF7 * EF8$$

Seguidamente se determina cada uno de los factores de corrección expuestos en la formula anterior.

**EF1:** Se aplica en caso de molienda en seco. Como este proceso no se realiza en molienda en seco tomará el valor de 1.

$$EF1 = 1$$

**EF2:** Se aplica para molinos de bolas en circuito abierto. Como no se trata de un circuito abierto tomará valor de 1.

$$EF2 = 1$$

**EF3:** Inicialmente se le asigna un valor de 1, y un vez conocido el diámetro interno del molino se aplica la siguiente expresión:

$$EF3 = \left( \frac{2,44}{D_{interno}} \right)^{0,2}$$

$$EF3 = 1$$

**EF4:** Se aplica para molinos de barras y de bolas, en el caso que  $D_{80}$  supere el valor óptimo:

$$D_{80 \text{ óptimo}} = 16.000 * \sqrt{\frac{13}{W_i}} = 16.000 * \sqrt{\frac{13}{15,8}} = 14.513,2 \mu m$$

$$D_{80 \text{ óptimo}} = 14.513,2 \mu m < D_{80} = 21.100 \mu m$$

Como  $D_{80}$  supera el valor óptimo es necesario aplicar la siguiente formula:

$$EF4 = \frac{R_r + (W_i - 7) * \frac{D_{80} - D_{80 \text{ óptimo}}}{D_{80 \text{ óptimo}}}}{R_r}$$

Siendo,

$$R_r = \frac{D_{80}}{d_{80}} = \frac{21.100}{1.500} = 14,07$$

Por lo que,

$$EF4 = \frac{14,07 + (15,8 - 7) * \frac{21.100 - 14.513,2}{14.513,2}}{14,07} = 1,284$$

**EF5:** Se aplica solo para molino de bolas, por lo que se asigna un valor de 1.

$$EF5 = 1$$



**EF6:** Se aplica solo a molinos de barras, cuando el factor  $R_r$  no está comprendido entre  $R_{r \text{ óptimo}} \pm 2$ . Teniendo en cuenta que la relación de la longitud de las barras y el diámetro del molino (L/D) es de 1,45 y siendo  $R_{r \text{ óptimo}}$ :

$$R_{r \text{ óptimo}} = 8 + \frac{5 * L}{D} = 8 + 5 * 1,45 = 15,25$$

$$R_{r \text{ óptimo}} \pm 2 = 13,25 - 17,25$$

$R_r = 14,07$  si está comprendido entre  $R_{r \text{ óptimo}} \pm 2 = 13,25 - 17,25$ , el factor será igual a 1.

$$EF6 = 1$$

**EF7:** Se aplica solo a molino de bolas, por lo que tomará valor de 1.

$$EF7 = 1$$

**EF8:** Se aplica solo a molino de barras, y en el caso de estudio será: molienda en molino de barras y molino de bolas, sin concentración intermedia, y con alimentación al molino procedente de una trituración en circuito cerrado. Tomará n valor de 1.

$$EF8 = 1$$

Finalmente es posible calcular  $T$  y la potencia del molino:

$$T = 1 * 1 * 1 * 1,284 * 1 * 1 * 1 * 1 = 1,284$$

$$P_t = 10 * 15,8 * \left( \frac{1}{\sqrt{1.500}} - \frac{1}{\sqrt{21.100}} \right) * 1,284 * 350 = 1.344,53 \text{ kW} = 1.803,04 \text{ HP}$$

Como la potencia calculada es de un valor muy grande, se decide poner 4 molinos de barras, necesitando cada uno de esta manera la siguiente potencia y tratando así el siguiente caudal:

$$P_{\text{por molino}} = \frac{P_t}{\text{número de molinos}} = \frac{1.344,53 \text{ kW}}{4} = 336,1325 \text{ kW} = 450,76 \text{ HP}$$

$$Q_{\text{por molino}} = \frac{Q}{\text{número de molinos}} = \frac{350 \text{ T/h}}{4} = 87,5 \text{ T/h}$$

Con la potencia calculada se elige un molino, teniendo en cuenta que este se será para un 40% de volumen de carga. Se elige de la Tabla 23 el molino que tiene las siguientes características:

$$P = 544 \text{ HP}$$

$$L = 4,27 \text{ m}$$

$$L/D = 1,44$$

$$D_{\text{interior}} = 2,85 \text{ m}$$

$$D_{\text{exterior}} = 3,05 \text{ m}$$



Φ Molino de Barras		Longitud Molino de Barras		Longitud Barra		L/D	Velocidad del Molino	Densidad a granel carga barras		Peso carga barras						Potencia del Molino			Φ Interior de los forros nuevos	
										Toneladas métricas			Toneladas cortas			% volumen carga				
										% volumétrico carga	% volumétrico carga	% volumétrico carga	% volumétrico carga	% volumétrico carga	% volumétrico carga	% volumen carga	% volumen carga	% volumen carga		
m	ft	m	ft	M	ft	(-)	Rpm	kg/m3	lb/ft3	35	40	45	35	40	45	35	40	45	m	ft
0,91	3	1,22	4	1,07	3,5	1,4	36,1	5847	365	1	1,13	1,27	1,1	1,25	1,4	7	8	9	0,76	2,5
1,22	4	1,83	6	1,68	5,5	1,57	30,6	5847	365	2,25	2,58	2,9	2,48	2,84	3,2	23	25	26	1,07	3,5
1,52	5	2,44	8	2,23	7,5	1,67	25,7	5847	365	6,91	7,95	5,89	7,62	8,76	9,8	57	61	64	1,37	4,5
1,83	6	3,05	10	2,9	9,5	1,73	23,1	5847	365	13,1	15	16,8	14,4	16,5	18,5	114	122	128	1,68	5,5
2,13	7	3,35	11	3,2	10,5	1,62	21	5766	360	20	22,8	25,6	22	25,1	28,2	181	194	204	1,95	6,5
2,44	8	3,66	12	3,51	11,5	1,53	19,4	5766	360	29	33,2	37,4	32	36,6	41,2	275	295	310	2,29	7,5
2,59	8,5	3,66	12	3,51	11,5	1,44	18,7	5766	360	33	37,7	42,5	36,4	41,6	46,8	318	341	359	2,44	8
2,74	9	3,66	12	3,51	11,5	1,38	17,9	5766	360	36	41,2	45,5	39,7	45,3	50,1	344	368	369	2,55	8,35
2,89	9,5	3,96	13	3,81	12,5	1,41	17,4	5606	350	42,7	48,8	54,9	47,1	53,8	60,5	416	446	470	2,7	8,85
3,05	10	4,27	14	4,11	13,5	1,44	16,8	5606	350	51,5	59	63,8	56,8	65	70,3	507	544	572	2,85	9,35
3,2	10,5	4,57	15	4,42	14,5	1,47	16,2	5606	350	61,4	70,1	78,9	67,7	77,3	87	609	663	687	3	9,85
3,35	11	4,88	16	4,72	15,5	1,5	15,9	5606	350	72,5	82,8	93,5	79,9	91,3	103	735	788	829	3,15	10,35
3,51	11,5	4,88	16	4,72	15,5	1,43	15,5	5606	350	79,7	90,7	103	87,8	100	113	619	879	924	3,31	10,85
3,66	12	4,88	16	4,72	15,5	1,37	15,1	5606	350	82,7	99,8	112	91,1	110	123	986	972	1023	3,46	11,35
3,81	12,5	5,49	18	5,34	17,5	1,48	14,7	5446	340	104	119	134	115	131	148	1093	1273	1234	3,61	11,85
3,95	13	5,79	19	5,64	18,5	1,5	14,3	5446	340	120	137	154	132	151	170	1264	1356	1426	3,76	12,35
4,12	13,5	5,79	19	5,64	18,5	1,44	14	5446	340	130	148	166	143	163	183	1385	1486	1562	3,92	12,85
4,27	14	6,1	20	5,94	19,5	1,46	13,6	5446	340	147	169	190	162	186	209	1580	1695	1783	4,07	13,35
4,42	14,5	6,1	20	5,94	19,5	1,41	13,3	5446	340	159	181	204	175	200	225	1715	1840	1935	4,22	13,85

Tabla 23. Potencia del molino de barras en el eje del piñón (HP).



Una vez obtenidos el  $D_{interior}$  y la nueva relación  $L/D$ , es necesario determinar otra vez los factores  $EF3$  y  $EF6$ , siendo:

$$EF3 = \left( \frac{2,44}{D_{interno}} \right)^{0,2} = \left( \frac{2,44}{2,85} \right)^{0,2} = 0,97$$

$EF6 \rightarrow$  como  $L/D$  no varía casi, se mantiene:  **$EF6 = 1$**

Se recalcula el valor de la potencia, incluyendo la nueva  $EF3$  y teniendo en cuenta que se van a poner 4 molinos de barras:

$$P_{unitario\ real} = \frac{P_t * EF3}{4} = \frac{1.344,57\ kW * 0,97}{4} = 326,05\ kW = 437,24\ HP$$

Finalmente, con el resultado de la potencia unitaria real se elige el siguiente molino que servirá de referencia para dimensionar correctamente el que usará en la planta:

$$P = 446\ HP$$

$$L = 3,96\ m$$

$$D_{interior} = 2,7\ m$$

$$D_{exterior} = 2,89\ m$$

La planta tendrá 4 molinos de barras de las siguientes características:

$$P = 437,24\ HP$$

$$L = \frac{437,24\ HP * 3,96\ m}{446\ HP} = 3,88\ m$$

$$D_{interior} = 2,7\ m$$

$$D_{exterior} = 2,89\ m$$

$$Q = 87,5\ T/h$$

#### 10.4.2 Circuito cerrado: molino de bolas e hidrociclón

El molino de barras descargará su material a un circuito cerrado compuesto por un molino de bolas y un hidrociclón. Esta parte del proceso tratará el mismo caudal asignado a la trituración terciaria, 350 T/h. Y tendrá la misma estructura que se observa en la Figura 4, con una carga circulante del 250%.



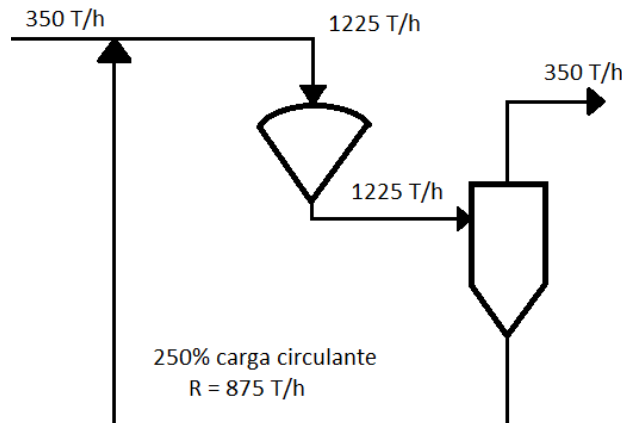


Figura 4. Esquema del circuito cerrado molino de bolas-hidrociación.

Para simplificar el proceso de cálculo del diseño del molino de bolas y el hidrociación, se decide tratar al conjunto como si estuviese en un circuito abierto, considerando el mismo caudal de entrada (el que entra al molino de bolas) que de salida (el que sale del hidrociación). De esta forma, serán conocidos el  $D_{80}$ , que será igual al  $d_{80}$  del molino de barras, y el  $d_{80}$ , que será el tamaño que se desea conseguir a la salida del hidrociación. A continuación se resumen los datos de los que se disponen de esta sección de la planta:

$$Q_{\text{circuito terciario}} = 350 \text{ T/h}$$

$$R = 250\% * Q = 2,5 * 350 = 875 \text{ T/h}$$

$$Q_{\text{Molino de bolas}} = Q_{\text{Hidrociación}} = Q_{\text{circuito terciario}} + R = 875 + 350 = 1225 \text{ T/h}$$

$$Q_{\text{salida trituración terciaria}} = 350 \text{ T/h}$$

$$D_{80} = 1.500 \mu\text{m}$$

$$d_{80} = 64 \mu\text{m}$$

$$W_i_{\text{molino de bolas}} = 14,11 \text{ kWh/T}$$

#### 10.4.2.1 Molino de bolas

Para dimensionar el molino de bolas es necesario seguir un procedimiento parecido al que se ha seguido en el caso del molino de barras. Por lo que, primero, se deberá calcular la potencia necesaria, y con ella dimensionar el equipo.

$$P_t = 10 * W_i * \left( \frac{1}{\sqrt{d_{80}}} - \frac{1}{\sqrt{D_{80}}} \right) * T * Q$$

$$T = EF1 * EF2 * EF3 * EF4 * EF5 * EF6 * EF7 * EF8$$



Seguidamente se determina cada uno de los factores de corrección expuestos en la formula anterior.

**EF1:** Se aplica en caso de molienda en seco. Como este proceso no se realiza en molienda en seco tomará el valor de 1.

$$EF1 = 1$$

**EF2:** Se aplica para molinos de bolas en circuito abierto. Como no se trata de un circuito abierto tomará valor de 1.

$$EF2 = 1$$

**EF3:** Inicialmente se le asigna un valor de 1, y una vez conocido el diámetro interno del molino se aplica la siguiente expresión:

$$EF3 = \left( \frac{2,44}{D_{interno}} \right)^{0,2}$$

$$EF3 = 1$$

**EF4:** Se aplica para molinos de barras y de bolas, en el caso que  $D_{80}$  supere el valor óptimo:

$$D_{80 \text{ óptimo}} = 4.000 * \sqrt{\frac{13}{W_i}} = 4.000 * \sqrt{\frac{13}{14,11}} = 3.839,44 \mu m$$

$$D_{80 \text{ óptimo}} = 3.839,44 \mu m > D_{80} = 1.500 \mu m$$

Como  $D_{80}$  no supera el valor óptimo, no es necesario aplicar ninguna fórmula:

$$EF4 = 1$$

**EF5:** Se aplica solo para molino de bolas, cuando  $d_{80}$  es menor a 75  $\mu m$ .

$$d_{80} = 64 \mu m < 75 \mu m$$

Como  $d_{80}$  si es menor, es necesario aplicar la siguiente formula:

$$EF5 = \frac{d_{80} + 10,3}{1,145 * d_{80}} = \frac{64 + 10,3}{1,145 * 64} = 1,014$$

**EF6:** Se aplica solo a molinos de barras, por lo que se asigna un valor de 1.

$$EF6 = 1$$

**EF7:** Se aplica solo a molino de bolas, cuando la razón de reducción es menor de 6.

$$R_r = \frac{D_{80}}{d_{80}} = \frac{1.500}{64} = 23,44$$



$$R_r = 23,44 > 6$$

Como  $d_{80}$  no es menor a 6, no es necesario aplicar ninguna fórmula:

$$EF7 = 1$$

**EF8:** Se aplica solo a molino de barras, por lo que tomará valor de 1.

$$EF8 = 1$$

Finalmente es posible calcular  $T$  y la potencia del molino:

$$T = 1 * 1 * 1 * 1 * 1 * 1,014 * 1 * 1 * 1 = 1,014$$

$$P_t = 10 * 14,11 * \left( \frac{1}{\sqrt{64}} - \frac{1}{\sqrt{1.500}} \right) * 1,014 * 350 = 4.966,58 \text{ kW} = 6.660,30 \text{ HP}$$

Como la potencia calculada es de un valor muy grande, se decide poner 4 molinos de barras, necesitando cada uno de esta manera la siguiente potencia:

$$P_{\text{por molino}} = \frac{P_t}{\text{número de molinos}} = \frac{4.966,58 \text{ kW}}{4} = 1.241,645 \text{ kW} = 1.665,07 \text{ HP}$$

