

Entrega Parcial 3
**Fabricación de cemento a partir de escoria
de cobre**

Grupo N° 8

Integrantes

Constanza Carvajal C. - Camila Correa M. - Renzo Luppichini J. - Cristian Rojas S.

Cuerpo Docente

Alvaro Olivera Nappa - Javiera Rizzo R. - Elisa Díaz Carniglia - Josefa Orellana Solar

Fecha de entrega:

13 de diciembre de 2018

Resumen ejecutivo

El presente informe tiene como objetivo general evaluar el proyecto de producción de cemento a partir de escoria de cobre. Por otro lado, como objetivos específicos de esta entrega se informará y analizará el límite de batería, caso base, proceso, realización del flowsheet mediante AutoCAD, dimensionamiento de equipos, balance de masa y energía.

Debido a los actuales esfuerzos por disminuir la contaminación del planeta, este proyecto se suma a esta causa mediante una solución para un residuo masivo en Chile, la escoria de cobre. Este es un desecho de las fundiciones que no está regulado por la ley, pero tiene propiedades de interés para la fabricación de cemento. En particular, otorga características superiores a los cementos estándar, como mayor resistencia a la corrosión. Adicionalmente, fabricar este material colabora con el medio ambiente, ya que se da valor a un residuo peligroso.

La empresa recibirá la escoria de cobre desde la fundición Ventanas y Caletones en estado sólido, además de marga y caliza, en sacos, de proveedores.

La producción anual de cemento será de 1.295.000 toneladas, para lo cual son necesarias 586.000 ton/año de escoria. La planta se ubicará en la sexta región del Libertador General Bernardo O'Higgins, cerca de la ciudad de Rengo, esto se debe a la cercanía de las minas de caliza y fundiciones de cobre. El proceso es continuo y comienza con la recepción de escoria para ser chancada y molida. Luego de ser homogenizada con marga y caliza pasa a la calcinación formándose el Clinker. Este es enfriado y molido y finalmente se mezcla con una parte de escoria, obteniéndose así el cemento portland de alta calidad.

Del balance de masa se obtuvo como resultado la cantidad de materia prima necesaria, donde la marga y caliza poseen un flujo másico de 1.052.000 ton/año y 1.315.000 ton/año, respectivamente. Además, se calculó la corriente gaseosa provenientes del kiln, la cual incluye material particulado, con un flujo másico de 3.285.000 ton/año. Esta corriente es tratada para luego ir a plantas de ácido, con un 0,0001% de material particulado. Finalmente se obtuvo un error de 0,0005%.

En cuanto al dimensionamiento de equipos, todos concuerdan con equipos existentes para procesos similares, excepto el enfriador, que debido a los supuestos resulta de tamaño mayor a los reales.

Los equipos principales y sus dimensiones se muestran a continuación:

Chancado	Abertura mín [mm]	Capacidad mín [ton/h]	Área mín [m ²]	Ancho mín [m]
Primario	812,8	-	0,21	0,16
Secundario	287,5	61,7	0,41	0,16
Terciario	66,8	61,8	0,34	0,16
Reactor	Volumen [m ³]	Largo [m]	Diámetro [m]	Tiempo de residencia [min]
	24,6	19,2	1,3	20
Ciclones	Diámetro D _c [mm]	Eficiencia η		
Primarios	299	0,93		
Secundario	103	0,92		
Terciario	27	0,93		

Adicionalmente, se confeccionó una flowsheet en AutoCAD que explica la simbología y los flujos de cada corriente.

En conclusión, se cumplieron los objetivos, se logró determinar tanto el dimensionamiento, como el balance de masa y energía coherente. Del balance de masas se observa que de 2.951.000 ton/año de materia prima, se obtiene una producción equivalente a un 43,77%, lo cual se considera aceptable.

Como proyección se espera considerar la recirculación de corrientes de material particulado a sus líneas principales en sector de molienda y utilizar el calor generado por el kiln para el intercambiador de calor, de forma de optimizar el proceso.

Tabla de contenido

Introducción	1
Límite Batería	1
Caso Base	1
Presentación de la Organización	2
Visión	2
Misión	2
Proceso	2
Balance Masa y Dimensionamiento de Equipos	2
FlowSheet	3
Circuito chancadoras y harnero	4
Chancado primario	4
Chancado secundario y terciario	4
Molino	5
Pre-calentador	5
Horno rotatorio	5
Enfriador	6
Ciclones y Filtro de Mangas	6
Conclusiones	6
Bibliografía	7
Anexos	11
Anexo 1: Discusión elección tema proyecto	11
Anexo 2: Caso base	12
Anexo 3: Mapa Minas	14
Anexo 4: Minas y Fundiciones	15
Anexo 5: Fundiciones de Cobre en Chile	16
Anexo 6: Factores para la localización	17
Anexo 7: Mapa localización y justificación.	18
Anexo 8. Diagrama de Proceso	19
Anexo 9. Balance de Masas y Dimensionamiento de Equipos	20
9.1 Selección Equipos	20
9.1.1 Equipos Etapas de Chancado y Molienda	20
Chancado Primario	20
Chancado Secundario y Terciario	21
Molienda	21

9.1.2 Equipos Sector Reactor	21
Pre-Calentamiento	21
Calcinación	21
Enfriamiento	21
9.1.3 Equipos Tratamiento de Residuos	21
Ciclones	22
Filtro de Mangas	22
9.2 Balance de masa y dimensionamiento	23
9.2.1 Equipos Etapas de Chancado	23
Chancado Primario	23
Chancado Secundario y Terciario	32
9.2.2 Equipos Etapas de Molienda	35
Molino de Bolas	35
9.3.1 Equipos Sector Reactor	37
Pre-Calentador	37
Reactor	42
Enfriador	49
9.2.4 Equipos Tratamiento de Residuos	51
Ciclones	51
Filtro de Mangas	53
Anexo 10: Balance de energía.	56
Pre-Calentador	56
Nomenclatura	58
Chancado	59
Molino	60
Intercambiador de calor	60
Reactor	61
Enfriador	62
Ciclones	63
Filtro de mangas	63

Introducción

Uno de los residuos de relevancia a nivel industrial proviene de las fundiciones de cobre, esta es la escoria, llegando a 2,4 millones de toneladas anuales en Chile [1]. La escoria permanece en lugares de acopio, utilizando sectores que pudiesen ser terreno cultivable, además de generar impactos negativos al medio ambiente por posibles lixiviados y contaminación visual [1]. Debido a lo anterior es que ha sido de gran interés el uso de la escoria del cobre, compuesta de óxidos de hierro (hematita, fayalita, magnetita), silicio y aluminio, entre otras [2], los cuales son de gran utilidad en la industria de construcción y minería. De ahí nace la idea de que la escoria pueda cumplir la función de materia prima para la fabricación de cemento Portland [3], mercado que ha ido en baja en estos últimos 3 años, pero que los expertos aseguran que el 2018 es un escenario positivo [4]. Es debido a lo anterior que esta idea se escoge sobre las otras expuestas en Anexo 1.

La fabricación de cemento mediante escoria de cobre posee diversas ventajas, entre ellas, la disminución en costos de producción debido a sustitución parcial de minerales de sílice y de hierro [2]. También, disminuye el consumo calorífico [5], pudiendo ser una alternativa económica y ambientalmente viable para el co-procesamiento de escoria. Adicionalmente, se mejora la reactividad del clínker, la resistencia a la compresión del cemento y es una alternativa ambientalmente segura para la disposición final del residuo escoria [2].

El principal objetivo de la empresa es producir cemento de alta calidad mediante el tratamiento de un residuo de importancia en Chile, la escoria de cobre, y como informe, es ver la factibilidad técnica y económica de realizar este proyecto. Para lograr desarrollarlo es necesario actualizar el diagrama de bloques del proceso y su descripción mediante AutoCAD. Luego, modificar los balances de masa, dimensionamientos de los equipos y el caso base, si fuese necesario. Finalizar mediante un análisis completo del estudio y sus respectivas conclusiones.