Con la potencia calculada se elige un molino, teniendo en cuenta que este se deberá elegir para un 40% de volumen de carga. Se elige de la Tabla 24 el molino que tiene las siguientes características:

$$P = 1.817 \text{ HP}$$

$$D_{\text{interior}} = 4,39 \text{ m}$$



Φ Molino de Bolas		Longitud Molino de Bolas				Tamaño bolas		Velocidad del Molino	Peso carga bolas						Potencia del Molino						Φ Interior de los Molinos	
									Toneladas métricas			Toneladas cortas			Rebose			Parrilla				
									% volumétrico carga			% volumétrico carga			% volumétrico carga			% volumétrico carga				
m	ft	m	ft	mm	in	rpm	35	40	45	35	40	45	35	40	45	35	40	45	m	ft		
2,59	8,5	2,44	8	50	2	75,3	18,5	21,1	23,6	20,4	23,3	26,2	250	266	277	290	308	321	2,44	8		
2,74	9	2,74	9	50	2	75	23,5	26,9	30,2	25,9	29,6	33,3	322	342	356	373	397	413	2,55	8,5		
2,89	9,5	2,74	9	50	2	75	26,4	30,1	33,9	29,1	33,2	37,4	367	390	406	425	453	471	2,74	9		
3,05	10	3,05	10	50	2	75	32,7	37,3	42	36	41,1	46,3	462	491	512	535	570	593	2,89	9,5		
3,2	10,5	3,05	10	50	2	75	36,1	41,4	46,5	39,9	45,6	51,2	519	552	575	602	640	667	3,05	10		
3,35	11	3,35	11	50	2	72,8	43	49,2	55,4	47,4	54,2	61	610	649	676	708	753	784	3,17	10,4		
3,51	11,5	3,35	11	50	2	72,8	49,1	54	60,8	54,1	59,5	67	674	718	747	762	832	867	3,32	10,9		
3,66	12	3,65	12	50	2	71,8	56,4	64,4	72,5	62,2	71	79,9	812	864	900	942	1003	1044	3,47	11,4		
3,81	12,5	3,65	12	50	2	71,8	61,4	70,2	79	67,7	77,4	87,1	896	954	993	1040	1106	1152	3,63	11,9		
3,95	13	3,96	13	50	2	71,7	72,3	82,7	82,6	79,7	91,1	102	1063	1130	1177	1233	1321	1365	3,78	12,4		
4,12	13,5	3,96	13	64	2,5	71,7	78,2	89,4	99,8	86,2	98,5	111	1109	1266	1321	1379	1469	1538	3,93	12,9		
4,27	14	4,27	14	64	2,5	70,7	90,7	104	117	100	115	129	1375	1464	1527	1595	1699	1771	4,05	13,4		
4,42	14,5	4,27	14	64	2,5	70,8	98	112	126	108	123	139	1492	1585	1656	1730	1842	1921	4,24	13,9		
4,57	15	4,57	15	64	2,5	69,8	113	129	144	124	142	159	1707	1817	1893	1960	2107	2193	4,39	14,4		
4,72	15,5	4,57	15	64	2,5	69,8	121	138	155	133	152	171	1836	1956	2037	2132	2264	2363	4,54	14,9		
4,83	16	4,88	16	64	2,5	68,9	137	157	179	151	173	194	2084	2217	2309	2417	2571	2678	4,69	15,4		
5,03	16,5	4,88	16	64	2,5	68,7	146	167	188	161	184	207	2229	2370	2468	2585	2750	2863	4,85	15,9		
5,15	17	5,18	17	75	3	68,7	165	189	212	182	208	234	2595	2764	2883	3010	3206	3344	5	16,4		
5,33	17,5	5,18	17	75	3	68,1	176	201	226	194	221	249	2750	2929	3053	3190	3397	3542	5,15	16,9		
5,49	18	5,48	18	75	3	67,5	197	225	253	217	248	279	3077	3276	3414	3569	3800	3961	5,3	17,4		

Tabla 24. Potencia del molino de bolas en el eje del piñón (HP).



Una vez obtenido el  $D_{interior}$ , es necesario determinar otra vez el factor  $EF3$ , siendo:

$$EF3 = \left( \frac{2,44}{D_{interno}} \right)^{0,2} = \left( \frac{2,44}{4,39} \right)^{0,2} = 0,89$$

Se recalcula el valor de la potencia, incluyendo la nueva  $EF3$  y teniendo en cuenta que se van a poner 4 molinos de barras:

$$P_{unitario\ real} = \frac{P_t * EF3}{4} = \frac{4.966,58\ kW * 0,89}{4} = 1.105,06\ kW = 1.481,92\ HP$$

Finalmente, con el resultado de la potencia unitaria real se elige el siguiente molino que servirá de referencia para dimensionar correctamente el que usará en la planta:

$$P = 1.585\ HP$$

$$L = 4,27\ m$$

$$D_{interior} = 4,24\ m$$

$$D_{exterior} = 4,42\ m$$

La planta tendrá 4 molinos de barras de las siguientes características:

$$P = 1.481,92\ HP$$

$$L = \frac{4.1481,92\ HP * 4,27\ m}{1.585\ HP} = 3,99\ m$$

$$D_{interior} = 4,24\ m$$

$$D_{exterior} = 4,42\ m$$

#### 10.4.2.2 Hidrociclón

Al haber 4 molinos de bolas, se calculan los hidrociclones necesarios para cada uno de ellos, por lo que se debe diseñar los equipos para el caudal que se calcula a continuación. Además, es necesario tener en cuenta que la pulpa de alimentación del hidrociclón tendrá un 50% en sólidos, siendo la densidad de estos  $2,98\ g/cm^3$ , y que inicialmente se considera una presión de alimentación de 70 kPa. Seguidamente se resumen los datos que se usarán en los cálculos del dimensionado de los hidrociclones:

$$Q_{Hidrociclón\ unitario} = \frac{Q_{Hidrociclón}}{4} = \frac{1225\ T/h}{4} = 306,25\ T/h$$

$$P = 70\ KPa$$

$$\rho_{sólidos} = S = 2,98\ g/cm^3$$

Por otro lado, también es necesario conocer el valor de  $d_{50(c)}$ , valor en  $\mu m$  corregido, por el que pasará el 50% del material. Se calcula mediante la siguiente fórmula, que tiene en cuenta



un factor que relaciona el porcentaje de paso del material con el tamaño correspondiente a ese porcentaje de pasante del producto. En el caso de estudio, se le ha asignado un valor a  $d_{80}$ , por lo que el factor que le corresponde será el que en la Figura 5 se le designa al 80%.

$$d_{50(c)} = d_{80} * 1,25 = 64 * 1,25 = 80 \mu m$$

<u>Required Overflow Size Distribution (Percent Passing) of Specified Micron Size</u>	<u>Multiplier (To Be Multiplied Times Micron Size)</u>
98.8	0.54
95.0	0.73
90.0	0.91
80.0	1.25
70.0	1.67
60.0	2.08
50.0	2.78

Figura 5. Relación entre  $d_{50(c)}$  y el porcentaje de material que pasará por el tamaño de corte elegido.

Para determinar el número y diámetro de los hidrociclones primero es necesario definir el porcentaje de sólidos en volumen que contiene la pulpa:

$$V = \frac{\frac{\% \text{ sólidos en pulpa}}{S}}{\frac{\% \text{ sólidos en pulpa}}{S} + \frac{\% \text{ agua en pulpa}}{\rho_{\text{agua}}}} * 100 = \frac{\frac{50}{2,98}}{\frac{50}{2,98} + \frac{50}{1}} * 100 = 25,12\%$$

Una vez obtenido el porcentaje de sólidos en volumen de la pulpa es posible realizar el cálculo del diámetro ( $D_c$ ) del hidrociclón:

$$d_{50(c)} = \frac{12,67 * D_c^{0,675} * e^{(-0,301+0,0945*V-0,00356*V^2+0,0000684*V^3)}}{P^{0,3} * (S - 1)^{0,5}}$$

$$d_{50(c)} = \frac{12,67 * D_c^{0,675} * e^{(-0,301+0,0945*25,12-0,00356*25,12^2+0,0000684*25,12^3)}}{70^{0,3} * (2,98 - 1)^{0,5}} \rightarrow D_c = 42,2cm$$

Como el resultado del diámetro es de 42,2 cm, consultando el catálogo de hidrociclones Krebs (Figura 6), se elige el del diámetro 50 cm. Con este dato se realiza el cálculo del caudal unitario que podrá tratar un hidrociclón de estas características, para así poder decidir cuántos de estos serán necesarios para la planta.

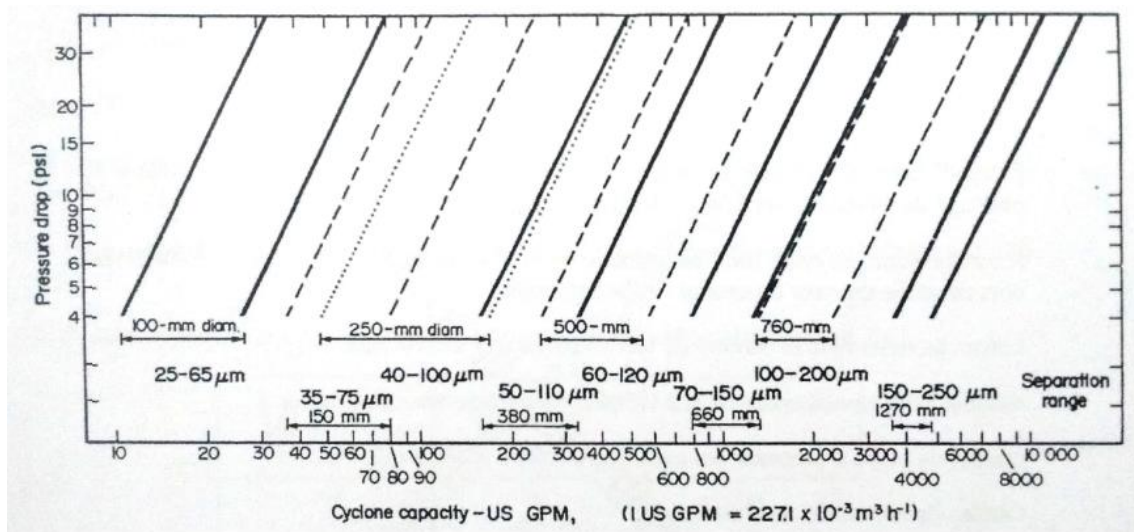


Figura 6. Ábaco para la selección de hidrociclones Krebs.

$$Q_{unitario} = 9,4 * 10^{-3} * P^{0,5} * D_c^2 = 9,4 * 10^{-3} * 70^{0,5} * 50^2 = 196,615 \text{ m}^3/h$$

$$Q_{pulpa \text{ total}} = \frac{306,24 \text{ T solidos}}{h} * \frac{1 \text{ m}^3 \text{ sólidos}}{2,98 \text{ T sólidos}} * \frac{100 \text{ m}^3 \text{ pulpa}}{25,12 \text{ m}^3 \text{ sólidos}} = 409,1 \text{ m}^3/h \text{ pulpa}$$

$$\text{Número de hidrociclones necesarios} = \frac{Q_{pulpa \text{ total}}}{Q_{unitario}} = \frac{409,1}{196,615} = 2,08 \rightarrow 2$$

$$Q_{por \text{ hidrociclón}} = \frac{Q_{pulpa \text{ total}}}{N^{\circ} \text{ hidrociclones}} = \frac{409,1}{2} = 204,55 \text{ m}^3/h$$

Aunque al inicio de los cálculos relativos al hidrociclón se le ha asignado un valor razonable a la presión de entrada del material al equipo, calculados todos los parámetros se debe calcular para que de esta forma se posea un valor más óptimo.

$$P = \left( \frac{Q_{por \text{ hidrociclón}}}{9,4 * 10^{-3} * D_c^2} \right)^2 = \left( \frac{204,55}{9,4 * 10^{-3} * 50^2} \right)^2 = 75,76 \text{ kPa}$$

En definitiva, serán necesarios dos hidrociclones por cada molino de bolas, y como son necesarios 4 molinos, se necesitarán 8 hidrociclones con las características que se resumen a continuación:

$$D_c = 50 \text{ cm}$$

$$P = 75,76 \text{ kPa}$$

$$Q_{por \text{ hidrociclón}} = 204,55 \text{ m}^3/h \text{ pulpa} = 153,12 \text{ T/h sólidos}$$



### 10.4.2.3 Bomba

En este apartado se realiza el dimensionado de las bombas que alimentan a la batería de hidrociclones del circuito cerrado molienda-clasificación (molino de bolas-hidrociclón). Como las bombas van colocadas después de los molinos de bolas, serán necesarias tantas bombas como molinos haya, en este caso, 4. Primero es necesario realizar el cálculo del caudal que tendrán que mover las bombas, que será el mismo que manejen los molinos. Es recomendable, para el procedimiento que se va a llevar a cabo, que éste se exprese en l/s. Además, también es interesante indicar la presión de alimentación de los hidrociclones en metros columna de pulpa, para lo que primero se debe calcular la densidad de la pulpa:

$$Q = \frac{409,1 \text{ m}^3 \text{ pulpa}}{h} * \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} * \frac{1.000 \text{ l}}{1 \text{ m}^3} = 113,64 \text{ l/s}$$

Para determinar la densidad de la pulpa se debe tener en cuenta que, ésta tendrá una concentración del 50% en sólidos y que la densidad de los sólidos es de 2,98 g/cm<sup>3</sup>. Con estos datos y mediante el ábaco que se muestra a continuación Figura 7 se obtiene la densidad de la pulpa y la concentración en volumen de los sólidos:

$$\rho_{pulpa} = 1,5 \text{ g/cm}^3$$

$$\text{Concentración de sólidos en volumen} = 25\%$$



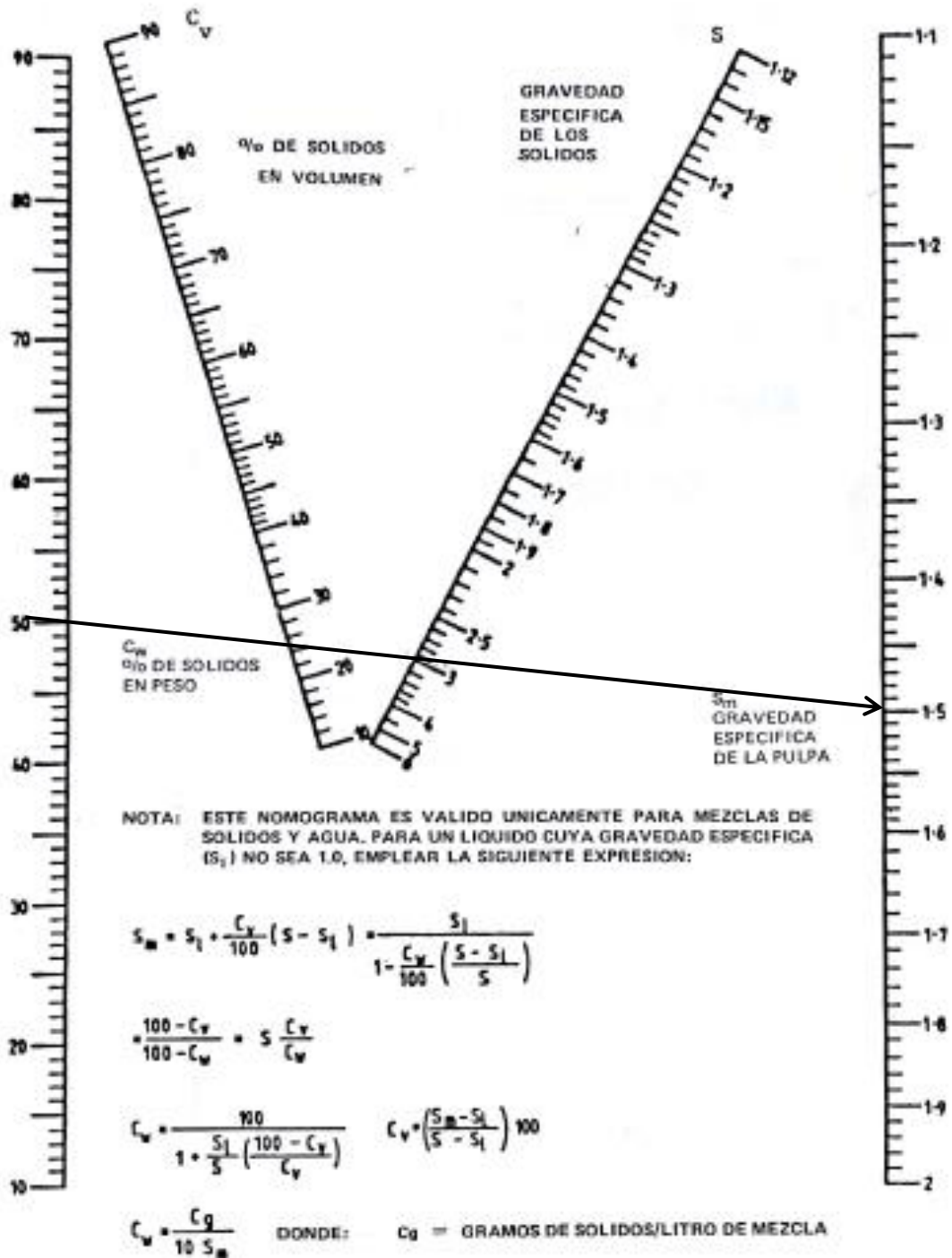


Figura 7. Ábaco para determinar la densidad de la pulpa.

$$P_{\text{Hidrociclones}} = 75,76 \text{ kPa} = 0,7476 \text{ atm} = 7,72 \text{ metros columna de agua}$$

$$L_{\text{presión hidrociclón}} = \frac{\text{metros columna de agua}}{\text{densidad de la pulpa}} = \frac{7,72}{1,5} = 5,15 \text{ m columna pulpa}$$



A continuación se resumen los datos de los que se disponen y que se necesitarán para dimensionar la bomba:

$$Q = 113,64 \text{ l/s}$$

$$\text{Concentración de sólidos en peso} = 50\%$$

$$\text{Concentración de sólidos en volumen} = 25\%$$

$$\rho_{\text{sólido}} = 2,98 \text{ g/cm}^3$$

$$\rho_{\text{agua}} = 1 \text{ g/cm}^3$$

$$\rho_{\text{pulpa}} = 1,5 \text{ g/cm}^3$$

$$d_{50(c)} = 80 \text{ }\mu\text{m} = 0,08 \text{ mm}$$

Y se añaden las características geométricas de la tubería:

$$\text{Altura geométrica} = 9 \text{ m}$$

$$\text{Longitud de la tubería} = 30 \text{ m}$$

$$\text{Diámetro de la tubería} = 150 \text{ mm (diámetro interno)}$$

$$\text{Número de codos} = 3$$

Es posible trasladar los codos existentes a una longitud de tubería recta equivalente, pues que el caudal atraviese un codo dificultará al traslado del caudal, como lo haría una mayor longitud de tubería. En este caso se deberá multiplicar el número de codos por un factor que dependerá del diámetro de la tubería y el tipo de elemento, que se obtiene de la siguiente Figura 8:



## VALVES/FITTINGS/HEAD LOSSES

APPROXIMATE RESISTANCE OF VALVES AND FITTINGS FREQUENTLY USED ON SLURRY PIPELINES

Pipe Size N.B.	Long Radius Bend	Short Radius Bend	Elbow	Tee	Rubber Hose	Diaphragm Valve Full Open	Full Bore Valve Round Way	Plug-Lub Valve Rect. Way	Tech-Taylor Valve Ball Type
LENGTH IN METRES OF STRAIGHT PIPE GIVING EQUIVALENT RESISTANCE TO FLOW									
25	0.52	0.70	0.82	1.77	0.30	2.6	—	0.37	—
32	0.73	0.91	1.13	2.4	0.40	3.3	—	0.49	—
38	0.85	1.09	1.31	2.7	0.49	3.5	1.19	0.58	—
50	1.07	1.40	1.67	3.4	0.55	3.7	1.43	0.73	—
63	1.28	1.65	1.98	4.3	0.70	4.6	1.52	0.85	—
75	1.55	2.1	2.5	5.2	0.85	4.9	1.92	1.03	0.20
88	1.83	2.4	2.9	5.8	1.01	—	—	1.22	—
100	2.1	2.8	3.4	6.7	1.16	7.6	2.2	1.40	0.23
113	2.4	3.1	3.7	7.3	1.28	—	—	1.58	—
125	2.7	3.7	4.3	8.2	1.43	13.1	3.0	1.77	0.30
150	3.4	4.3	4.9	10.1	1.55	18.3	3.1	2.1	0.37
200	4.3	5.5	6.4	13.1	2.4	19.8	7.9	2.7	0.82
250	5.2	6.7	7.9	17.1	3.0	21	10.7	3.5	0.61
300	6.1	7.9	9.8	20	3.4	29	15.8	4.1	0.76
350	7.0	9.5	11.0	23	4.3	29	—	4.9	0.91
400	8.2	10.7	13	27	4.9	—	—	5.5	1.04
450	9.1	12	14	30	5.5	—	—	6.2	1.16
500	10.3	13	16	33	6.1	—	—	7.3	1.25

Figura 8. Resistencia aproximada que muestran diferentes elementos que se pueden incluir con el sistema de tuberías.

$$L_{\text{codos}} = \text{número de codos} * \text{factor} = 3 * 4,9 = 14,7 \text{ m}$$

Por lo que la longitud de tubería total será:

$$L_{\text{total}} = L_{\text{tubería}} + L_{\text{codos}} = 30 + 14,7 = 44,7 \text{ m}$$

- A continuación se realizan los cálculos de las pérdidas por fricción ( $H_f$ ):

Primero debe comprobarse que la velocidad de transporte en la tubería es mayor que la velocidad de sedimentación límite de las partículas, pues de no serlo, en vez de transportarse el material iría sedimentando en la tubería.

$$V_{\text{Transporte}} = 1.273 * \frac{Q}{D^2}$$

Donde,

$V_{\text{Transporte}}$ : Velocidad de transporte, m/s.

$Q$ : Caudal, 113,64 l/s.

$D$ : Diámetro interno, 150 mm.



$$V_{Transporte} = 1.273 * \frac{113,64}{150^2} = 6,43 \text{ m/s}$$

La velocidad de sedimentación se obtiene de la siguiente Figura 9, que para ello tiene en cuenta  $d_{50}$  (0,08 mm), concentración de los sólidos en volumen (25%), el diámetro de la tubería (150 mm) y la densidad del sólido (2,98 g/cm<sup>3</sup>).

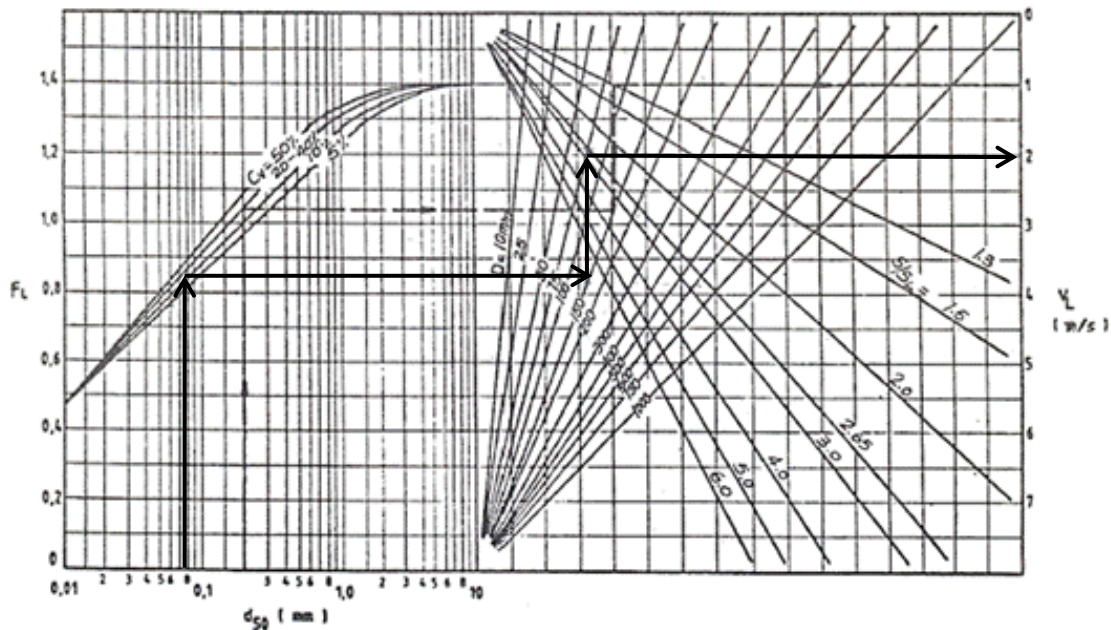


Figura 9. Velocidad de sedimentación límite para las pulpas.

$$V_{Sedimentación} = 2 \text{ m/s}$$

$$V_{Sedimentación} = 2 \text{ m/s} < V_{Transporte} = 6,43 \text{ m/s}$$

Una vez establecido que el diámetro de la tubería seleccionado es válido, pues tal y como se ha demostrado, la velocidad de sedimentación es menor que la de transporte en la tubería, se procede a determinar las pérdidas por fricción. Para ello se utiliza la Figura 10, en la que se debe tener en cuenta que la tubería será de acero, su diámetro interior (150 mm) y la velocidad de transporte en la tubería (6,43 m/s), obteniendo de esta manera el factor de fricción de Darcy (f).

Mediante este factor y la fórmula que se expone a continuación es posible obtener las pérdidas por fricción:

$$H_f = f * \frac{L}{D} * \frac{V_{transporte}^2}{2 * g}$$



Donde,

$H_f$ : Pérdidas por fricción en la tubería, m de pulpa.

$L$ : Longitud tubería, 44,7 m.

$D$ : Diámetro interior, 0,15 m.

$V_{transporte}$ : Velocidad de transporte en la tubería, 6,43 m/s.

$g$ : Gravedad, 9,8 m/s<sup>2</sup>.

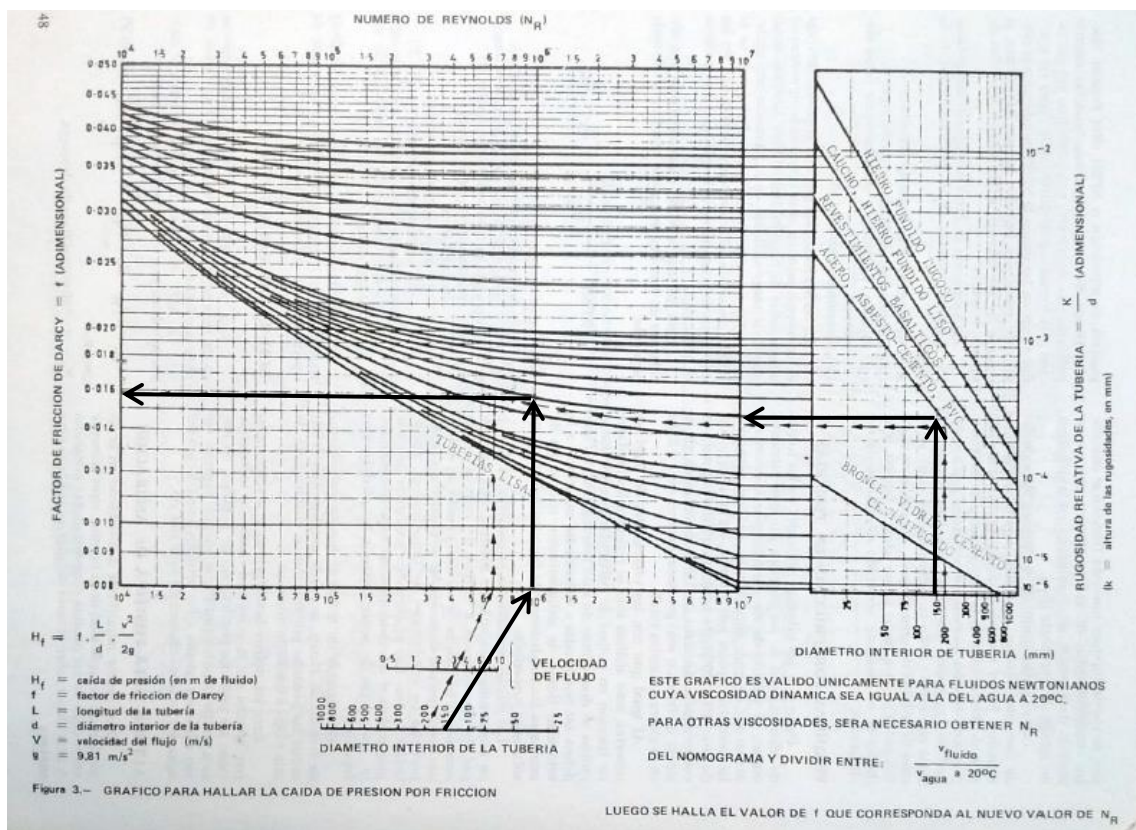


Figura 10. Ábacos para la determinación de las pérdidas de fricción en tuberías.

$$f = 0,0158$$

Por lo que,

$$H_f = 0,0158 * \frac{44,7}{0,15} * \frac{6,43^2}{2 * 9,8} = 9,93 \text{ m de fluido}$$



De esta manera, la altura total de la pulpa teniendo en cuenta las pérdidas por fricción quedará de la siguiente manera:

$$L_{total\ pulpa} = L_{total} + L_{pérdidas\ de\ fricción} + L_{presión\ a\ la\ entrada\ hidrociclón}$$

$$L_{total\ pulpa} = 44,7 + 9,93 + 5,15 = 59,78\ m\ columna\ de\ pulpa$$

Por último, para poder seleccionar la bomba es necesario pasar los metros columna de pulpa a su equivalente de metros columna de agua. Para ello es necesario obtener el coeficiente ( $H_r$ ) adecuado de la siguiente Figura 11, en el que se tendrá en cuenta el  $d_{50}$ , la densidad de los sólidos y la concentración en peso de los sólidos en la pulpa.