Límite Batería: La empresa recibirá la escoria desde las fundiciones Ventanas y Caletones en estado sólido mediante ferrocarril; por otro lado, la marga y caliza será comprada en sacos desde distintos proveedores (CAP, Sopracal) y será transportada mediante camiones externos. Es relevante mencionar el carbón, combustible a utilizar para el reactor kiln [3], el cual será abastecido por BHP. A partir de esto se obtendrá cemento Portland de alta calidad, el cual será almacenado y luego envasado por algún contratista externo, para luego ser vendidos en sacos en polvo, que abarquen tamaños desde 10 Kg a 25 Kg, pudiendo realizar también pedidos especiales para industrias que necesiten de mayor tamaño.

Por otra parte, los desechos producidos son: material particulado que será separado por filtro de mangas, obteniendo así residuos sólidos a tratar por empresas externas; gases en el sector de calcinación (NO_x , SO_2 , CO , CO_2) [6], los cuales serán separados por ciclones y luego serán enviados a torres de lavado de gases para obtener ácido sulfúrico tratado por contratistas. Un residuo que se podría considerar relevante es el arsénico, por el contrario, estudios recientes indican que la mezcla de escoria en producción de cemento permite la máxima retención de arsénico en la escoria y asegura la estabilidad ambiental del producto definitivo [7].

Caso Base: De acuerdo con la Cámara Chilena de la Construcción la producción de cemento promedio en Chile desde el 2017 a la actualidad ronda las 340.000 ton/mensuales [8]. Para una proyección de la empresa de 10 años, se consideró el historial de la demanda de cemento desde el 2010 hasta la actualidad, obteniendo un promedio aproximado al 3% [9], por lo que se asumirá que la empresa cubrirá ese nuevo mercado y los competidores se mantendrán en sus ventas de forma regular. De acuerdo con lo anterior, la empresa producirá 1.291.000 ton/anuales de cemento. El cálculo de encuentra detallado en el Anexo 2.

Presentación de la Organización: La empresa se encarga del uso de la escoria de cobre, uno de los residuos de mayor importancia a nivel nacional, el cual ha llegado hasta 600 millones de toneladas sólo en la división de Ventanas [10]. La escoria se utilizará para la fabricación de un cemento de alta calidad [11], de mayor resistencia a la abrasión y compactación [1]. La localización de la empresa es en la VI Región (Anexo 7), donde se cuenta con yacimientos de marga y caliza cercanos (Anexo 3). Adicionalmente en esta región se encuentra la Fundición Caletones, una de las fundiciones que proveerá a la empresa de escoria (Anexo 4, Anexo 5 y Anexo 6). Mientras que la otra importante fundición que proveerá de escoria a la empresa será la Fundición Ventanas, y el transporte será facilitado por líneas ferrocarriles entre Ventanas y Caletones.

Visión: Ser la mejor empresa a nivel nacional en la producción de cementos de alta calidad para el área minera, mediante el tratamiento y uso de residuos de escoria de cobre de las fundiciones en Chile, manteniendo siempre la responsabilidad con la sociedad y el ambiente.

Misión: Ofrecer a nuestros clientes de la industria de construcción y minera, un producto innovador, de alta calidad y mayor durabilidad, mediante procesos sustentables con el compromiso del cuidado a las comunidades y al medio ambiente.

Proceso: El proceso comienza con la recepción de escoria de cobre de la División Codelco Ventanas y Caletones, que debe ser chancado y molido, para luego ser homogeneizado junto a la marga y caliza. La etapa siguiente consiste en un precalentamiento para luego pasar a la etapa de calcinación, donde se alcanzan temperaturas de 1.500°C, por lo tanto, se emiten gases que serán tratados mediante tres ciclones en serie. Posteriormente el Clinker es enfriado y molido para luego ser homogenizado nuevamente con 25% de escoria, teniendo como resultado final un cemento portland de alta calidad. Es importante destacar que este proceso es continuo, dadas las condiciones de operación del horno de calcinación que llega a altas temperaturas, por lo que no conviene detener el proceso. Finalmente, se tratarán todos los residuos de la planta, incluyendo el material particulado mediante filtro de mangas. El proceso se puede comprender de mejor forma mediante el esquema en el Anexo 8 y en la Figura 1.

Balance Masa y Dimensionamiento de Equipos

Para realizar el balance de masa es indispensable considerar la eficiencia de los diversos equipos en el proceso, además de supuestos como la consideración de trabajo en estado estacionario. La selección de los equipos por sobre otros, tanto para el dimensionamiento como para el balance se detalla en el Anexo 9.1. Por otra parte, es relevante destacar que el balance de masa se realizó desde la producción deseada hacia las materias primas. En la Figura 2 se observa el balance de masa global del proceso, el cual posee un error del 0,0005%. Esto puede deberse a los supuestos considerados, ya que en la etapa de calcinación solo se consideran 8 reacciones principales, cuando en realidad son casi 100. Por otro lado, pueden existir pérdidas durante el transporte de material por correas que no se consideran. Para más detalle sobre análisis leer el Anexo 9.2. Los equipos dimensionados por catálogo se encuentran en el Anexo 11.



fcfm

DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA
QUÍMICA, BIOTECNOLOGÍA
Y MATERIALES
FACULTAD DE CIENCIAS
FÍSICAS Y MATEMÁTICAS
UNIVERSIDAD DE CHILE