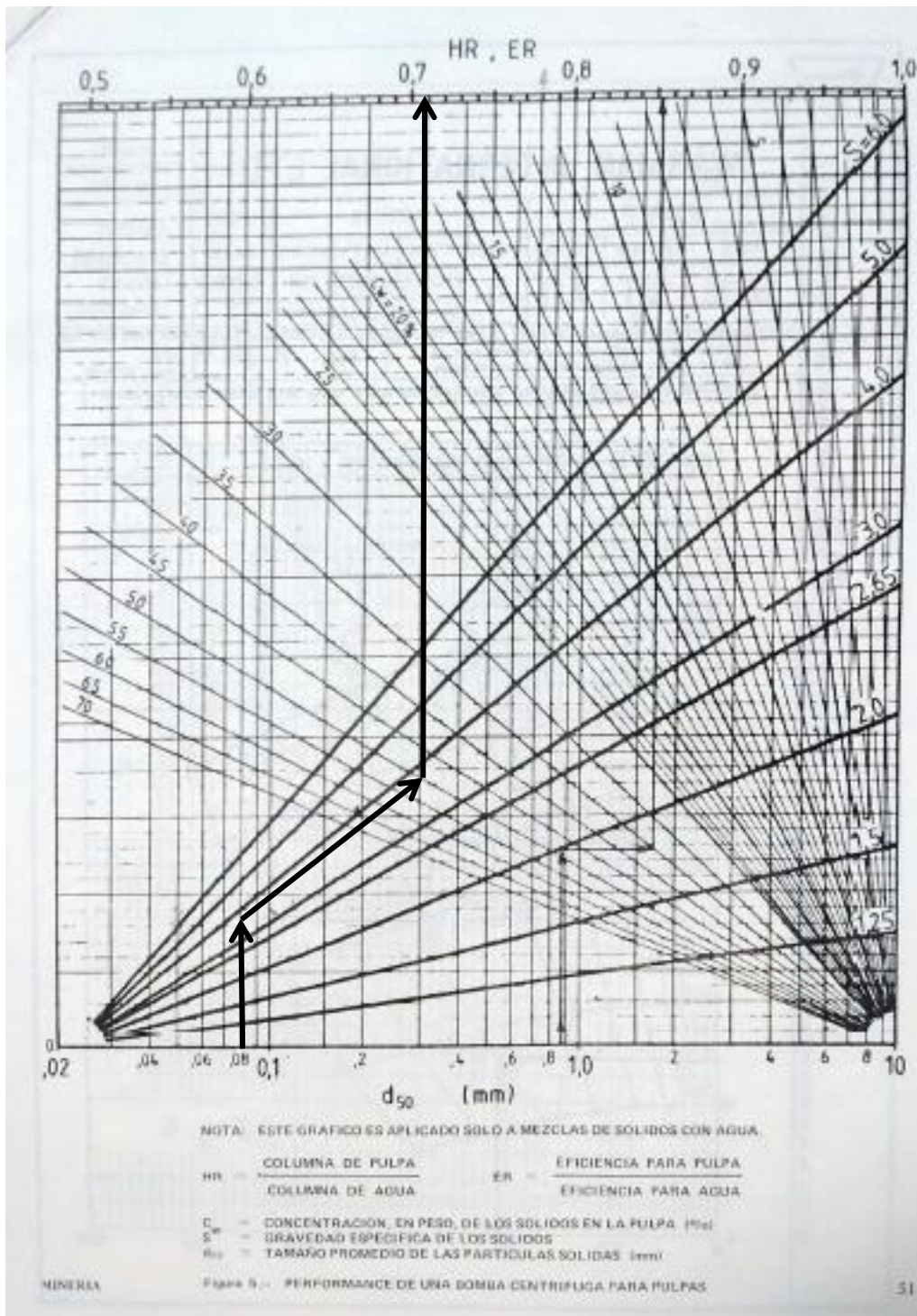


Figura 11. Performance de una bomba centrífuga para pulpas.

$$H_r = 0,71$$

$$H_r = \frac{\text{Columna de pulpa}}{\text{Columna de agua}} \rightarrow \text{Columna de agua} = \frac{59,78}{0,71} = 84,2 \text{ m columna de agua}$$



Con los datos obtenidos que se resumen a continuación se elige la bomba Warman AH tamaño 14/12 (Figura 12):

$$H = \text{Columna de agua} = 84,2 \text{ m} = H_w$$

$$Q = 113,64 \text{ l/s}$$

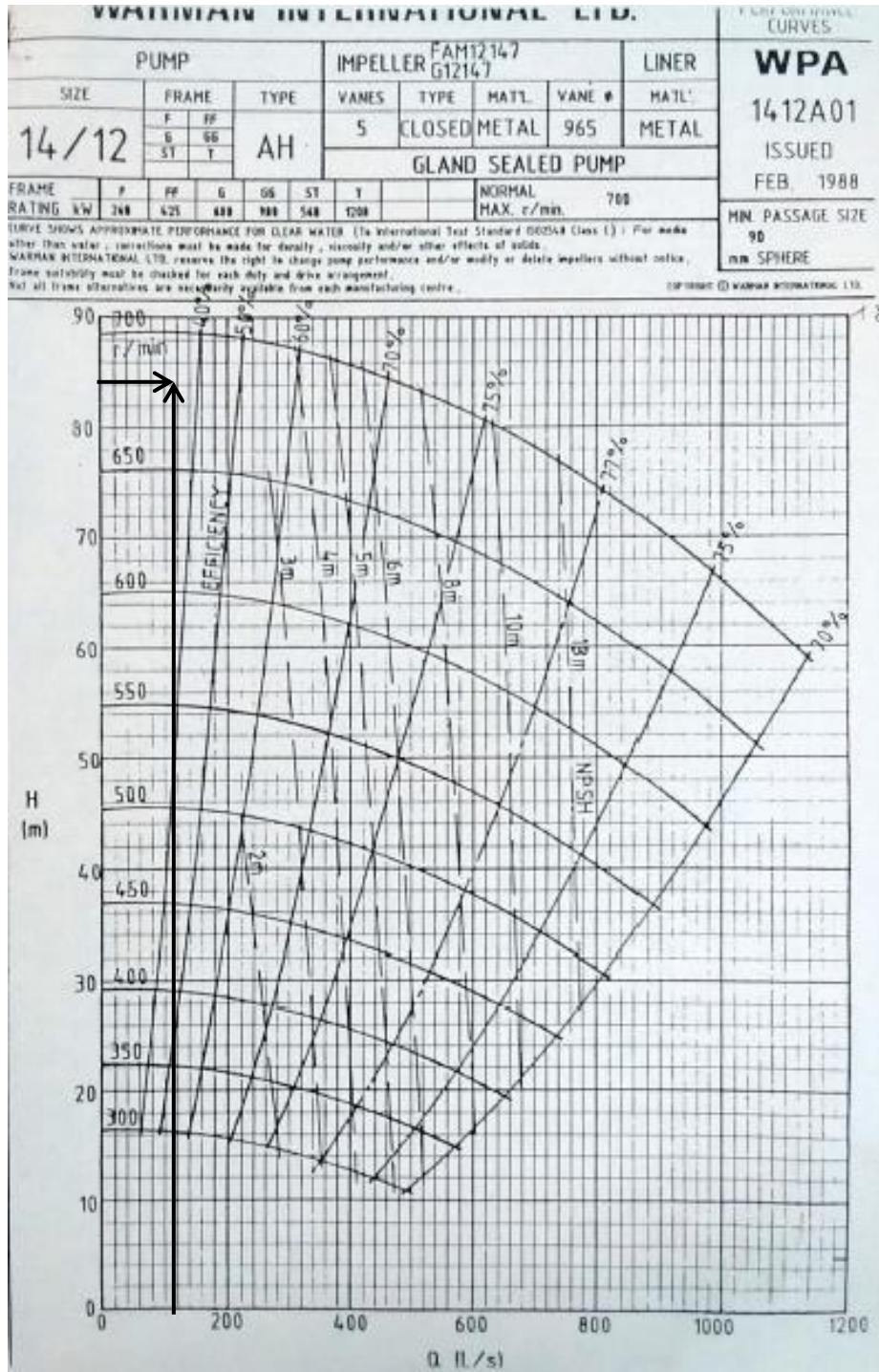


Figura 12. Ábaco bomba tamaño 14/12, tipo AH.





Teniendo en cuenta estos datos se determinan las características de la bomba y con ellas la potencia del motor: 680 rpm y un rendimiento del 30%.

$$Potencia\ teórica = \frac{Q * Hw * Sm * 0,98}{ew}$$

Donde,

$Q$ : Caudal a tratar por la bomba, 113,34 l/s.

$Hw$ : Metros de columna de agua, 84,2 m.

$Sm$ : Densidad de la pulpa, 1,5 g/cm<sup>3</sup>.

$ew$ : Rendimiento, 30%.

$$Potencia\ teórica = \frac{113,64 * 84,2 * 1,5 * 0,98}{30} = 468,85\ kW$$

Finalmente, la potencia necesaria será un 15% mayor que la teórica:

$$Potencia\ necesaria = Potencia\ teórica * 1,15 = 468,85 * 1,15 = 539,18\ kW$$

De esta manera queda definida la bomba de la planta: bomba Warman AH tamaño 14/12, bastidor ST con motor 560 kW.

## 10.5 Flotación de la galena

### 10.5.1 Etapas de acondicionamiento para la flotación de la galena

Primero es necesario realizar el cálculo de la pulpa que entrará a la flotación. Ésta será la suma del caudal de sólidos y el caudal de agua que salgan del hidrociclón, teniendo en cuenta que de éste saldrán con un 30% en sólidos.

$$Q_{pulpa} = Q_{sólidos} + Q_{agua}$$

$$Q_{hidrociclón} = 350 \frac{t}{h} \text{ sólidos}$$

$$Q_{sólidos} = 350 \frac{T}{h} * \frac{1\ m^3}{2,98\ T} = 117,45 \frac{m^3}{h} \text{ sólidos}$$

$$Q_{sólidos} = 350 \frac{T}{h} * \frac{70\ T\ agua}{30\ T\ sólidos} * \frac{1\ m^3\ agua}{1\ T\ agua} = 816,67 \frac{m^3}{h} \text{ agua}$$

$$Q_{pulpa} = 117,45 + 816,67 = 934,12 \frac{m^3}{h} \text{ pulpa}$$



### 1º etapa de acondicionado

En esta primera etapa se acondiciona con hidróxido cálcico ( $\text{Ca}(\text{OH})_2$ ) para así poder obtener un pH de la pulpa de 9,5.

- Dosis: 250 g/t
- Tiempo de acondicionado: 3 minutos.

*Volumen de acondicionador = Caudal de la pulpa \* Tiempo de retención*

$$\text{Volumen de acondicionador} = 934,12 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} * 3 \text{ min} * \frac{1 \text{ h}}{60 \text{ min}} = 46,706 \text{ m}^3$$

### 2º etapa de acondicionado

Acondicionado con Etil-xantato sódico.

- Dosis: 75 g/t
- Tiempo de acondicionado: 2 minutos.

*Volumen de acondicionador = Caudal de la pulpa \* Tiempo de retención*

$$\text{Volumen de acondicionador} = 934,12 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} * 2 \text{ min} * \frac{1 \text{ h}}{60 \text{ min}} = 31,14 \text{ m}^3$$

### 3º etapa de acondicionado

Acondicionado con Metil-isobutil-carbinol (MIBC).

- Dosis: 25 g/t
- Tiempo de acondicionado: 1 minuto.

*Volumen de acondicionador = Caudal de la pulpa \* Tiempo de retención*

$$\text{Volumen de acondicionador} = 934,12 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} * 1 \text{ min} * \frac{1 \text{ h}}{60 \text{ min}} = 15,59 \text{ m}^3$$

## 10.5.2 Cálculo de las celdas de flotación de la galena

Antes de determinar el número necesario de celdas de desbaste y relavado se debe definir el caudal que tendrá que tratar cada proceso:



1º) Determinación del concentrado de galena del proceso de flotación:

Teniendo en cuenta que los siguientes datos son conocidos:

$$\text{Recuperación del Pb} = 86,5\%$$

$$\text{Ley de la galena} = 3,45\%$$

$$\text{Concentrado de la galena} = 70,6\%$$

$$\rho_{\text{galena}} = 7,6 \text{ g/cm}^3$$

$$\rho_{\text{dolomia}} = 2,7 \text{ g/cm}^3$$

Se realiza el cálculo del caudal del concentrado:

$$350 \frac{T}{h} * 0,0345 = 12,075 \frac{T}{h} \text{ galena en la alimentación}$$

$$12,075 \frac{T}{h} * 0,865 = 10,44 \frac{T}{h} \text{ de galena en el concentrado}$$

$$10,44 \frac{T}{h} \text{ de galena en el concentrado} * \frac{100 T \text{ concentrado}}{70,6 T \text{ galena}} = 14,8 \frac{T}{h} \text{ concentrado de Pb}$$

2º) Se supone una recirculación de caudal de sólidos de 20 T/h (que tendrá una densidad igual a la del caudal de sólidos de entrada a la flotación), por lo que quedará un caudal de sólidos en la entrada del relavado (o la salida del desbaste) de 34,8 T/h:

$$Q_{\text{relavado}} = Q_{\text{recirculado}} + Q_{\text{concentrado}}$$

$$Q_{\text{relavado}} = 20 + 14,8 = 34,8 T/h$$

3º) Teniendo en cuenta el caudal de recirculación, se obtiene el caudal de entrada a las celdas de desbaste, que será la suma de lo que llega desde el hidrociclón y la recirculación:

$$Q_{\text{debaste}} = Q_{\text{hidrociclón}} + Q_{\text{recirculado}}$$

$$Q_{\text{debaste}} = 350 + 20 = 370 T/h$$

4º) Finalmente, se puede determinar el caudal de colas (Dolomía y Blenda) que irá a la etapa de flotación de la Blenda:

$$Q_{\text{colas Blenda}} = Q_{\text{hidrociclón}} - Q_{\text{concentrado}} = Q_{\text{debaste}} - Q_{\text{relavado}}$$

$$Q_{\text{colas Blenda}} = 350 - 14,8 = 335,2 T/h$$



A continuación, en la Figura 13 se muestra un esquema de los caudales correspondientes a cada tramo del proceso de flotación:

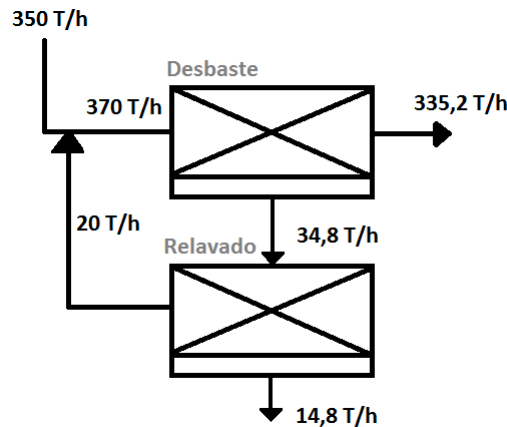


Figura 13. Esquema del proceso de flotación de la Galena.

Una vez calculados los caudales de sólidos, se han de calcular las densidades correspondientes a los distintos tramos del proceso. Pues cuanto más se concentre la galena, más influirá su densidad a la totalidad del material, y menos lo hará la densidad de la dolomía. Teniendo en cuenta, que la densidad del caudal de los sólidos de entrada es de  $2,98 \text{ g/cm}^3$  y, que el caudal de recirculación está diseñado para que posea una densidad igual, a la de la entrada. Por lo que:

$$\rho_{\text{entrada}} = \rho_{\text{recirculación}} = 2,98 \text{ g/cm}^3$$

- Cálculo de la densidad correspondiente al concentrado de plomo

El caudal de sólidos de concentrado del plomo es  $14,8 \text{ T/h}$ , del que  $70,6\%$  será galena y el resto, el  $29,4\%$ , dolomía. Por lo que la densidad del concentrado será la siguiente:

$$14,8 \frac{\text{T}}{\text{h}} * \frac{70,6}{100} = 10,44 \frac{\text{T}}{\text{h}} \text{ galena}$$
$$\frac{10,44 \frac{\text{T}}{\text{h}} \text{ galena}}{7,6 \text{ g/cm}^3} + \frac{(14,8 - 10,44) \frac{\text{T}}{\text{h}} \text{ dolomía}}{2,7 \text{ g/cm}^3} = 2,99 \text{ m}^3$$
$$\rho_{\text{concentrado}} = \frac{14,8 \text{ T/h}}{2,99 \text{ m}^3} = 4,95 \text{ g/cm}^3$$

- Cálculo de la densidad correspondiente a la entrada del relavado

El caudal de sólidos de relavado es  $34,8 \text{ T/h}$ , del que  $14,8 \text{ T/h}$  son del concentrado y el resto, las  $20 \text{ T/h}$  son del caudal recirculado. Siendo la densidad del concentrado la calculada anteriormente,  $4,95 \text{ g/cm}^3$ , y la del caudal recirculado del  $2,98 \text{ g/cm}^3$ , la densidad del relavado será:



$$\frac{14,8 \frac{T}{h} \text{ concentrado}}{4,95 \text{ g/cm}^3} + \frac{20 \frac{T}{h} \text{ recirculado}}{2,98 \text{ g/cm}^3} = 9,7 \text{ m}^3$$

$$\rho_{\text{relavado}} = \frac{34,8 \text{ T/h}}{9,7 \text{ m}^3} = 3,56 \text{ g/cm}^3$$

- Cálculo de la densidad correspondiente de las colas del proceso de flotación de la galena

Siendo el caudal de sólidos de colas es de 335,2 T/h, el de la entrada 370 T/h, con una densidad de 2,98 g/cm<sup>3</sup>, y el de relavado 34,8 T/h, con una densidad de 3,56 g/cm<sup>3</sup>. La densidad de las colas será:

$$\frac{370 \frac{T}{h} \text{ entrada}}{2,98 \text{ g/cm}^3} - \frac{34,8 \frac{T}{h} \text{ relavado}}{3,56 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3}} = 114,39 \text{ m}^3$$

$$\rho_{\text{colas}} = \frac{335,2 \text{ T/h}}{114,39 \text{ m}^3} = 2,93 \text{ g/cm}^3$$

### 10.5.3 Flotación de desbaste de la galena

Como se ha explicado anteriormente, una vez estabilizado el circuito de flotación, en las celdas de desbaste entran 370 T/h de sólidos en forma de pulpa con el 30% de sólidos, obteniendo 34,8 T/h como concentrado de desbaste y 335,2 T/h como colas, ambos en forma de pulpa con una concentración de sólidos en peso del 30% de sólidos.

A continuación se calcula el caudal volumétrico de pulpa que alimenta al desbaste:

$$Q_{\text{pulpa desbaste}} = Q_{\text{sólidos desbaste}} + Q_{\text{agua desbaste}}$$

$$Q_{\text{pulpa desbaste}} = 370 \frac{T}{h} * \frac{1 \text{ m}^3}{2,98 T} + 370 \frac{T}{h} * \frac{70 T \text{ agua}}{30 T \text{ sólidos}} * \frac{1 \text{ m}^3 \text{ agua}}{1 T \text{ agua}} = 987,49 \frac{\text{m}^3}{h}$$

Por otro lado, se calcula el caudal volumétrico de pulpa que saldrá como colas del desbaste:

$$Q_{\text{pulpa colas}} = Q_{\text{sólidos colas}} + Q_{\text{agua colas}}$$

$$Q_{\text{pulpa colas}} = 335,2 \frac{T}{h} * \frac{1 \text{ m}^3}{2,93 T} + 335,2 \frac{T}{h} * \frac{70 T \text{ agua}}{30 T \text{ sólidos}} * \frac{1 \text{ m}^3 \text{ agua}}{1 T \text{ agua}} = 896,54 \frac{\text{m}^3}{h}$$

Por último, se calcula el caudal volumétrico de pulpa que alimentará al relavado:

$$Q_{\text{pulpa relavado}} = Q_{\text{sólidos relavado}} + Q_{\text{agua relavado}}$$

$$Q_{\text{pulpa relavado}} = 34,8 \frac{T}{h} * \frac{1 \text{ m}^3}{3,56 T} + 34,8 \frac{T}{h} * \frac{70 T \text{ agua}}{30 T \text{ sólidos}} * \frac{1 \text{ m}^3 \text{ agua}}{1 T \text{ agua}} = 90,98 \frac{\text{m}^3}{h}$$



El volumen efectivo se calcula se la siguiente forma:

$$V_{efectivo} = Q * t * E$$

Donde,

$Q$ : Caudal de pulpa ( $m^3/min$ ).

$$Q_{desbaste} = 987,49 \frac{m^3}{h} pulpa desbaste$$

Como el caudal a manejar es mayor al caudal máximo que puede tratar la celda de mayor volumen de catálogo (Tabla 25), se decide poner varias baterías de flotación, para que cada una trate un caudal menor a  $160 m^3/h$ . En la Tabla 25 se muestran las características de las celdas de flotación Denver Sub-A:

Tamaño	Volumen de la celda ( $m^3$ )	Caudal máximo ( $m^3/h$ )
<b>18</b>	0,34	15
<b>18SP</b>	0,71	40
<b>24</b>	1,4	80
<b>100</b>	2,8	160

Tabla 25. Diferentes tamaños de celdas de flotación Denver Sub-A.

$$\text{Número de baterías de flotación} = \frac{Q_{a\ tratar}}{Q_{max.}} = \frac{987,49 \frac{m^3}{h} pulpa desbaste}{160 \frac{m^3}{h}} = 6,17 \rightarrow 7$$

Serán necesarias 7 baterías de flotación, para que estas manejen un caudal inferior a  $160 m^3/h$ . El caudal que deberá tratar cada batería es el siguiente:

$$Q_{desbaste\ por\ batería} = \frac{Q_{a\ tratar}}{N^{\circ}\ de\ baterías} = \frac{987,49 \frac{m^3}{h} pulpa desbaste}{7} = 141,07 \frac{m^3}{h}$$

$t$ : Tiempo de flotación en la planta. Como el dato del que se dispone es el del tiempo de laboratorio, es necesario aplicar un factor de corrección, que oscila entre 1,6 y 2,6, siendo el promedio 2,1.

$$tiempo\ de\ laboratorio = 2,5\ min$$

$$t = tiempo\ de\ laboratorio * 2,1 = 2,5 * 2,1 = 5,25\ min = 0,0875\ h$$

$E$ : Factor de expansión que tiene en cuenta el aumento de volumen debido a la aireación. Se considera que por término medio el aire ocupa un 15% de volumen de la pulpa en la celda, siendo:



$$E = \frac{1}{0,85} = 1,18$$

Por lo que,

$$V_{efectivo} = 141,07 * 0,0875 * 1,18 = 14,56 \text{ m}^3$$

Como ya se ha visto, el caudal a manejar es muy grande por lo que se elige la celda de flotación más grande, de 2,8 m<sup>3</sup> de volumen y capaz de tratar un caudal máximo de 160 m<sup>3</sup>/h. El número de celdas necesarias (N) por cada batería de flotación se calcula a continuación:

$$N = V_{efectivo}/V_{celda}$$

$$N = \frac{14.56}{2,8} = 5,2 \rightarrow 6 \text{ celdas}$$

Se instalarán 7 baterías de 6 celdas de flotación Denver Sub A, tamaño 100 de 2,8 m<sup>3</sup> y 160 m<sup>3</sup>/h cada una.

#### 10.5.4 Flotación de relavado de galena

En las celdas de relavado entran un total de 34,8 T/h de sólidos en forma de pulpa con el 30% de sólidos, obteniendo un total de 14,8 T/h como concentrado de y un total de 20 T/h como colas que se recirculan alimentando de nuevo la flotación de desbaste, ambos en forma de pulpa con una concentración de sólidos en peso del 30% de sólidos.

Anteriormente se ha calculado el caudal volumétrico total que alimenta el relavado:

$$Q_{pulpa \text{ relavado}} = 90,98 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

Al poner 7 baterías de flotación de desbaste de la galena, se calcula el relavado para que continúe de la misma manera. De esta forma, en cada batería de flotación del relavado de la galena entran 4,97 T/h de sólidos en forma de pulpa con el 30% de sólidos, de los que se obtienen 2,11 T/h de concentrado y 2,86 T/h como colas que se recirculan, alimentando de nuevo cada batería de flotación de desbaste.

El caudal volumétrico de pulpa que alimenta el relavado será:

$$Q_{pulpa \text{ relavado por batería}} = \frac{90,98 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}}{7} = 13 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

Por otro lado, se calcula el total del caudal volumétrico de pulpa que saldrá como colas del relavado, que se recircularán, alimentado de nuevo la flotación de desbaste, y el caudal volumétrico de pulpa que saldrá como colas del relavado de cada batería:



$$Q_{\text{pulpa colas recirculadas}} = Q_{\text{sólidos colas rec.}} + Q_{\text{agua colas rec.}}$$

$$Q_{\text{pulpa recirculada}} = 20 \frac{T}{h} * \frac{1 m^3}{2,98 T} + 20 \frac{T}{h} * \frac{70 T \text{ agua}}{30 T \text{ sólidos}} * \frac{1 m^3 \text{ agua}}{1 T \text{ agua}} = 53,39 \frac{m^3}{h}$$

$$Q_{\text{pulpa recirculada por baterías}} = \frac{53,39 \frac{m^3}{h}}{7} = 7,63 \frac{m^3}{h}$$

Por último, se calcula el caudal volumétrico total de pulpa de concentrado y el que proporciona cada batería:

$$Q_{\text{concentrado}} = Q_{\text{sólidos concentrado}} + Q_{\text{agua concentrado}}$$

$$Q_{\text{pulpa concentrado}} = 14,8 \frac{T}{h} * \frac{1 m^3}{4,95 T} + 14,8 \frac{T}{h} * \frac{70 T \text{ agua}}{30 T \text{ sólidos}} * \frac{1 m^3 \text{ agua}}{1 T \text{ agua}} = 37,52 \frac{m^3}{h}$$

$$Q_{\text{pulpa concentrado por batería}} = \frac{37,52 \frac{m^3}{h}}{7} = 5,36 \frac{m^3}{h}$$

Se procede al dimensionado de las baterías de las celdas de relavado, el volumen efectivo se calcula se la siguiente forma:

$$V_{\text{efectivo}} = Q * t * E$$

Donde,

$Q$ : Caudal de pulpa ( $m^3/\text{min}$ ).

$$Q_{\text{pulpa relavado por batería}} = 13 \frac{m^3}{h}$$

$t$ : Tiempo de flotación en la planta. Como el dato del que se dispone es el del tiempo de laboratorio, es necesario aplicar un factor de corrección, que oscila entre 1,6 y 2,6, siendo el promedio 2,1.

$$\text{tiempo de laboratorio} = 1 \text{ min}$$

$$t = \text{tiempo de laboratorio} * 2,1 = 1 * 2,1 = 2,1 \text{ min} = 0,035 \text{ h}$$

$E$ : Factor de expansión que tiene en cuenta el aumento de volumen debido a la aireación. Se considera que por término medio el aire ocupa un 15% de volumen de la pulpa en la celda, siendo:

$$E = \frac{1}{0,85} = 1,18$$

Por lo que,

$$V_{\text{efectivo}} = 13 * 0,035 * 1,18 = 0,537 m^3$$





Al igual que en el caso anterior, en la Tabla 25 se muestran las características de las celdas de flotación Denver Sub-A. Como el caudal a tratar es menor que el máximo de la celda más pequeña, se elige esta de  $0,34 \text{ m}^3$  y un caudal máximo de  $15 \text{ m}^3/\text{h}$ . El número de celdas necesarias (N) se calcula a continuación:

$$N = V_{\text{efectivo}}/V_{\text{celda}}$$
$$N = \frac{0,537}{0,34} = 1,6 \rightarrow 2 \text{ celdas}$$

Se instalará 7 baterías de 2 celdas de flotación Denver Sub A, tamaño 18 de  $0,34 \text{ m}^3$  de volumen y  $15 \text{ m}^3/\text{h}$  de caudal máximo cada una.

## 10.6 Flotación de la blenda

### 10.6.1 Etapa de acondicionado para la flotación de la blenda

El proceso de flotación de la blenda es alimentado por  $335,2 \text{ T/h}$  con un 30% en sólidos, el caudal llamado anteriormente:

$$Q_{\text{pulpa colas}} = 896,54 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \text{ pulpa} = Q_{\text{desbaste}}$$

#### 1º etapa de acondicionado

Acondicionado con hidróxido cálcico ( $\text{Ca}(\text{OH})_2$ ) para obtener un pH de la pulpa de 11.

- Dosis:  $500 \text{ g/t}$
- Tiempo de acondicionado: 3 minutos.

*Volumen de acondicionador = Caudal de la pulpa \* Tiempo de retención*

$$\text{Volumen de acondicionador} = 896,54 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} * 3 \text{ min} * \frac{1 \text{ h}}{60 \text{ min}} = 44,83 \text{ m}^3$$

#### 2º etapa de acondicionado

Acondicionado con sulfato de cobre ( $\text{CuSO}_4$ ).

- Dosis:  $300 \text{ g/t}$
- Tiempo de acondicionado: 10 minutos.

*Volumen de acondicionador = Caudal de la pulpa \* Tiempo de retención*



$$\text{Volumen de acondicionador} = 896,54 \frac{m^3}{h} * 10 \text{ min} * \frac{1 h}{60 \text{ min}} = 149,42 m^3$$

### 3º etapa de acondicionado

Acondicionado con Etil-xantato sódico.

- Dosis: 75 g/t
- Tiempo de acondicionado: 2 minutos.

*Volumen de acondicionador = Caudal de la pulpa \* Tiempo de retención*

$$\text{Volumen de acondicionador} = 896,54 \frac{m^3}{h} * 2 \text{ min} * \frac{1 h}{60 \text{ min}} = 29,88 m^3$$

### 4º etapa de acondicionado

Acondicionado con Metil-isobutil-carbonil (MIBC).

- Dosis: 25 g/t
- Tiempo de acondicionado: 1 minutos.

*Volumen de acondicionador = Caudal de la pulpa \* Tiempo de retención*

$$\text{Volumen de acondicionador} = 896,54 \frac{m^3}{h} * 1 \text{ min} * \frac{1 h}{60 \text{ min}} = 14,94 m^3$$

## 10.6.2 Cálculo de las celdas de flotación de la blenda

Antes de determinar el número necesario de celdas de desbaste y relavado se debe definir el caudal que tendrá que tratar cada proceso:

1º) Determinación del concentrado de blenda del proceso de flotación:

Teniendo en cuenta que los siguientes datos son conocidos:

$$\text{Recuperación del Zn} = 82,3\%$$

$$\text{Ley de la blenda} = 8,94\%$$

$$\text{Concentrado de la blenda} = 87\%$$

$$\rho_{blenda} = 4 \text{ g/cm}^3$$

$$\rho_{dolomia} = 2,7 \text{ g/cm}^3$$



Se realiza el cálculo del caudal del concentrado:

$$350 \frac{T}{h} * 0,0894 = 31,29 \frac{T}{h} \text{ blenda en la alimentación}$$

$$31,29 \frac{T}{h} * 0,823 = 25,75 \frac{T}{h} \text{ de blenda en el concentrado}$$

$$25,75 \frac{T}{h} \text{ de blenda en el concentrado} * \frac{100 T \text{ concentrado}}{87 T \text{ blenda}} = 29,6 \frac{T}{h} \text{ concentrado de Zn}$$

2º) Se supone una recirculación de caudal de sólidos de 36,1 T/h (que tendrá una densidad igual a la del caudal de sólidos de entrada a la flotación de blenda), por lo que quedará un caudal de sólidos en la entrada del relavado (o la salida del desbaste) de 65,7 T/h:

$$Q_{\text{relavado}} = Q_{\text{recirculado}} + Q_{\text{concentrado}}$$

$$Q_{\text{relavado}} = 36,1 + 29,6 = 65,7 T/h$$

3º) Teniendo en cuenta el caudal de recirculación, se obtiene el caudal de entrada a las celdas de desbaste, que será la suma de lo que llega desde las colas de la flotación de la galena y la recirculación:

$$Q_{\text{desbaste}} = Q_{\text{colas Galena}} + Q_{\text{recirculado}}$$

$$Q_{\text{desbaste}} = 335,2 + 36,1 = 371,3 T/h$$

4º) Finalmente, se puede determinar el caudal de colas (Dolomía) que irá al tanque espesador:

$$Q_{\text{colas Blenda}} = Q_{\text{colas Galena}} - Q_{\text{concentrado}} = Q_{\text{desbaste}} - Q_{\text{relavado}}$$

$$Q_{\text{colas Blenda}} = 335,2 - 29,6 = 305,6 T/h$$

A continuación, en la Figura 14 se muestra un esquema de los caudales correspondientes a cada tramo del proceso de flotación de la blenda:

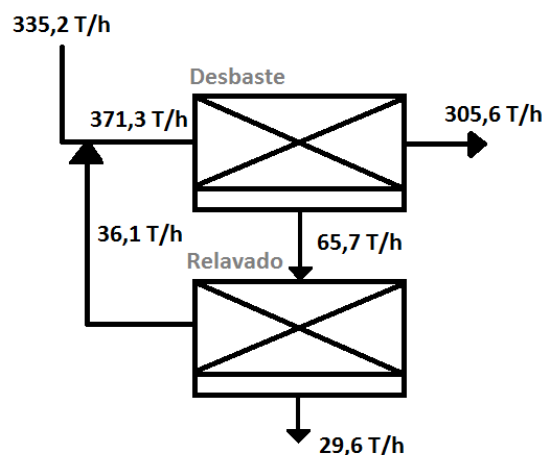


Figura 14. Esquema del proceso de flotación de la Blenda.