Taller Diseño de Procesos IQ5701-1



UNIVERSIDAD
DE CHILE

FlowSheet

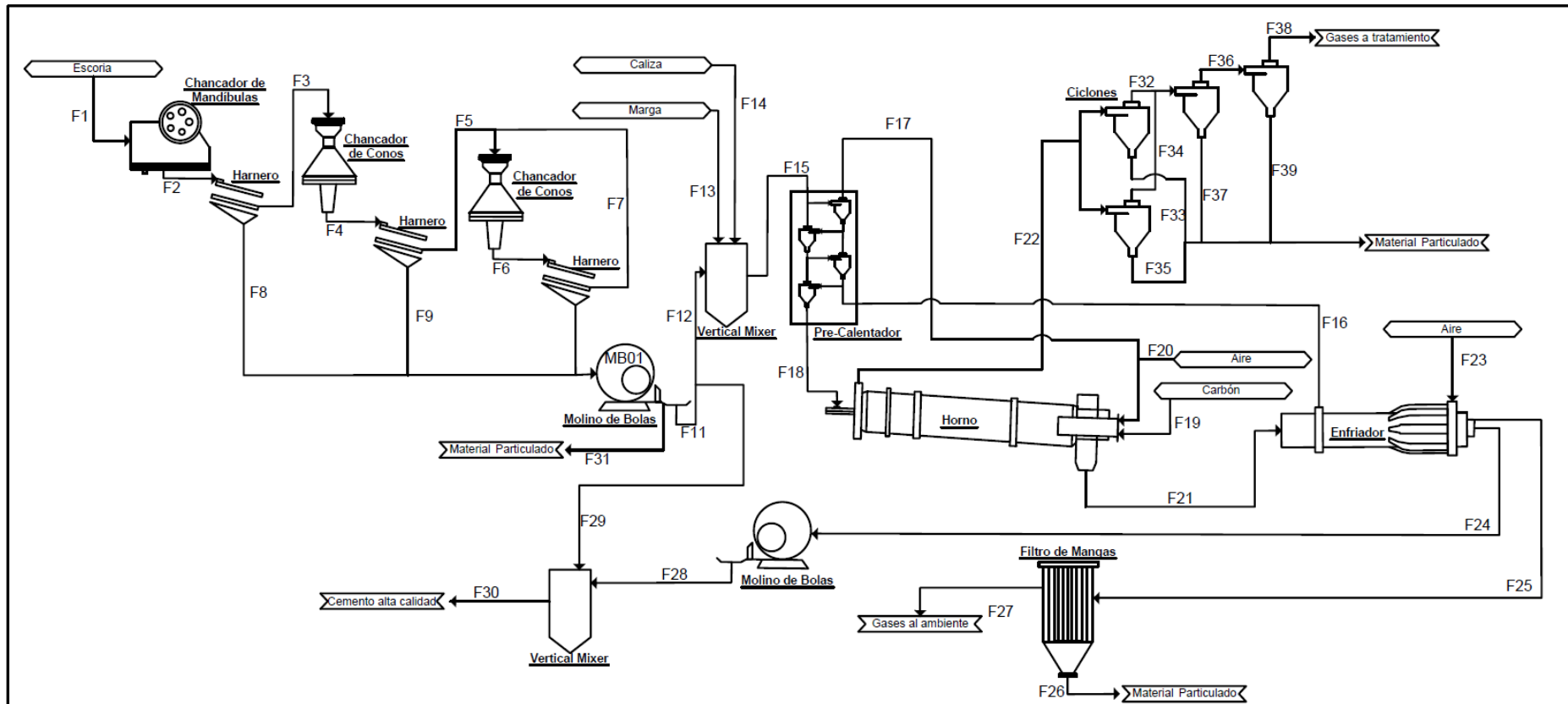


Figura 1: Flowsheet, en AutoCAD, del proceso de fabricación de cemento utilizando como materia prima escoria de cobre (Anexo 8. Diagrama de Proceso)

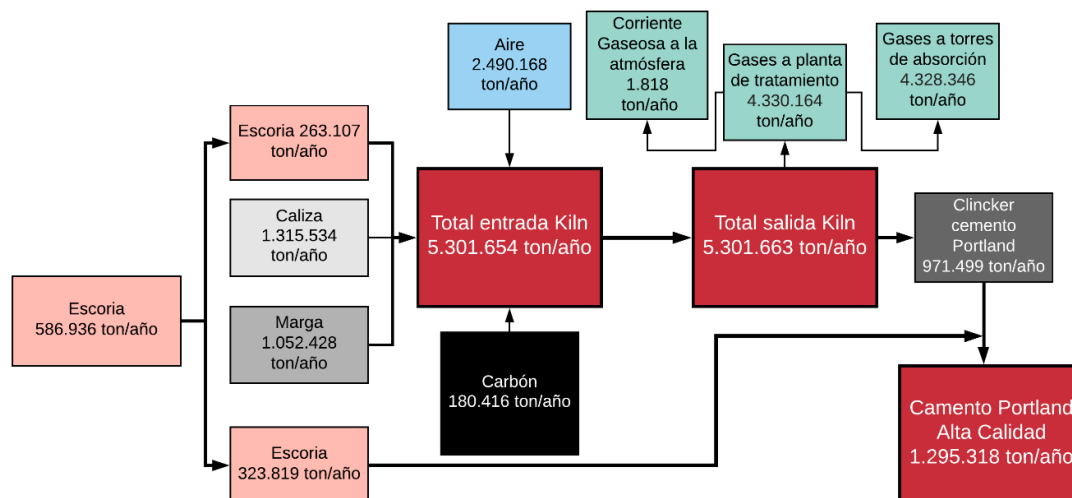


Figura 2: Balance de masa global proceso de producción de cemento a partir de escoria de cobre.

Para realizar el dimensionamiento, se consideraron los siguientes supuestos principales por equipo:

Tabla 1: Supuestos principales por equipo.

Chancador 1° y 2°	Ingresa colpas de escoria de 60 cm aproximadamente. Se asume que la granulometría del chancado de escoria es la indicada por gráficas entregadas por proveedores, en función de Closed Side Setting (ancho justo a la salida del chancador en el momento que la esta se enangosta para moler).
Harneros	Se consideran partículas con forma cúbica luego del chancado.
Molino	Se utilizó el método de Bond que utiliza el índice de trabajo que depende del tamaño de partícula [39]. En este caso se utilizó un valor de bibliografía que del que no se conoce las condiciones del ensayo para su obtención.
Intercambiador de Calor	Se asumen 4 etapas y que no hay pérdidas de calor [12].
Reactor	Se asume que ocurren sólo 8 reacciones de cientos [13]. Hay una proporción definida de entrada/salida, 1 Kg Clincker: 1,81 Kg de harina de entrada. Elementos de la escoria se añaden al Clincker al finalizar el proceso.
Ciclones	Se considera un tamaño promedio de partículas sólidas y debido a que el flujo másico total está comprendido mayoritariamente por nitrógeno, se utiliza solo la viscosidad de este [14]
Filtro de Mangas	Se consideran las constantes empíricas según la eficiencia requerida en el filtro de mangas, la cual se encuentra en los rangos típicos (Anexo 9.2.4).

Circuito chancadoras y harnero: La etapa de conminución contiene etapas de chancado y etapas de separación por tamaños con tal de que, a partir de colpas de escorias de un F100 de 600 mm se alcance un P80 de 20 mm (tamaño óptimo para alimentar el molino). Para esto se utilizarán tres chancadoras, con sus consiguientes tres harneros:

Chancado primario: Se utilizará un chancador de mandíbulas y un harnero. El chancador se dimensiona en base al P80 deseado, y el F100. Para dimensionar el harnero se requiere la granulometría obtenida del chancador, eficiencia del harnero, las características deseadas de éste (abertura, inclinación, cantidad de bandejas), y propiedades geomorfológicas de las partículas alimentadas.

Chancado secundario y terciario: Los equipos a utilizar serán un chancador de conos estándar y uno cabeza corta, además de harneros. El dimensionamiento en esta etapa es similar para el chancado primario, sólo que esta vez se debe tomar en consideración la capacidad de los equipos, pues estos operan de forma continua, mientras que en el chancador primario se sobredimensiona su capacidad, pues opera de forma batch. El dimensionamiento resumen se muestra en la Tabla 2.

Tabla 2: Dimensionamiento equipos etapa de chancado.

Chancado	Chancadoras			Harneros	
	Abertura mín [mm]	CSS ⁻¹ [mm]	Capacidad mín [ton/h]	Área mín [m ²]	Ancho mín [m]
Primario	812,8	150	-	0,21	0,16
Secundario	287,5	48	61,7	0,41	0,16
Terciario	66,8	16	61,8	0,34	0,16

Se trata entonces de chancadores típicos pequeños debido a la baja cantidad alimentada para un chancador común. Para ver equipo de catálogo que se podría utilizar según resultados ver Anexo 9.2.1.

Molino: La molienda es un proceso necesario para obtener partículas de un tamaño menor a 100 μm , de modo que la reacción en el horno sea lo más eficiente posible. En este proceso entra la escoria con un tamaño de 20.000 μm y mediante la acción de bolas de acero y la rotación del molino, la escoria logra salir con un tamaño de 100 μm . La pérdida de masa en este equipo es despreciable y no ocurre ninguna reacción, lo cual es considerado según diversos estudios [15]. Al dimensionar el equipo según el procedimiento de Bond se obtuvo un diámetro de 1,4 m, suponiendo una relación Largo/Diámetro de 1,5, un 45% del volumen ocupado y una velocidad de giro del 70% de su velocidad crítica. Este dimensionamiento está condicionado por el método utilizado, el cual utiliza el índice de trabajo calculado mediante ensayos y que puede diferir de la práctica dependiendo del tamaño de partícula requerido [16]. En este caso se utilizó un valor dado, pero no se conoce la composición de escoria o del tamaño de partícula utilizado en el ensayo. El error de este valor provoca un error en el dimensionamiento, sin embargo, el diámetro obtenido es factible.