Una vez calculados los caudales de sólidos, se han de calcular las densidades correspondientes a los distintos tramos del proceso. Pues cuanto más se concentre la blenda, más influirá su densidad a la totalidad del material, y menos lo hará la densidad de la dolomía. Teniendo en cuenta, que la densidad del caudal de los sólidos de entrada es de  $2,93 \text{ g/cm}^3$  y, que el caudal de recirculación está diseñado para que posea una densidad igual a la de la entrada. Por lo que:

$$\rho_{\text{entrada blenda}} = \rho_{\text{recirculación}} = 2,93 \text{ g/cm}^3$$

- Cálculo de la densidad correspondiente al concentrado de cinc

El caudal de sólidos de concentrado de cinc es  $29,6 \text{ T/h}$ , del que  $87\%$  será blenda y el resto, el  $13\%$ , dolomía. Por lo que la densidad del concentrado será la siguiente:

$$29,6 \frac{\text{T}}{\text{h}} * \frac{87}{100} = 25,75 \frac{\text{T}}{\text{h}} \text{ blenda}$$
$$\frac{25,75 \frac{\text{T}}{\text{h}} \text{ blenda}}{4 \text{ g/cm}^3} + \frac{(29,6 - 25,75) \frac{\text{T}}{\text{h}} \text{ dolomía}}{2,7 \text{ g/cm}^3} = 7,86 \text{ m}^3$$
$$\rho_{\text{concentrado}} = \frac{29,6 \text{ T/h}}{7,86 \text{ m}^3} = 3,77 \text{ g/cm}^3$$

- Cálculo de la densidad correspondiente a la entrada del relavado

El caudal de sólidos de relavado es  $65,7 \text{ T/h}$ , del que  $29,6 \text{ T/h}$  son del concentrado y el resto, las  $36,1 \text{ T/h}$  son del caudal recirculado. Siendo la densidad del concentrado la calculada anteriormente,  $3,77 \text{ g/cm}^3$ , y la del caudal recirculado del  $2,93 \text{ g/cm}^3$ , la densidad del relavado será:

$$\frac{29,6 \frac{\text{T}}{\text{h}} \text{ concentrado}}{3,77 \text{ g/cm}^3} + \frac{36,1 \frac{\text{T}}{\text{h}} \text{ recirculado}}{2,93 \text{ g/cm}^3} = 20,17 \text{ m}^3$$
$$\rho_{\text{relavado}} = \frac{65,7 \text{ T/h}}{20,17 \text{ m}^3} = 3,26 \text{ g/cm}^3$$

- Cálculo de la densidad correspondiente de las colas del proceso de flotación de la blenda

Siendo el caudal de sólidos de colas  $305,6 \text{ T/h}$ , el de la entrada  $371,3 \text{ T/h}$ , con una densidad de  $2,93 \text{ g/cm}^3$ , y el de relavado  $65,7 \text{ T/h}$ , con una densidad de  $3,26 \text{ g/cm}^3$ . La densidad de las colas será:

$$\frac{371,3 \frac{\text{T}}{\text{h}} \text{ entrada}}{2,93 \text{ g/cm}^3} - \frac{65,7 \frac{\text{T}}{\text{h}} \text{ relavado}}{3,26 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3}} = 106,57 \text{ m}^3$$



$$\rho_{colas} = \frac{305,6 T/h}{106,57 m^3} = 2,88 g/cm^3$$

### 10.6.3 Flotación de desbaste de la blenda

Una vez estabilizado el circuito de flotación, en las celdas de desbaste entran 335,2 T/h de sólidos en forma de pulpa con el 30% de sólidos, obteniendo 65,7 T/h como concentrado de desbaste y 305,6 T/h como colas, ambos en forma de pulpa con una concentración de sólidos en peso del 30% de sólidos.

A continuación se calcula el caudal volumétrico de pulpa que alimenta al desbaste:

$$Q_{pulpa\ desbaste\ B.} = Q_{sólidos\ desbaste} + Q_{agua\ desbaste}$$

$$Q_{pulpa\ desbaste\ B.} = 335,2 \frac{T}{h} * \frac{1 m^3}{2,93 T} + 335,2 \frac{T}{h} * \frac{70 T\ agua}{30 T\ sólidos} * \frac{1 m^3\ agua}{1 T\ agua} = 896,53 \frac{m^3}{h}$$

Por otro lado, se calcula el caudal volumétrico de pulpa que saldrá como colas del desbaste:

$$Q_{colas} = Q_{sólidos\ colas} + Q_{agua\ colas}$$

$$Q_{pulpa\ colas} = 305,6 \frac{T}{h} * \frac{1 m^3}{2,88 T} + 305,6 \frac{T}{h} * \frac{70 T\ agua}{30 T\ sólidos} * \frac{1 m^3\ agua}{1 T\ agua} = 819,18 \frac{m^3}{h}$$

Por último, se calcula el caudal volumétrico de pulpa que alimentará al relavado:

$$Q_{pulpa\ relavado\ B.} = Q_{sólidos\ relavado} + Q_{agua\ relavado}$$

$$Q_{pulpa\ relavado\ B.} = 65,7 \frac{T}{h} * \frac{1 m^3}{3,26 T} + 65,7 \frac{T}{h} * \frac{70 T\ agua}{30 T\ sólidos} * \frac{1 m^3\ agua}{1 T\ agua} = 173,45 \frac{m^3}{h}$$

El volumen efectivo se calcula se la siguiente forma:

$$V_{efectivo} = Q * t * E$$

Donde,

**Q:** Caudal de pulpa (m<sup>3</sup>/min).

$$Q_{pulpa\ desbaste\ B.} = 896,53 \frac{m^3}{h} pulpa\ desbaste$$

Como el caudal a manejar es mayor al caudal máximo que puede tratar la celda de mayor volumen de catálogo (Tabla 25), se decide poner varias baterías de flotación, para que cada una trate un caudal menor a 160 m<sup>3</sup>/h.



$$\text{Número de baterías de flotación} = \frac{Q_{a \text{ tratar}}}{Q_{max.}} = \frac{896,53 \frac{m^3}{h}}{160 \frac{m^3}{h}} = 5,6 \rightarrow 6$$

Serán necesarias 6 baterías de flotación, para que estas manejen un caudal inferior a 160 m<sup>3</sup>/h. El caudal que deberá tratar cada batería es el siguiente:

$$Q_{desbaste \text{ por batería}} = \frac{Q_{a \text{ tratar}}}{N^{\circ} \text{ de baterías}} = \frac{896,53 \frac{m^3}{h} \text{ pulpa desbaste}}{6} = 149,42 \frac{m^3}{h}$$

**t**: Tiempo de flotación en la planta. Como el dato del que se dispone es el del tiempo de laboratorio, es necesario aplicar un factor de corrección, que oscila entre 1,6 y 2,6, siendo el promedio 2,1.

$$\text{tiempo de laboratorio} = 3 \text{ min}$$

$$t = \text{tiempo de laboratorio} * 2,1 = 3 * 2,1 = 6,3 \text{ min} = 0,105 \text{ h}$$

**E**: Factor de expansión que tiene en cuenta el aumento de volumen debido a la aireación. Se considera que por término medio el aire ocupa un 15% de volumen de la pulpa en la celda, siendo:

$$E = \frac{1}{0,85} = 1,18$$

Por lo que,

$$V_{efectivo} = 149,42 * 0,105 * 1,18 = 18,51 \text{ m}^3$$

Como ya se ha visto, el caudal a manejar es muy grande por lo que se elige la celda de flotación más grande, de 2,8 m<sup>3</sup> de volumen y capaz de tratar un caudal máximo de 160 m<sup>3</sup>/h. El número de celdas necesarias (N) por cada batería de flotación se calcula a continuación:

$$N = V_{efectivo} / V_{celda}$$

$$N = \frac{18,51}{2,8} = 6,61 \rightarrow 7 \text{ celdas}$$

Se instalará 6 baterías de 7 celdas de flotación Denver Sub A, tamaño 100 de 2,8 m<sup>3</sup> de volumen y 160 m<sup>3</sup>/h de caudal máximo cada una.

#### 10.6.4 Flotación de relavado de blenda

En las celdas de relavado entran un total de 65,7 T/h de sólidos en forma de pulpa con el 30% de sólidos, obteniendo un total de 29,6 T/h como concentrado de y un total de 36,1 T/h como colas que se recirculan alimentando de nuevo la flotación de desbaste, ambos en forma de pulpa con una concentración de sólidos en peso del 30% de sólidos.



Anteriormente se ha calculado el caudal volumétrico de pulpa que alimenta el relavado:

$$Q_{pulpa\ relavado\ B.} = 173,45 \frac{m^3}{h} pulpa\ relavado$$

Al poner 6 baterías de flotación de desbaste de la blenda, se calcula el relavado para que continúe de la misma manera. De esta forma, en cada batería de flotación del relavado de la blenda entran 10,95 T/h de sólidos en forma de pulpa con el 30% de sólidos, de los que se obtienen 4,93 T/h de concentrado y 6,02 T/h como colas que se recirculan, alimentando de nuevo cada batería de flotación de desbaste.

El caudal volumétrico de pulpa que alimenta cada batería de relavado será:

$$Q_{pulpa\ relavado\ B.\ por\ batería} = \frac{173,45 \frac{m^3}{h}}{6} = 28,91 \frac{m^3}{h}$$

Por otro lado, se calcula el total del caudal volumétrico de pulpa que saldrá como colas del relavado, que se recircularán, alimentado de nuevo la flotación de desbaste, y el caudal volumétrico de pulpa que saldrá como colas del relavado de cada batería:

$$Q_{pulpa\ recirculadas\ B.} = Q_{sólidos\ colas\ rec.} + Q_{agua\ colas\ rec.}$$

$$Q_{pulpa\ recirculadas\ B.} = 36,1 \frac{T}{h} * \frac{1\ m^3}{2,93\ T} + 36,1 \frac{T}{h} * \frac{70\ T\ agua}{30\ T\ sólidos} * \frac{1\ m^3\ agua}{1\ T\ agua} = 96,55 \frac{m^3}{h}$$

$$Q_{pulpa\ recirculadas\ B.\ por\ batería} = \frac{96,55 \frac{m^3}{h}}{6} = 16,09 \frac{m^3}{h}$$

Por último, se calcula el caudal volumétrico de pulpa de concentrado y el que proporciona cada batería:

$$Q_{concentrado\ B.} = Q_{sólidos\ concentrado} + Q_{agua\ concentrado}$$

$$Q_{pulpa\ concentrado\ B.} = 29,6 \frac{T}{h} * \frac{1\ m^3}{3,77\ T} + 29,6 \frac{T}{h} * \frac{70\ T\ agua}{30\ T\ sólidos} * \frac{1\ m^3\ agua}{1\ T\ agua} = 76,92 \frac{m^3}{h}$$

$$Q_{pulpa\ concentrado\ B.\ por\ batería} = \frac{76,92 \frac{m^3}{h}}{6} = 12,82 \frac{m^3}{h}$$

Se procede al dimensionado de las baterías de las celdas de relavado, el volumen efectivo se calcula se la siguiente forma:

$$V_{efectivo} = Q * t * E$$



Donde,

$Q$ : Caudal de pulpa ( $m^3/min$ ).

$$Q_{pulpa\ relavado\ B.} = 28,91 \frac{m^3}{h}$$

$t$ : Tiempo de flotación en la planta. Como el dato del que se dispone es el del tiempo de laboratorio, es necesario aplicar un factor de corrección, que oscila entre 1,6 y 2,6, siendo el promedio 2,1.

$$tiempo\ de\ laboratorio = 1\ min$$

$$t = tiempo\ de\ laboratorio * 2,1 = 1 * 2,1 = 2,1\ min = 0,035\ h$$

$E$ : Factor de expansión que tiene en cuenta el aumento de volumen debido a la aireación. Se considera que por término medio el aire ocupa un 15% de volumen de la pulpa en la celda, siendo:

$$E = \frac{1}{0,85} = 1,18$$

Por lo que,

$$V_{efectivo} = 28,91 * 0,035 * 1,18 = 1,194\ m^3$$

Al igual que en el caso anterior, en la **¡Error! No se encuentra el origen de la referencia.** se muestran las características de las celdas de flotación Denver Sub-A. Como el caudal a tratar es mayor que el máximo de la celda más pequeña, se elige la siguiente, de  $0,71\ m^3$  y un caudal máximo de  $40\ m^3/h$ . El número de celdas necesarias ( $N$ ) se calcula a continuación:

$$N = V_{efectivo}/V_{celda}$$

$$N = \frac{1,194}{0,71} = 1,68 \rightarrow 2\ celdas$$

Se instalarán 6 baterías de 2 celdas de flotación Denver Sub A, tamaño 18SP de  $0,71\ m^3$  de volumen y  $40\ m^3/h$  de caudal máximo cada una.

## 10.7 Dimensionado de la sección de separación solido-líquido

### 10.7.1 Dimensionado del equipo de filtración del concentrado de plomo

El concentrado de plomo obtenido del concentrado del proceso de flotación de la galena está formado por  $14,8\ T/h$  de sólidos y de las siguientes cantidades de agua y pulpa:

$$Q_{concentrado} = Q_{sólidos\ concentrado} + Q_{agua\ concentrado}$$





$$Q_{\text{sólidos concentrado}} = 14,8 \frac{T}{h} * \frac{1 m^3}{4,95 T} = 2,99 \frac{m^3}{h} \text{ sólidos}$$

$$Q_{\text{agua concentrado}} = 14,8 \frac{T}{h} * \frac{70 T \text{ agua}}{30 T \text{ sólidos}} * \frac{1 m^3 \text{ agua}}{1 T \text{ agua}} = 34,53 \frac{m^3}{h} \text{ agua}$$

$$Q_{\text{pulpa concentrado}} = 2,99 + 34,53 = 37,52 \frac{m^3}{h}$$

Para calcular la superficie filtrante necesaria se utilizan los siguientes datos, obtenidos de un ensayo de laboratorio:

*Tiempo de filtración empleado en laboratorio:  $t = 3 \text{ min}$*

*Peso torta seca:  $P = 70 \text{ g}$*

*Superficie filtro laboratorio:  $A = 30 \text{ cm}^2$*

*Humedad final de la torta = 18%*

Y mediante las fórmulas que se muestran a continuación se calcula la superficie filtrante necesaria:

$$S_{\text{efectiva}} = \frac{Q \left( \frac{T}{h} \right)}{F} ; S_{\text{total}} = \frac{S_{\text{efectiva}}}{0,75}$$

Donde,

$$F = \frac{P}{A * T} = \frac{70 \text{ g} * \frac{1 T}{10^6 \text{ g}}}{30 \text{ cm}^2 * \frac{1 m^2}{10^4 \text{ cm}^2} * 3 \text{ min} * \frac{1 h}{60 \text{ min}}} = 0,47 T/h m^2$$

Por lo que,

$$S_{\text{efectiva}} = \frac{14,8 T/h}{0,47 T/h m^2} = 31,49 m^2$$

$$S_{\text{total}} = \frac{31,49}{0,75} = 41,99 m^2$$

Como la superficie de filtrado debe ser como mínimo de  $41,99 m^2$ , se elige del catálogo de Denver que se muestra en la Tabla 26, el filtro de discos DF3006, de  $45 m^2$  de superficie filtrante efectiva,  $60 m^2$  de superficie filtrante total y compuesto de 6 discos filtrantes de 3 m de diámetro.



Size	Total area		Disc filter effective area	
	[m <sup>2</sup> ]	[ft <sup>2</sup> ]	[m <sup>2</sup> ]	[ft <sup>2</sup> ]
1501	2.8	30	2.1	23
1502	5.6	60	4.2	45
1503	8.4	90	6.3	68
1504	11.2	121	8.4	90
1505	14	151	10.5	113
1506	16.8	181	12.6	136
2003	15	161	11.3	122
2004	20	215	15	161
2005	25	269	18.8	202
2006	30	323	22.5	242
2503	23.3	251	17.5	188
2504	31	334	23.3	251
2605	38.8	417	29.1	313
2506	46.5	500	34.9	376
3003	30	323	22.5	242
3004	40	430	30	323
3005	50	538	38	409
3006	60	646	45	484
3007	70	753	53	570
3008	80	861	60	646
3009	90	968	68	732
3010	100	1076	75	807
3503	45	484	33.8	364
3504	60	646	45	484
3505	75	807	56.3	606
3506	90	968	68	732
3507	105	1130	75	807
3508	120	1291	90	968
3509	135	1453	101.3	1090
3510	150	1614	113	1216
3511	165	1775	123.8	1332
3512	180	1937	135	1453
4004	80	861	60	646
4005	100	1076	75	807
4006	120	1291	90	968
4007	140	1506	105	1130
4008	160	1722	120	1291
4009	180	1937	135	1453
4010	200	2152	150	1614
4011	220	2367	165	1775
4012	240	2582	180	1937
4013	260	2798	195	2098
4014	280	3013	210	2260

Tabla 26. Área total y área efectiva de filtros de discos de vacío.