El circuito del reactor contiene etapas de precalentamiento de la materia prima una vez se ha disminuido su tamaño, luego un horno rotatorio y finalmente un enfriador del Clinker obtenido.

Pre-calentador: El pre-calentador a utilizar consta de una serie de ciclones de alta resistencia calorífica, que permiten calentar el material con gas antes de que ingrese al horno, con el fin de aumentar la eficiencia energética del proceso. A partir del balance de masa y energía (Anexo 9.2.3 y Anexo 10) se obtuvo una pérdida de polvos de 3.065 [kg/h] los que entran al horno. Además, se utilizaron 4 etapas de ciclones con un diámetro de 0,48 [m] y una temperatura de salida de las partículas de 750 °C.

El principal supuesto utilizado es que no hay pérdidas de calor. Las partículas realmente saldrán con menor temperatura de la indicada, sin embargo, esto provocaría un subdimensionamiento en el horno, pues se requerirá mayor tiempo de residencia para la calcinación.

Horno rotatorio: Se utilizará un horno inclinado rotatorio Kiln. Este se dimensiona en base a las pérdidas de calor de parte de los desechos, o por la producción final, obteniéndose el volumen, largo, diámetro y tiempo de residencia. Esto se obtiene a partir de un balance molar por especies (Anexo 9.2.3

Reactor), donde los supuestos más fuertes implican proporciones de formación de Clinker respecto a la entrada de materia prima [17][18] por lo que la salida está definida, y que se añaden el resto de los compuestos de la escoria la Clinker, lo cual no ocurre en procesos de clinkerización normales, por lo que sale más clinker del real y que se reduce el problema a 8 reacciones. Con lo anterior se obtienen los parámetros de la Tabla 3.

Tabla 3: Dimensionamiento de horno.

Volumen [m ³]	Largo [m]	Diámetro [m]	Tiempo de residencia [min]
24,6	19,2	1,3	20

Los resultados obtenidos se encuentran en rangos medios entre los encontrados en bibliografía. Sin embargo, parece ser que para esta capacidad de 1300 ton/h las dimensiones están por debajo de las normales [18][19].

Enfriador: Se utilizó un enfriador del tipo planetario. Este se dimensiona en base a la producción de Clinker del horno rotatorio como también del diámetro del horno anterior, presentados en Tabla 4.

Tabla 4: Dimensionamiento de enfriador.

Volumen por tubo [m ³]	Largo [m]	Diámetro [m]
60	63	1,1

Ciclones y Filtro de Mangas: Los ciclones son equipos de separación sólido-gas de gran eficiencia [14], pero en este caso, debido a la gran variedad de partículas, desde los 0-100 μm , se dificulta la eficiencia deseada. Para lograr esto, mediante el dimensionamiento de ciclones de alta eficiencia, se obtiene que se deben utilizar tres ciclones en serie. Sus dimensiones se encuentran en la Tabla 5.

Tabla 5: Dimensionamiento ciclones

	Diámetro D_c [mm]	Eficiencia η
Ciclón 1a y 1b	299	0,93
Ciclón 2	103	0,92
Ciclón 3	27	0,93

Los supuestos considerados para ello, fue tomar un tamaño promedio de partículas sólidas, donde sí se considerará cada tamaño de partícula la eficiencia aumentaría, es por ello que se considera el caso más crítico. Además, los resultados obtenidos en el dimensionamiento, del ciclón 1 son bastante reales, en relación a los obtenidos en literatura [14], pero los ciclones 2 y 3 son pequeños, esto se debe al flujo gaseoso, el cómo disminuye durante el recorrido de los ciclones.

Así también se utiliza el filtro de mangas en el tratamiento de gases del enfriador. Su diseño consta en la selección del material del filtro y la velocidad de la corriente gaseosa [20]. Además, su eficiencia es bastante alta, de un 99%, valor obtenido de literatura [14] y utilizado en el balance de materia. El tamaño del equipo es similar al obtenido en literatura [14].

Tabla 6: Dimensionamiento filtro de Mangas

Tipo de Tela	Velocidad de Filtración [m/s]	Área de Filtración [m ²]	Número de mangas
Fibra de Vidrio	0,036	9,93	10

Conclusiones

Según el principal objetivo de la empresa se concluye que es posible desarrollar el proyecto, lo cual se basa en estudios detallados tanto en el cuerpo del informe como en los anexos. Se establece el límite de batería y la producción final de cemento en 1.295.000 ton/anuales. Además, se logra la realización de balances de masa y dimensionamiento de equipos con mínimos porcentajes de error incluidos en ellos, 0,0005%, los cuales son discutidos en profundidad en el informe. Se logra realizar un diagrama de flujo con sus respectivas tablas mediante AutoCAD. Se desprecian especies que deberían formarse con las reacciones pues se reduce el sistema a 8 reacciones. Se espera que a futuro la empresa logre el crecimiento proyectado, considere la recirculación de otras líneas y el aprovechamiento de energía en el proceso. Además, se debe considerar la responsabilidad social de la empresa teniendo guarderías en la empresa para apoyar a los padres y la mantención y cuidado de parques o humedales.

Bibliografía

- [1] A. Nazer, O. Pavez, F. Rojas, and C. Aguilar. "UNA REVISIÓN DE LOS USOS DE LAS ESCORIAS DE COBRE."
- [2] L. E. García Medina, E. Orrantia Borunda, and A. A. Elguézabal. "USE OF COPPER SLAG IN THE MANUFACTURE OF PORTLAND CEMENT."
- [3] M. Sanjuán and J. S. Chinchón. "INTRODUCCIÓN A LA FABRICACIÓN Y NORMALIZACIÓN DEL CEMENTO PORTLAND". 2014.
- [4] CChC, Cámara Chilena de la Construcción. "Informe MACH, Macroeconomía y Construcción Chilena, 37," vol. 37, p. 120, 2012.
- [5] I. Oyarzun, "Influencia de las Escoria de Cobre en la Fabricación de Hormigón, Universidad Austral de Chile". Página 1–53, 2013.
- [6] B. A. Fernández Bernal, K. A. Hernández Saavedra. "Diagnóstico de la industria del cemento en Colombia y evaluación de alternativas tecnológicas para el cumplimiento de la norma de emisión de fuentes fijas". 2008.
- [7] V. I. Torres Luengo, "Estabilización de arsénico en escorias de cobre.", Universidad de Chile, 2012.
- [8] Cámara Chilena de la Construcción. Indicador: Índice Despacho de Cemento. 2018. [En línea] <<http://www.cchc.cl/centro-de-informacion/indicadores/indice-despacho-de-cemento>> [Consulta: 3 de octubre de 2018].
- [9] Cámara Chilena de la construcción. Informe MACH, Macroeconomía y Construcción Chilena. vol. 34-47. [En línea] <<http://www.cchc.cl/centro-de-informacion/publicaciones/publicaciones-mach>> [Consulta 14 de noviembre 2018]
- [10] Soto C., Jefe de Fundición y Conversión, Codelco Ventanas. Consulta escorias de cobre División Ventanas [en línea]. En: <camila.correa1401@alumnos.ubiobio.cl> miércoles 17 octubre 2018 <csoto045@codelco.cl> [consulta miércoles 17 octubre 2018].
- [11] S. Gyurov et al. "Technological scheme for copper slag processing," Int. J. Miner. Process., vol. 158, pp. 1–7, 2017.
- [12] C. Maarup, K. Dam-Johansen, K. Clement and K. Hjuler. Gas-Solid Heat Exchanger for Cement Production. Technical University of Denmark, Department of Chemical and Biochemical Engineering. 2013.
- [13] Akwasi A Boateng. Rotary Kilns Transport Phenomena and Transport Processes. 2008. Primera edición. Página 277.
- [14] Sinnott, R. K., & Towler, G. (2009). Chemical engineering design: SI Edition. Elsevier.
- [15] Emissions From Dry Process Raw Mill And Finish Mill Systems At Ideal Cement Company, ETB Test No. 71-MM-02, U. S. Environmental Protection Agency, Research Triangle Park, NC, April 1972.
- [16] F. C. Bond. Crushing and grinding calculations. Mining and metal bulletin, 47 (507) 466. 1954.