Además, teniendo en cuenta que la humedad final de la torta es del 18%, se calcula a continuación: el caudal de agua en forma de humedad con el que saldrá el sólido y el caudal de agua que saldrá como filtrado:



$$Q_{humedad} = 14,8 \frac{T}{h} * \frac{18 T \text{ agua}}{82 T \text{ sólido}} = 3,25 \frac{T}{h} \text{ agua}$$

$$Q_{filtrado} = Q_{\text{agua concentrado}} - Q_{humedad}$$

$$Q_{filtrado} = 34,53 - 3,25 = 31,28 \frac{T}{h} \text{ agua} = 31,28 \frac{m^3}{h} \text{ agua}$$

### 10.7.2 Dimensionado del equipo de filtración del concentrado de cinc

El concentrado de cinc obtenido del concentrado del proceso de flotación de la blenda está formado por 29,6 T/h de sólidos y de las siguientes cantidades de agua y pulpa:

$$Q_{\text{concentrado}} = Q_{\text{sólidos concentrado}} + Q_{\text{agua concentrado}}$$

$$Q_{\text{sólidos concentrado}} = 29,6 \frac{T}{h} * \frac{1 m^3}{3,77 T} = 7,85 \frac{m^3}{h} \text{ sólidos}$$

$$Q_{\text{agua concentrado}} = 29,6 \frac{T}{h} * \frac{70 T \text{ agua}}{30 T \text{ sólidos}} * \frac{1 m^3 \text{ agua}}{1 T \text{ agua}} = 69,07 \frac{m^3}{h} \text{ agua}$$

$$Q_{\text{pulpa concentrado}} = 7,85 + 69,07 = 76,92 \frac{m^3}{h}$$

Para calcular la superficie filtrante necesaria se utilizan los siguientes datos, obtenidos de un ensayo de laboratorio:

*Tiempo de filtración empleado en laboratorio:  $t = 3,5 \text{ min}$*

*Peso torta seca:  $P = 66 \text{ g}$*

*Superficie filtro laboratorio:  $A = 30 \text{ cm}^2$*

*Humedad final de la torta = 19%*

Y mediante las fórmulas que se muestran a continuación se calcula la superficie filtrante necesaria:

$$S_{\text{efectiva}} = \frac{Q \left( \frac{T}{h} \right)}{F} ; S_{\text{total}} = \frac{S_{\text{efectiva}}}{0,75}$$

Donde,

$$F = \frac{P}{A * T} = \frac{66 \text{ g} * \frac{1 T}{10^6 \text{ g}}}{30 \text{ cm}^2 * \frac{1 m^2}{10^4 \text{ cm}^2} * 3,5 \text{ min} * \frac{1 h}{60 \text{ min}}} = 0,38 T/h m^2$$



Por lo que,

$$S_{efectiva} = \frac{29,6 T/h}{0,38 T/h m^2} = 77,9 m^2$$

$$S_{total} = \frac{77,9}{0,75} = 103,86 m^2$$

Como la superficie de filtrado debe ser como mínimo de 103,86 m<sup>2</sup>, se elige del catálogo de Denver que se muestra en la Tabla 26, el filtro de discos DF4007, de 105 m<sup>2</sup> de superficie filtrante efectiva, 140 m<sup>2</sup> de superficie filtrante total y compuesto de 7 discos de 4 m de diámetro.

Además, teniendo en cuenta que la humedad final de la torta es del 18%, se calcula a continuación: el caudal de agua en forma de humedad con el que saldrá el sólido y el caudal de agua que saldrá como filtrado:

$$Q_{humedad} = 29,6 \frac{T}{h} * \frac{18 T \text{ agua}}{82 T \text{ sólido}} = 6,50 \frac{T}{h} \text{ agua}$$

$$Q_{filtrado} = Q_{\text{agua concentrado}} - Q_{humedad}$$

$$Q_{filtrado} = 69,07 - 6,50 = 62,57 \frac{T}{h} \text{ agua} = 62,57 \frac{m^3}{h} \text{ agua}$$

### 10.7.3 Dimensionado del tanque espesador de los estériles

Los estériles de la planta son los que salen de por las espumas de flotación de la blenda, y serán en su mayor parte dolomía. El caudal de estos estériles ya se ha calculado anteriormente, está formado por un 305,6 T/h de sólidos y 713,07 T/h de agua, lo que hace un caudal de pulpa de 819,18 m<sup>3</sup>/h.

$$Q_{\text{agua colas}} = 305,6 \frac{T}{h} * \frac{70 T \text{ agua}}{30 T \text{ sólidos}} * \frac{1 m^3 \text{ agua}}{1 T \text{ agua}} = 713,07 \frac{m^3}{h}$$

Para realizar el cálculo de la superficie mínima del tanque espesador es necesario utilizar los datos obtenidos en un ensayo de laboratorio. Este se lleva a cabo en un ensayo de decantación en una probeta de medio litro de capacidad en la que se añade una muestra del estéril de 72 g (144 g/l). Una vez mezclado el estéril y el agua de la probeta, se registra el espacio recorrido por la interfase que separa la zona turbia de la clarificada, en función del tiempo transcurrido desde el comienzo del ensayo.

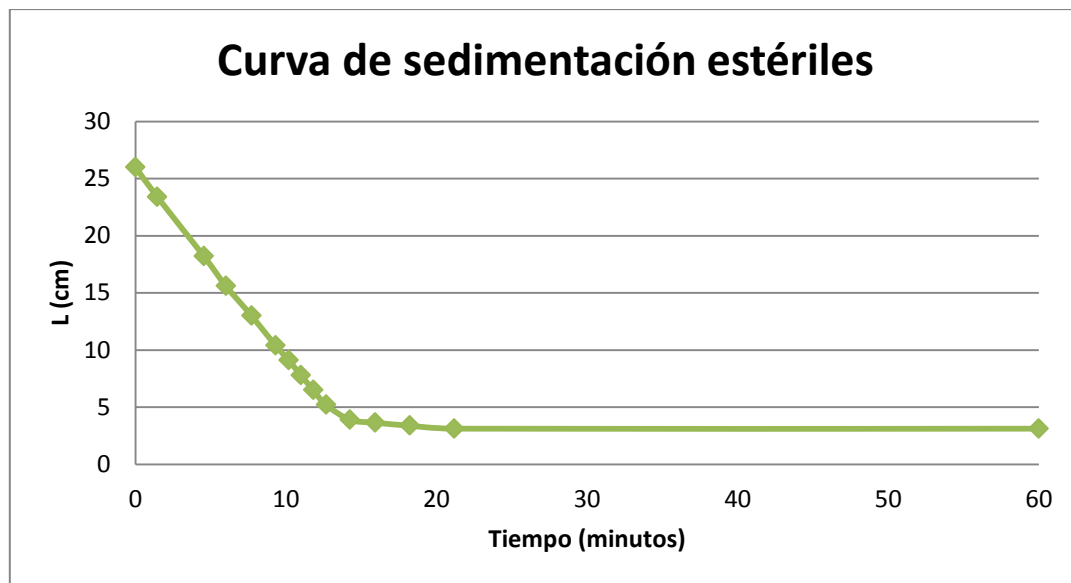
La altura de la probeta correspondiente a 500 cm<sup>3</sup> es de 26 cm, que será el dato correspondiente a cuando el tiempo sea igual a 0, y la concentración de sólidos a la salida del tanque será la de máximo espesamiento, de 1,44 kg/l. El ensayo se basa en los principios teóricos demostrados por Clevenger y Coe, y el método que se utiliza es el de Talmage y Fitch.



A continuación se muestran, en la Tabla 27, los datos obtenidos, que se representan en la Gráfica 19:

<b>V (cm<sup>3</sup>)</b>	500	450	350	300	250	200	175	150	125	100	75	70	65	60	60
<b>L (cm)</b>	26	23,4	18,2	15,6	13	10,4	9,1	7,8	6,5	5,2	3,9	3,64	3,38	3,12	3,12
<b>Tiempo (min)</b>	0	1,45	4,55	6,01	7,71	9,3	10,18	10,98	11,81	12,66	14,25	15,91	18,21	21,18	150

Tabla 27. Datos obtenidos del ensayo de decantación.



Gráfica 19. Curva de sedimentación de los estériles.

Para calcular el área necesaria se utilizarán las siguientes fórmulas:

$$A = \frac{(D_1 - D_2) * W}{R * S} ; D = \frac{1}{C} - \frac{1}{d}$$

Donde,

*D*: Dilución de la pulpa (peso líquido/peso sólido).

*C*: Concentración en sólidos de la pulpa (kg/l).

*d*: Densidad del sólido.

*A*: Área del tanque (m<sup>2</sup>).

*W*: Caudal de sólidos que alimentan al tanque (T/h).

*S*: Densidad del líquido.



$R$ : Velocidad de decantación (m/h).

Los datos conocidos son los siguientes:

$$C_F = 1,44 \text{ kg/l}$$

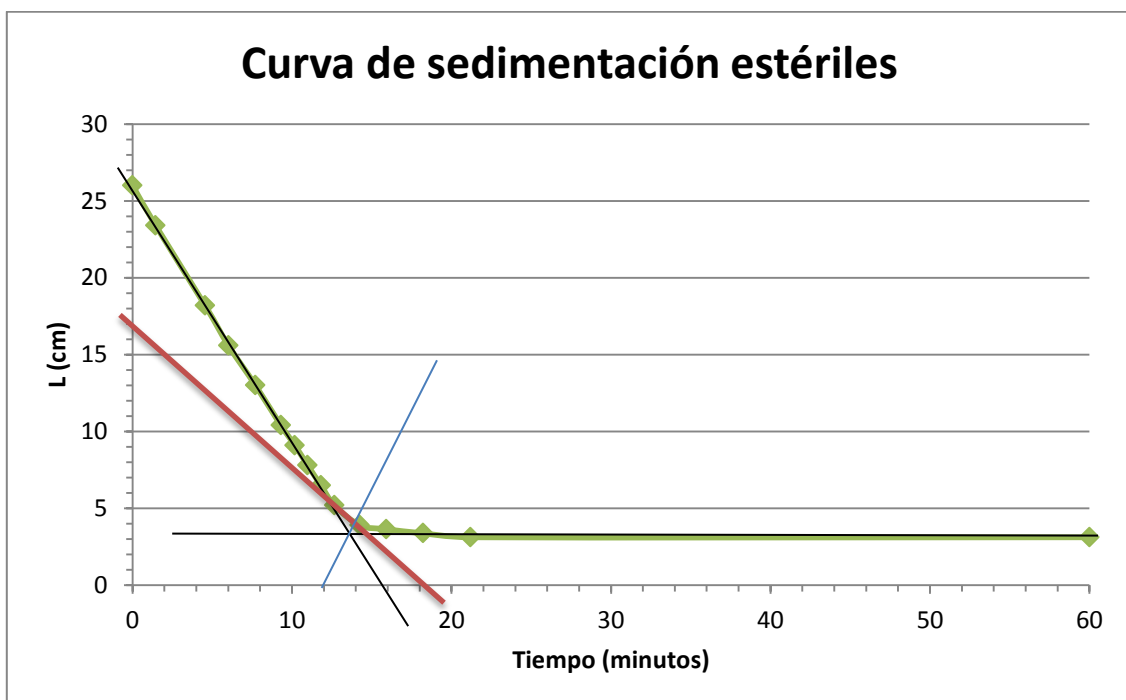
$$d = 2,88 \text{ g/cm}^2$$

$$S = 1 \text{ g/cm}^2$$

$$W = 305,6 \text{ T/h}$$

Y los que se deben calcular serán:  $R$ ,  $C_0$ ,  $D_1$  y  $D_2$ .

Para calcular la velocidad de decantación se trazan en la gráfica dos líneas tangentes, la primera a la línea con pendiente y la segunda a la línea recta, que indica la estabilización del ensayo. En el punto en el que las tangentes se juntan se representa la bisectriz que corta la curva de sedimentación, y en ese punto se traza la tangente a la curva. Ésta última tangente corta los ejes x (de distancia) e y (de tiempo), como se muestra en la Gráfica 20:



Gráfica 20. Representación de procedimiento para conseguir datos para determinar la velocidad de decantación.

Los puntos en los que la tangente a la curva corta con los ejes serán:

$$L = 17 \text{ cm}$$

$$H = 18 \text{ min}$$



Y así se obtiene la velocidad de decantación:

$$R = \frac{17 \text{ cm}}{18 \text{ min}} * \frac{1 \text{ m}}{100 \text{ cm}} * \frac{60 \text{ min}}{1 \text{ h}} = 0,56 \text{ m/h}$$

Por otro lado, el cálculo de la concentración en sólidos de la pulpa se realiza de la siguiente manera:

$$C_0 * H_0 = C * H \rightarrow C = \frac{C_0 * H_0}{H} = \frac{0,144 \text{ kg/l} * 26 \text{ cm}}{17 \text{ cm}} = 0,22 \text{ kg/l}$$

Una vez obtenido el valor de  $C$  es posible calcular  $D_1$  y  $D_2$ .

$$D_1 = \frac{1}{C} - \frac{1}{d} = \frac{1}{0,22} - \frac{1}{2,88} = 4,20$$

$$D_2 = \frac{1}{C_f} - \frac{1}{d} = \frac{1}{1,44} - \frac{1}{2,88} = 0,35$$

Por lo que, aplicando la fórmula del área del tanque espesador:

$$A = \frac{(4,20 - 0,35) * 305,6}{0,56 * 1} = 2.101 \text{ m}^2$$

En el volumen del tanque se pueden diferenciar 4 zonas, la zona de clarificación, alimentación, transición y compresión, y la suma de estas dará la altura total del tanque. A las zonas de clarificación, alimentación y transición se les asigna una altura de 0,8 m, y es necesario calcular la altura de la zona de compresión, siendo para ello imprescindible calcular el volumen de dicha zona.

$$V_{\text{compresión}} = W * \left( \frac{1}{d} + D_M \right) * t_{\text{compresión}}$$

Siendo,

$D_M$ : Dilución media en la zona de compresión.

$$D_M = \frac{D_C + D_F}{2} = \frac{4,20 + 0,35}{2} = 2,275$$

$t_{\text{compresión}}$ : Tiempo de compresión.

$$t_{\text{compresión}} = t_{\text{total}} - t_C = (150 \text{ min} - 18 \text{ min}) * \frac{1 \text{ h}}{60 \text{ min}} = 2,2 \text{ h}$$

Por lo tanto el volumen de compresión será:

$$V_{\text{compresión}} = 305,6 * \left( \frac{1}{2,88} + 2,275 \right) * 2,2 = 1.762,97 \text{ m}^3$$





Y la altura de la zona de compresión deberá ser:

$$\text{Altura zona de compresión} = \frac{V_{\text{compresión}}}{A} = \frac{1.762,97 \text{ m}^3}{2.101 \text{ m}^2} = 0,84 \text{ m}$$

Como la altura máxima recomendada para la zona de compresión es de 1 m, el resultado obtenido es adecuado, y la altura total del tanque será:

$$\text{Altura total tanque espesador} = 0,8 + 0,8 + 0,8 + 0,84 = 3,24 \text{ m}$$

Finalmente, se resumen las dimensiones del tanque espesador:

$$\text{Altura total tanque espesador} = 3,24 \text{ m}$$

$$\text{Área del tanque espesador} = 2.101 \text{ m}^2$$

### 10.7.3.1 Dimensionado del equipo de filtración de los estériles

Del tanque espesador saldrán 305,6 T/h de sólidos, y a continuación se calcula la cantidad de agua que queda después del tanque espesador, teniendo en cuenta para ello, la dilución final obtenida anteriormente ( $D_2=0,35$ ).

$$\text{Agua: } 305,6 \text{ T/h sólidos} * \frac{0,35 \text{ kg agua}}{1 \text{ kg sólidos}} = 106,96 \text{ T/h agua}$$

$$\text{Pulpa: } \frac{305,6 \text{ T/h sólidos}}{2,88 \text{ g/cm}^3} + \frac{106,96 \text{ T/h agua}}{1 \text{ g/cm}^3} = 213,07 \text{ m}^3/\text{h}$$

El dimensionado del equipo de filtración de los estériles se determina a partir de un ensayo de laboratorio, obteniendo los datos que se muestran a continuación:

$$\text{Tiempo de filtrado corregido empleado en laboratorio: } t = 15 \text{ min}$$

$$\text{Peso de la torta húmeda: } P_{\text{torta húmeda}} = 118 \text{ g}$$

$$\text{Peso de la torta seca: } P_{\text{torta seca}} = 110 \text{ g}$$

$$\text{Peso en agua de la torta: } P_{\text{agua}} = P_{\text{torta húmeda}} - P_{\text{torta seca}} = 18 \text{ g}$$

$$\text{Humedad de la torta: } H = 12\%$$

$$\text{Superficie del filtro de laboratorio: } A = 25 \text{ cm}^2$$

$$\text{Volumen de la torta: } V = 51,4 \text{ cm}^3$$

A partir de estos datos es posible calcular la densidad de la torta seca, el volumen de filtro y el número de cámaras necesarios.