- [17] R. K. Patil, M. P. Khond, L. G. Navale. Thermal Energy Assessment of Indian Cement Plant Specially Related to Rotary Kiln. [En línea] <http://iosrjournals.org/iosr-jmce/papers/RDME-Volume3/RDME-25.pdf> IOSR Journal of Mechanical and Civil Engineering. [Consulta: 7 de noviembre de 2018]
- [18] Cementos Bio Bio del Sur. 2015. Declaración de Impacto Ambiental (DIA). [En línea] <http://seia.sea.gob.cl/archivos/2015/01/29/Cap_1_Descripcion_Proyecto_CBB_del_Sur_13-01-2015v02.pdf> Página 14. [Consulta: 10 de diciembre de 2018]
- [19] Yusdel Díaz. 2016. Diseño de un horno rotatorio para la fabricación de cemento. Página 13
- [20] S. H. Melo, "Diseño básico de una planta de Desorción Térmica para tratamiento de suelos contaminados," Sevilla, Anexo 8.
- [21] Ministerio de minería, Gobierno de Chile. Historia de la minería en Chile. [En línea] <<http://www.minmineria.gob.cl/%C2%BFque-es-la-mineria/historia-de-la-mineria-en-chile/>> [Consulta 18 de octubre 2018].
- [22] I. Alp, H. Deveci, H. Süngün. Utilization of flotation wastes of copper slag as raw material in cement production. Journal of Hazardous Materials. 2008.
- [23] SONAMI. Mapa minero de Chile. [En línea]. <<http://biblioserver.sernageomin.cl/opac/index.asp?param=o%A5%A6kWj%93%7E%B5v%B9%87zqgq%80&Op=5>> [Consulta: 19 de Noviembre de 2018]
- [24] CODELCO, Mercado de las Fures. [Presentación] Diapositiva 18. [2010] [Consulta: 16 de noviembre de 2018]
- [25] CODELCO, Mercado de las Fures. [Presentación] Diapositiva 21. [2010]. [Consulta: 6 de noviembre de 2018]
- [26] Metso. Crushing and Screening Handbook. 2011.
- [27] A. Casali, Cátedra: "Fragmentación de Partículas." MI4020, Facultad de Ciencias Físicas y Matemáticas, Universidad de Chile, Santiago, 2016.
- [28] European IPPC Bureau. Reference Document on Best Available Techniques in Cement, Lime, and Magnesium Oxide Manufacturing Industries. 2013.
- [29] FLSmidth A/S. Dry Process Kiln Systems. Sales Material. 2009.
- [30] A.C. Hoffmann, L.E. Stein. Gas Cyclones and Swirl Tubes. 2nd Edition ed. ISBN:9873540746942. 2007.
- [31] J.I. Bhatt. Innovations in Portland Cement Manufacturing. Portland Cement Association. ISBN: 9780893122713. 2004.
- [32] Walter H. Duda. Manual Tecnológico del Cemento. 1997. Página 270-275.
- [33] P. Intelectual and R. Decretos, "Protección atmosférica," 2008.
- [34] P. Fernandez Diez, "Eliminación de partículas."
- [35] H. A. M, "GASES DE LA FUNDICIÓN CALETONES Claudia Rodríguez Alegría Profesor Guía :," 2009.

- [36] T. processing solutions INGE TECSA, “Ciclones de alta eficiencia.” Ingeniería y Técnica del Secado - INGTECSA, Barcelona, España.
- [37] A. Barriga, “Cálculo y Diseño Fluidodinámica de un Filtro de Mangas (Tipo Pulse Jet) Para Partículas Minerales de Origen Industrial,” Guayaquil, Ecuador, 2001.
- [38] C. Alberto and E. Londo, “Diseño de filtros de talegas,” no. 12, pp. 43–60, 2008.
- [39] H. J. S. Morales, “ESTUDIO AMBIENTAL, TÉCNICO Y ECONÓMICO DE LA UTILIZACIÓN Y APROVECHAMIENTO DE PRECIPITADORES ELECTROSTÁTICOS, EN PLANTA DE GENERACIÓN ARIZONA,” Universidad San Carlos de Guatemala, 2008.
- [40] Torres M., Profesor departamento de Ingeniería Civil Minas de la Universidad de Chile. Consulta Eficiencia por tamaños harnero [en línea]. En: <cr.rojas.salamanca@gmail.com> miércoles 14 de noviembre de 2018 <magtorre@ing.uchile.cl> [consulta miércoles 14 de noviembre 2018]
- [41] FLSmidth Minerals, Reference Tables for Mineral Processing, 2008.
- [42] Mohammad Ramezani, Priscilla Tremain, Elham Doroodchi, Behdad Moghtaderi. 2017. Determination of Carbonation/Calcination Reactions Kinetics of a Limestone Sorbent in low CO_2 Partial Pressures Using TGA Experiments. [En línea] <https://reader.elsevier.com/reader/sd/pii/S1876610217313413?token=9C5649A82FC0968897FF6D9BD814BD23B933F976034A9FADAE22C6E2BB06C6CFD1D0B980BF724157DF5C430962CAED12> [Consulta: 7 de noviembre de 2018]
- [43] I. Alp, H. Deveci, H. Sungun. 2008. Utilization of flotation wastes of copper slag as raw material in cement production. [En línea] <<https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S030438940800263X>> [Consulta: 7 de noviembre de 2018]
- [44] Adem Atmaca, Recep Yumrutas. Analysis of the parameters affecting energy consumption of a rotary kiln in cement industry. 2014. [En línea] http://kchbi.chtf.stuba.sk/upload_new/file/Miro/Proc%20problemy%20odovzdane%20zadania/Bajz Thermal Engineering.[Consulta: 31 de Noviembre de 2018]
- [45] Don W. Green, Robert H. Perry. Perry’s Chemical Engineers Handbook. 2008. McGraw-Hill. Octava edición. Página 2-124
- [46] Parmadar Pte Ltd. Copper Slag. [En línea] <http://www.parmadar.com/pdf/Copper%20Slag.pdf> [Consulta: 18 de noviembre de 2018]
- [47] Jesús D. Coral, Izabela Dobrosz-Gómez, Miguel Á. Gómez. Modelamiento Matemático y Simulación de un Reactor Rotatorio Industrial para la Producción de Clinker. 2014. [En línea] <https://scielo.conicyt.cl/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S0718-07642014000500012> [Consulta: 14 de Noviembre de 2018]
- [48] Javier Alejandro Feijoó Caraballo, José A. Fabelo Falcón, Iván L. Rodríguez Rico. Evaluación del ciclo de azufre en el horno de la fábrica de cemento cienfuegos. 2016. [En línea] <<http://scielo.sld.cu/pdf/caz/v44n2/caz01217.pdf>> [Consulta: 14 de noviembre de 2018]

- [49] Akwasi A Boateng. Rotary Kilns Transport Phenomena and Transport Processes. 2008. Primera edición. Página 40
- [50] United States Environmental Protection Agency. Emission Factor Documentaton for AP-42. Portland cement Manufacturing. [En línea] <<https://www3.epa.gov/ttn/chief/ap42/ch11/bgdocs/b11s06.pdf>> [Consulta: 31 de Noviembre de 2018]
- [51] L. LMNO Engineering, Research, and Software, “Gas Viscosity Calculator.” [Online]. Available: <https://www.lmnoeng.com/Flow/GasViscosity.php>.
- [52] C. De Boltzmann, “Algunos Métodos de Estimación para Viscosidad,” pp. 1–6.
- [53] C. O. N. Mención and E. N. Diseño, “Diseño de un sistema de extracción de material particulado de la planta de arena (Trituración y Clasificación de polvo) para la Empresa INTACO,” Cuenca, Ecuador, 2010.
- [54] Mihajlovic, A. The effect of cooling rate of slag from primary copper production in the valorization of copper in the flotation process. Metallurgical & materials engineering-association of metallurgical engineers of Serbia. 21(2), 127-141. 2015.
- [55] Alnefaie, K. A., & Abu-Hamdeh, N. H. Specific heat and volumetric heat capacity of some saudian soils as affected by moisture and density. In International Conference on Mechanics, Fluids, Heat, Elasticity and Electromagnetic Fields (pp. 139-143). 2013.
- [56] Robertson, E. C., & Hemingway, B. S. Estimating heat capacity and heat content of rocks (No. 95-622). US Geological Survey. 1995.
- [57] P.A. Alsop, The Cement Plant Operations Handbook, Fifth edit, Emirates Printing Press, 2007
- [58] T. Engin, V. Ari, Energy Auditing and Recovery for Dry Type Cement Rotary Kiln Systems – A Case Study, Energy Conversion and Management, 46, 551–562, 2005.
- [59] S. Khurana, Energy Balance and Cogeneration for a Cement Plant, Applied Thermal Engineering, 22, 485–494, 2002.
- [60] S. Deolalkar, Designing green cement plants, 1st ed. Butterworth-Heinemann, 2015

Anexos

Anexo 1: Discusión elección tema proyecto

Se seleccionó el uso de escoria en la fabricación de cemento, por sobre el uso de relaves para la fabricación de cemento y la extracción de metano a partir de hidratos de gas natural oceánicos por las razones expuestas en la Tabla 7:

Tabla 7: Ideas no escogidas. Uso de relave para fabricar cemento y extracción de hidratos del océano marino para producción de gas natural

Uso de relaves para la fabricación de cemento	Extracción de metano a partir de hidratos de gas natural oceánicos
Los tóxicos que componen los relaves pueden lixiviar en la fabricación de cemento, por lo que no la ley no permite su uso en esto.	Esta idea no fue seleccionada, ya que la extracción del gas era muy compleja, se debían utilizar barcos, y una serie de transportes costosos.
Ya existen estudios que busquen solución, en Chile, para la estabilidad química de depósitos de relaves. Este es un residuo peligroso que está siendo manejado actualmente.	Por otro lado, la información actualizada en cuanto a esta temática no se encuentra disponible en inglés ni español, solo se pudo encontrar en chino.

El uso de escoria de cobre fue una idea que pareció relevante, debido a la importancia de este desecho industrial, el cómo darle un valor a un residuo que se encuentran en grandes cantidades en Chile desde hace más de 100 años, específicamente desde 1840 [21].

Anexo 2: Caso base

La materia prima necesaria, escoria, caliza y marga, son relevantes en el caso base. Los porcentajes seleccionados se basan en estudios previos en fabricación de clínker y cemento portland [22]. Esto se observa de forma esquemática en la Figura 3.

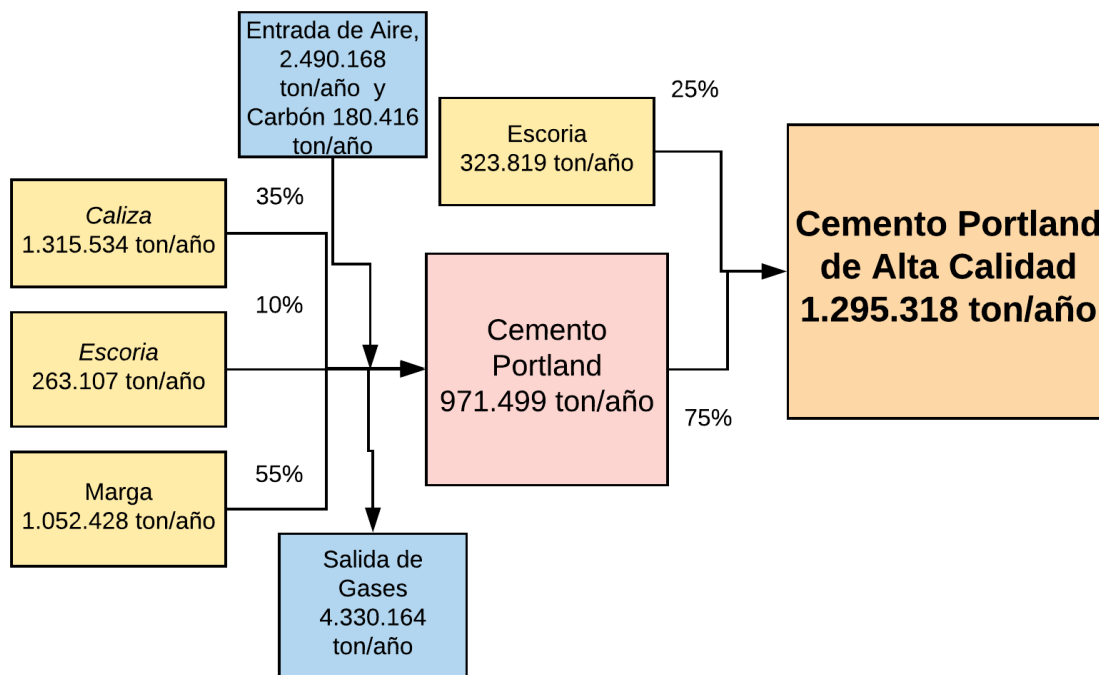


Figura 3: Ilustración del caso base

Para una mejor comprensión, se incluye el siguiente **Ejemplo de cálculo**:

El promedio de producción de cementos en los últimos 2 años equivale a 340.000 ton/mes [8], y la empresa optará por un crecimiento del 3%, el equivalente al incremento económico promedio según los expertos en la industria de construcción del área cementera en los últimos 8 años [9].

$$340.000 \cdot 1,03 \cdot 12 = 4.202.400 \frac{\text{ton}}{\text{año}} \quad \text{Ec. 2.1}$$

Considerando este aumento por 10 años se alcanza una producción equivalente a:

$$5.483.179 \frac{\text{ton}}{\text{año}}$$

Según lo anterior, es posible obtener la producción de la empresa equivalente al crecimiento del 3% a nivel nacional desde la actualidad hasta el 2028, obteniendo:

$$5.483.179 \frac{\text{ton}}{\text{año}} - 4.202.400 \frac{\text{ton}}{\text{año}} = 1.280.779 \frac{\text{ton}}{\text{año}} \quad \text{Ec. 2.2}$$

Esta producción aumenta en el balance de masa debido a cálculos realizados en el transcurso del proyecto, llegando 1.295.318 ton/año, lo cual se considera un aumento despreciable. Esto se debe a

que los cálculos realizados se realizan desde la producción hasta obtener la entrada de materia prima, complicando el balance de masa que se realiza generalmente, desde entrada a salida.