Densidad de la torta seca:

$$\rho_{torta\ seca} = \frac{P_{torta\ seca}}{\left(\frac{P_{torta\ seca}}{2,88} + P_{agua}\right)} = \frac{110}{\frac{110}{2,88} + 18} = 1,96\ g/cm^3$$

El volumen de filtro necesario viene definido por la división entre el volumen del caudal de los sólidos ( $V$ ) y el número de ciclos que se realizan por hora ( $n$ ):

$$V = \frac{Q}{\rho_{torta\ seca}} = \frac{305,6}{1,96} = 155,92\ m^3/h$$

$$n = \frac{60\ min/h}{15\ min/ciclo} = 4\ ciclos/h$$

$$Volumen\ de\ filtrado\ necesario = \frac{V}{n} = \frac{155,92\ m^3/h}{4\ ciclos/h} = 38,98\ m^3 = 38.980\ l$$

Y para obtener el número de cámaras necesarias se deberá dividir el volumen de filtro calculado, por el volumen de la cámara elegida. Siendo la cámara elegida: VPA 2040 de 42 mm de espesor de cámara y 165 litros de volumen.

$$Número\ de\ cámaras = \frac{Volumen\ de\ filtrado\ necesario}{Volumen\ de\ la\ cámara\ elegida} = \frac{38.980\ l}{165\ l} = 236,24\ cámaras$$

$$Número\ de\ cámaras \cong 236\ cámaras$$

Por lo que se eligen de la Tabla 28, cuatro filtros VPA 2040-50, cada uno de estos filtros contiene 50 cámaras, y un VPA 2040-36, que contiene 36 cámaras.

Modelo	L (mm)	W (mm)	H (mm)	Peso (kg)	Tamaño de motor (kW)	
					Alta presión	Baja presión
VPA 20..-30	12400	4250	4580	64000	37	22
VPA 20..-32	12800	4250	4580	65600	37	22
VPA 20..-34	13200	4250	4580	67200	37	22
VPA 20..-36	13600	4250	4580	68800	37	22
VPA 20..-38	14000	4250	4580	70400	37	22
VPA 20..-40	14400	4250	4580	72000	37	22
VPA 20..-42	14800	4250	4580	73600	37	22
VPA 20..-44	15200	4250	4580	75200	37	22
VPA 20..-46	15600	4250	4580	76800	37	22
VPA 20..-48	16000	4250	4580	78400	37	22
VPA 20..-50	16400	4250	4580	80000	37	22

Tabla 28. Características técnicas de los filtros de presión VPA 20.



El agua que acompaña al sólido, en forma de humedad, será la siguiente:

$$Q_{agua} = Q_{solidos} * \frac{12 \text{ T agua}}{(100 - 12) \text{ T sólido}} = 305,6 \frac{\text{T}}{\text{h}} * \frac{12 \text{ T agua}}{88 \text{ T sólido}} = 41,67 \text{ T/h agua}$$

Y, por otro lado, el caudal del agua que constituye el filtrado se calcula de esta manera:

$$Q_{filtrado} = 106,96 \text{ T/h agua} - 41,67 \text{ T/h agua} = 65,29 \text{ T/h agua}$$



## 11 CÁLCULO DE LA INVERSIÓN

La inversión total necesaria para montar una planta de tratamiento de minerales de determina mediante la suma del coste de la planta y el capital de trabajo, que suele ser entre un 12- 15% del coste de la planta.

$$\text{Inversión total} = \text{Coste de la planta} + \text{Capital de trabajo}$$

Existen varios métodos de estimación del coste de la planta de tratamiento mediante el método de proporción de coste:

### 11.1 Regla de los seis décimos

Este método realiza el cálculo del coste de la planta basándose en el coste de otra de características similares y teniendo en cuenta la relación de capacidades de ambas plantas. Se define mediante la siguiente expresión:

$$U_x = U * \left(\frac{C_x}{C}\right)^{0,6}$$

Donde,

$U_x$ : Coste de la planta nueva.

$U$ : Coste de la planta de referencia.

$C_x$ : Capacidad de la planta nueva.

$C$ : Capacidad de la planta de referencia.

El exponente 0,6: es un valor medio que depende del tipo de planta.

Para aplicar este método es necesario conocer:

- El coste de una planta análoga, desde el punto de vista del proceso.
- Su capacidad nominal.
- Su situación geográfica.
- Equipos auxiliares.
- Fecha de ejecución.
- País de origen.

Los dos primeros datos permiten aplicar la fórmula anteriormente expuesta, y la información restante proporciona la actualización del resultado antes obtenido.



## 11.2 Proporción del coste de la planta

Este método supone que el coste de una planta es función directa de coste de su equipamiento, teniendo en cuenta tanto los equipos principales como los auxiliares.

$$U_x = K * (E_p + E_a)$$

Donde,

$U_x$ : Coste de la planta.

$K$ : Coeficiente de Lang. En la Tabla 29 se muestran sus valores en función del tipo de planta.

Tipo de planta	Valor de K
Proceso de sólidos	3,10
Proceso de sólido-líquido	3,63

Tabla 29. Valor del coeficiente de Lang en función del tipo de planta.

$E_p$ : Valor del equipamiento principal.

$E_a$ : Valor del equipamiento auxiliar.

Para poder aplicar este método es necesario disponer de una mayor información que la exigida para aplicar el método de los seis décimos. Se necesita saber:

- Diagrama de flujo.
- Descripción de la planta.
- Situación geográfica.
- Especificaciones preliminares del equipamiento principal y auxiliar.
- Lista de motores.

## 11.3 Proporción del coste de los equipos

En este método en vez de utilizar un solo factor para el conjunto del equipo se utilizan factores apropiados para categoría del equipo.

$$U_x = \sum_{i=1}^n k_i * E_i$$

Donde,

$U_x$ : Coste de la planta.



$k_i$ : Índice de coste de equipos, correspondiente al equipo de categoría  $i$ . En la Tabla 30 se muestran los valores del índice para diferentes equipos.

$E_i$ : Coste del equipo de la categoría  $i$ .

Categoría de equipo	Índice de coste de equipo
Acondicionadores	2,0
Elevadores	2,0
Secadores de tambor	2,2
Cintas transportadoras	2,3
Molinos	3,0
Trituradoras	3,5
Bombas	5,8

Tabla 30. Valores del índice de coste para diferentes equipos.

## 11.4 Proporción del coste de los componentes de la planta

Este es el método más empleado a nivel de anteproyecto. Se funda en el conocimiento del costo del equipamiento principal y auxiliar, mientras que las demás partidas se calculan en base a un tanto por ciento de dicho costo.

$$U_x = E * \left( 1 + \sum_{i=1}^n \frac{a_i}{100} \right)$$

Donde,

$U_x$ : Coste de la planta.

$E$ : Costo del equipamiento principal y auxiliar.

$a_i$ : Factor de costo de la partida “ $i$ ” expresado en tanto por ciento del costo del equipamiento.

Para poder definir el coste del equipamiento, aún en fase preliminar, con un error del  $\pm 15\%$ , es preciso disponer de los datos siguientes:

- Definición del proceso, con el esquema detallado del mismo.
- Balance de materiales y circuitos del agua.
- Dimensionado de la maquinaria principal.
- Implantación general.
- Estimación de la maquinaria auxiliar.
- Consumos de energía y distribución de la potencia instalada.



A continuación, en la Tabla 31, se muestran los valores mínimos y máximos del coste de las diferentes partidas, expresados en tanto por uno respecto al coste del equipamiento.

Partidas	Coste de las diferentes partidas con relación al coste del equipamiento (en tanto por uno)	
<b>Equipos</b>	1	
<b>Instalación de equipos</b>	0,17	0,25
<b>Tuberías y enlaces</b>	0,07	0,25
<b>Instalación eléctrica</b>	0,13	0,25
<b>Instrumentación</b>	0,03	0,12
<b>Naves de proceso</b>	0,33	0,50
<b>Naves auxiliares</b>	0,07	0,15
<b>Servicios</b>	0,07	0,15
<b>Preparación del terreno</b>	0,03	0,18
<b>Contingencias en obra</b>	0,10	0,12
<b>Dirección de proyecto</b>	0,30	0,33
<b>Total</b>	2,30	3,30

Tabla 31. Valores mínimos y máximos del coste de las diferentes partidas, expresado en tanto por uno respecto al coste del equipamiento.

#### 11.4.1 Inversión necesaria para la planta de tratamiento diseñada

Para el cálculo de la inversión de la planta de tratamiento se emplea éste último método, el de la proporción de coste de los componentes de la planta, ya que es el más utilizado. Por lo que para su desarrollo, como se ha explicado, se precisa disponer del coste de los equipos que se van a utilizar, que se exponen a continuación en la Tabla 32.



Equipo	Nº Unidades	Precio unitario	Precio Total (\$)	
Trituradora giratoria	1	1.500.000	1.500.000	
Triturador de Cono Simons Estándar 7 pies	2	850.000	1.700.000	
Triturador de Cono Simons Estándar 5 pies y medio	2	600.000	1.200.000	
Criba Vibratoria 13,02 m <sup>2</sup>	1	48.000	48.000	
Criba Vibratoria 11,163 m <sup>2</sup>	1	44.000	44.000	
Molino de Barras 437,24 HP y diámetro interno de 2,7 m	4	892.000	3.568.000	
Molino de Bolas 1482 HP y diámetro interno de 4,24 m	4	1.412.000	5.648.000	
Hidrociclón de 50 cm de diámetro	8	12.000	96.000	
Bomba Warman tipo AH, tamaño 14/12, bastidor ST	4	30.300	121.200	
Tanque acondicionador 46,706 m <sup>3</sup>	1	12.000	12.000	
Tanque acondicionador 31,14 m <sup>3</sup>	1	9.000	9.000	
Tanque acondicionador 15,59 m <sup>3</sup>	1	6.000	6.000	
Celda de flotación Denver 2,8 m <sup>3</sup>	42	28.600	1.201.200	
Celda de flotación Denver 0,34 m <sup>3</sup>	14	14.200	198.800	
Tanque acondicionador 44,83 m <sup>3</sup>	1	11.500	11.500	
Tanque acondicionador 149,42 m <sup>3</sup>	1	41.500	41.500	
Tanque acondicionador 29,88 m <sup>3</sup>	1	9.000	9.000	
Tanque acondicionador 14,94 m <sup>3</sup>	1	6.000	6.000	
Celda de flotación Denver 2,8 m <sup>3</sup>	42	28.600	1.201.200	
Celda de flotación Denver 0,71 m <sup>3</sup>	12	15.100	181.200	
Filtro de vacío de 6 discos de 3m de diámetro (41,99 m <sup>2</sup> )	1	153.000	153.000	
Filtro de vacío de 7 discos de 4m de diámetro (103,86 m <sup>2</sup> )	1	220.000	220.000	
Tanque esperador de 25,86m de diámetro	1	880.00	880.000	
Filtro de estériles de 236 cámaras	VPA 2040-50	4	305.000	1.220.000
	VPA 2040-36	1	240.000	240.000
<b>Total: 19.515.600 \$</b>				

Tabla 32. Coste de los equipos de la planta de tratamiento.



Además, como también se ha indicado anteriormente, el coste de la planta se calcula multiplicando el precio de cada equipo por el factor que le corresponde. La suma de estos factores oscila entre 2,3 y 3,3, por lo que, es posible calcular el resultado final aplicando un valor medio de dicho coeficiente a la suma del coste total de la planta:

$$\text{Coste de la planta} = \text{Coste total de equipos} * 2,8$$

$$\text{Coste de la planta} = 19.515.600 * 2,8 = 54.643.680 \$$$

Finalmente, sabiendo que el capital de trabajo supone entre un 12-15% del coste de la planta, tomando un valor medio como 13,5%, es posible calcular la inversión total necesaria:

$$\text{Inversión total} = \text{Coste de la planta} + \text{Capital de trabajo} = 1,135 * \text{Coste de la planta}$$

$$\text{Inversión total} = 1,135 * 54.643.680 = 62.020.577 \$$$

$$\text{Inversión total} = \mathbf{53.291.440 \text{ €}}$$

La inversión total necesaria para montar la planta de tratamiento de minerales de 350 T/h para producir concentrados de plomo y cinc será de 53.291.440 €.





## 12 BIBLIOGRAFÍA

- Infomine USA. (2006). *Mine and Mill Equipment Costs. An Estimators Guide*. Sponake Valley (USA): Western Mine Engineering.
- Menéndez Álvarez, M., & Richard Gent, M. (2012). *Apuntes de la asignatura de 3º de Grado en Ingeniería de Tecnologías Mineras "Tecnología de la Preparación de Menas"*. Oviedo.
- Menéndez Álvarez, M., & Richard Gent, M. (2014). *Apuntes de la asignatura de 1º de Máster Universitario en Ingeniería de Minas "Tecnología de la Concentración de Menas"*. Oviedo.
- Menéndez Álvarez, M., & Richard Gent, M. (2015). *Apuntes de la asignatura de 2º de Máster Universitario en Ingeniería de Minas "Plantas de Tratamiento de Minerales y Reciclaje"*. Oviedo.
- Mular, A.L.; Bhappu,R.B. (1982) *Diseño de plantas de proceso de minerales*.2 tomos. Editorial Rocas y Minerales. Madrid.
- Mular, A.L.; Halbe, D.N.; Barrat, D.J. (Editors), (2002). *Mineral Processing Plant Design, Practice, and Control*. Published by Society for Mining, Metallurgy, and Exploration (SME)
- Osborn, Vibrating screens,  
<http://www.osborn.co.za/sites/default/files/brochures/VibratingScreen.pdf>  
(consultado 19/03/2018)
- Pascoe,R.D.,(1992). Capital and operating costs of minerals engineering plants-a review of simple estimation techniques. *Minerals Engineering*, Vol.5,Nº8,pp.883-893.
- Taggart,A.F., (1945). *Handbook of Mineral Dressing*, Wiley, New York.
- Targan, G., (1981). *Mineral processing*. Akademiai Kiado, Budapest.
- Weiss, N.L.(ed), (1985). *SME Mineral Processing Handbook*. Society of Mining Engineers. New York.
- Wills, B.A. (1997). *Mineral Processing Technology*. Ed.Butterworth- Heinemann, Oxford.