Se realiza una proyección de 10 años, porque se espera que la empresa crezca al ritmo de crecimiento promedio de la demanda de cemento en Chile, por lo que se debe tener una industria con equipos capaces de abastecer esta demanda futura. Si esta proyección no es realizada, la empresa perdería enormes cantidades de dinero en la inversión inicial de equipos de baja producción que debiesen ser renovados al poco tiempo. De este total, se tiene un aproximado de un 25% equivalente a escoria y 75% cemento portland:

$$0,25 \cdot 1.295.318 \frac{\text{ton}}{\text{año}} = 323.819 \frac{\text{ton}}{\text{año}} \quad \text{Ec. 2.3}$$

$$0,75 \cdot 1.295.318 \frac{\text{ton}}{\text{año}} = 971.488 \frac{\text{ton}}{\text{año}} \quad \text{Ec. 2.4}$$

Por otro lado, del total de esta producción de la Ec. 2.4, se realizó el balance de masa, donde se obtuvo que las materias primas cubren lo expuesto en las Ec.2.5 a Ec. 2.7 en cuanto a la entrada del reactor que equivale a 2.631.069 ton/año:

$$0,1 \cdot 2.631.069 \frac{\text{ton}}{\text{año}} = 263.107 \frac{\text{ton}}{\text{año}} \quad \text{Ec. 2.5}$$

$$0,35 \cdot 2.631.069 \frac{\text{ton}}{\text{año}} = 1.052.428 \frac{\text{ton}}{\text{año}} \quad \text{Ec. 2.6}$$

$$0,55 \cdot 2.631.069 \frac{\text{ton}}{\text{año}} = 1.315.534 \frac{\text{ton}}{\text{año}} \quad \text{Ec. 2.7}$$

El total de escoria utilizada equivale a la suma de la Ec.2.5 y Ec.2.3, llegando a 586.926 ton/anuales, y debido a que la generación de escoria en la División Ventanas es de 240.000 ton/anuales [11] y la de Caletones duplica esta, se tiene al menos 720.000 ton/anuales de escoria disponible para la producción de la empresa, por ende, es posible expandir la empresa a futuro.



Anexo 3: Mapa Minas



Figura 4: Mapa de Minas en Chile, específicamente en la Región MP, IV, V y VI Región [23].



Anexo 4: Minas y Fundiciones



Figura 5: Minas en Chile [24].



Anexo 5: Fundiciones de Cobre en Chile

Tabla 8: Fundiciones y Refinerías de Cobre en Chile, CODELCO [25].

Fundiciones y Refinerías de Cobre en Chile			
Capacidad de producción, Año 2010			
Miles tmf Cu (en forma de ánodos/cátodos)			
FUNDICIONES		REFINERÍAS	
Caletones	387	Chuquicamata	533
Chuquicamata	515	Ventanas	400
Potrerillos	193	Potrerillos	155
Ventanas	118	Total Codelco	1.088
Total Codelco	1.213	Total Chile	1.088
Altonorte	375		
Paipote	93		
Chagres	158		
Total Otros	626		
Total Chile	1.839		

Fuentes: Brook Hunt y Codelco

Copyright © 2011 CODELCO CHILE. Todos los Derechos Reservados. | Copyright © 2011 by CODELCO CHILE. All Rights Reserved.

21 **CODELCO** Orgullo de Trabajar

Anexo 6: Factores para la localización

Tabla 9: Factores primarios y secundarios considerados para la localización

Factores primarios	Factores secundarios
Disponibilidad de materia prima, Escoria en Caletones, y transporte Escoria en Ventanas. Marga y Caliza en sectores aledaños de la VI y VII Región.	Infraestructura existente y necesidades de completarla: posee líneas de transporte.
Suministro de Energía y de Combustibles.	Influencia en la ubicación de la Planta.
Principales fuentes de abastecimiento.	Zona de mercado.
Costos de los diversos transportes Distancia.	Ubicación geográfica.
Suministro de Agua.	Importancia de la ubicación de la planta.
Costos generales.	
Disponibilidad zonal de Mano de Obra.	

Anexo 7: Mapa localización y justificación.

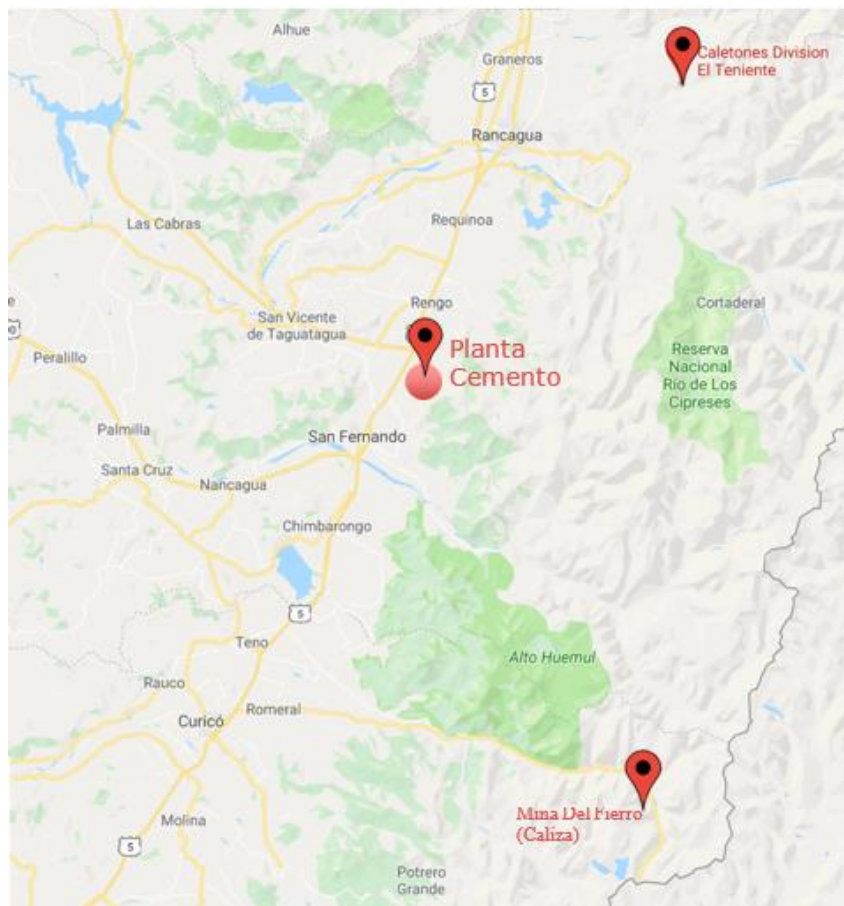


Figura 6: Localización de la planta.

Se seleccionó la ubicación de la planta a distancias cercanas de la mina de caliza Del Fierro y la fundición de cobre Caltones como lo indica la Figura 6, pues se espera que sean los principales proveedores, además de la fundición Ventanas.



fcfm

DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA
QUÍMICA, BIOTECNOLOGÍA
Y MATERIALES
FACULTAD DE CIENCIAS
FÍSICAS Y MATEMÁTICAS
UNIVERSIDAD DE CHILE

Taller Diseño de Procesos IQ5701-1



UNIVERSIDAD
DE CHILE

Anexo 8. Diagrama de Proceso

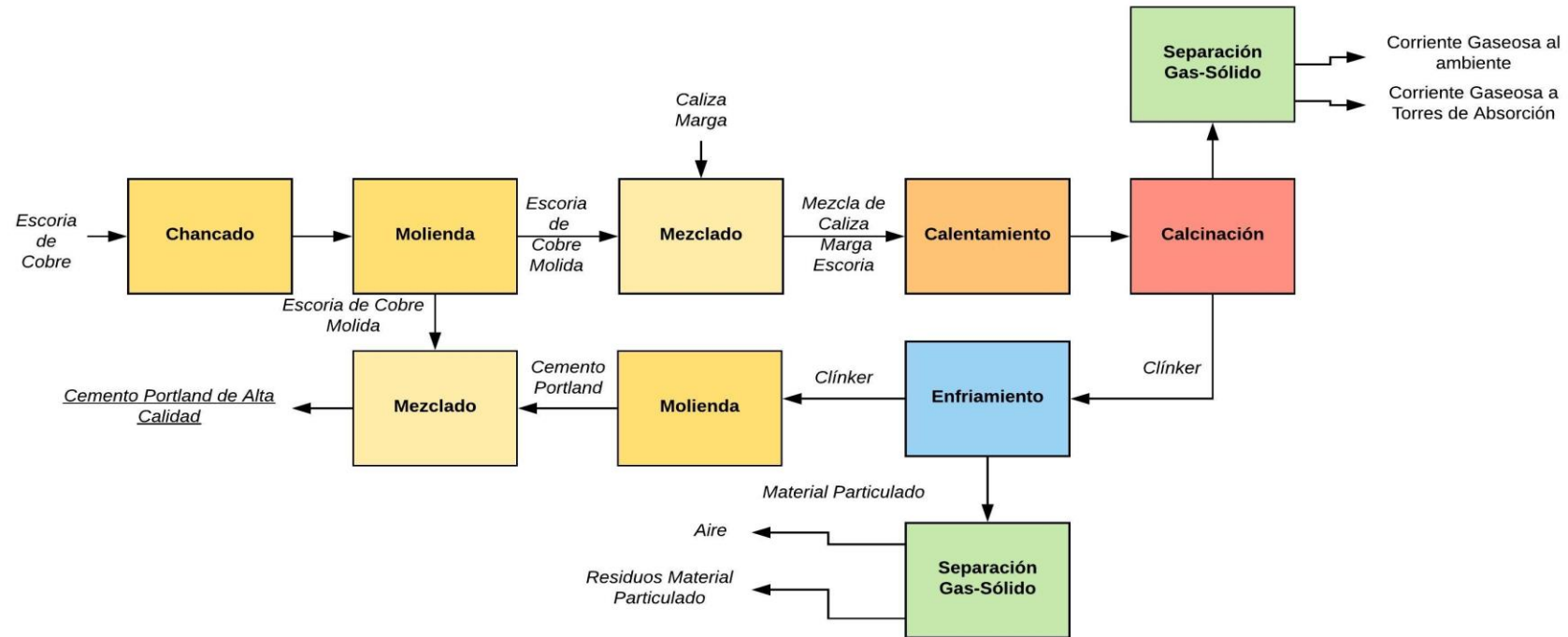


Figura 7: Diagrama del Proceso.

Anexo 9. Balance de Masas y Dimensionamiento de Equipos

9.1 Selección Equipos

9.1.1 Equipos Etapas de Chancado y Molienda

Las etapas de chancado son necesarias debido a que es importante lograr una reducción de tamaño de la escoria para que pueda ingresar a un tamaño adecuado al molino de bolas, y así pueda lograrse un tamaño óptimo para ser procesado por el horno rotatorio. La necesidad de reducir el tamaño de las partículas principalmente nace del interés de incrementar el área superficial disponible para las posteriores reacciones químicas que se darán a lugar.

Ahora bien, la importancia de separar las etapas de chancado en tres radica en las razones de reducción que es capaz de lograr cada equipo. Esta se define como el cociente entre el F80 y el P80¹ en el chancador. En particular se asumió que las razones de reducción de cada chancadora son de 3:1, valores típicos. Esto quiere decir que, si el F80 es de 1 m, entonces el P80 sería de 0,33 m. Por ende, para hacer que la partícula se reduzca desde un F80 de 54 mm (se asumirá que F80 para el primer chancador es 0,9 veces el F100 de 60 cm) hasta 20 mm se requiere una razón de reducción de 27:1. Para esto se requieren tres equipos con razones de reducción 3:1, puesto que:

$$27 = 3 \cdot 3 \cdot 3 \quad [26]$$

Cada chancadora va acompañada de un harnero para que el sobretamaño, quiere decir, las partículas que no pasan las aberturas del harnero, puedan alimentarse al próximo chancador (o al mismo en el caso del chancado terciario) y el bajo tamaño, o tamaño deseado, pueda irse directo al molino.

Chancado Primario

La primera etapa de chancado comienza con la alimentación de colpas de tamaño máximo de 60 cm, por lo que se requiere un chancador con una abertura tal que permita el ingreso de toda la escoria a las chancadoras. Para realizar el chancado primario hay tres tipos de equipos: chancador de mandíbulas, chancador giratorio y chancador de impacto [27], este último de limitada ocupación y para aplicaciones específicas.

El proceso chanca en baja capacidad, es por ello, que entre el chancador de mandíbulas y el chancador giratorio se eligió el chancador de mandíbulas. Esto se debe a que el giratorio chanca en todo el ciclo, no como el de mandíbulas, por lo que tiene una mucho mayor capacidad a igual abertura. Además, para tamaños de alimentación y producto dados, el giratorio tendrá 3 a 4 veces mayor capacidad que uno de mandíbulas, siendo poco conveniente para el proceso de este caso. Esto se justifica también, ya que no se está chancando todo el tiempo, sino más bien el producto irá a un sector de acopio.

El chancador primario seleccionado, entonces, es el de mandíbulas. Cabe destacar que este chancador es el más usado en la industria minera, factor que favoreció su elección.

La elección del harnero se buscó entre las dos opciones más usadas en la industria para el procesamiento de minerales: los recíprocos y vibratorios [27]. En los primeros se emplea un movimiento giratorio horizontal, por medio de un eje rotatorio desbalanceado que gira a 1000 r.p.m., aprox. Por otro lado, los harneros vibratorios son los más usados y en su accionar se induce la vibración vertical, ya sea por la rotación de un sistema recíproco mecánico o, preferentemente, por la acción directa sobre el harnero de un electro-imán. Dada la experiencia y familiarización con este segundo harnero es que se eligió como equipo. Del mismo modo, para los harneros se debe definir la cantidad

¹ F80 y P80 se define como el tamaño bajo el cual se encuentra el 80% de la alimentación y el producto respectivamente.

de bandejas soportantes de mallas dependiendo de la aplicación. Pueden ser hasta tres, y en el presente caso se eligió una de doble bandeja, lo anterior debido principalmente a que se busca que se pueda dividir en dos productos y además tener una malla de protección, característica que no posee el de una bandeja.

Chancado Secundario y Terciario

Para la elección del chancador secundario y terciario, es decir, para aquellos chancadores de materiales más finos, se eligieron chancadores de conos debido a que están especializados en roca dura (con alta resistencia a la abrasión), como la escoria. Para el chancado secundario comúnmente se utiliza chancadores de conos estándar mientras que para el terciario se utiliza chancadores de conos cabeza corta. La diferencia radica en la capacidad de tratamiento, mayor en el estándar, y el tamaño de apertura, que es más estrecha en el de cabeza corta.

Molienda

Para obtener un tamaño de partícula adecuado para la reacción se requiere de un proceso de molienda. Se seleccionó el molino de bolas debido a que se logra obtener un diámetro de partícula bastante pequeño, requiriéndose un tamaño de 100 μm para una reacción adecuada en el Kiln.

9.1.2 Equipos Sector Reactor

Pre-Calentamiento

El Pre-calentador es un equipo esencial para la eficiencia energética del proceso. Su propósito es facilitar la elevación de temperatura en el horno para la calcinación del material a 1500°C [28]. El Precalentador utiliza gases calientes del proceso para calentar el material a unos 800°C [29]. El típico equipo utilizado en la industria del cemento consta de una serie de ciclones con ductos de elevación [30], que permiten elevar la temperatura cerca de 150°C en cada etapa [31].

Calcinación

Se utiliza un equipo de calcinación rotatorio, este es llamado Kiln. La característica principal es que permite modificar el tiempo de residencia que la materia prima pasa por dentro mediante la rotación y la pendiente del tubo, así mejorando la transmisión de calor al material a temperaturas altas, potenciado por una llama a la salida del horno a temperaturas mayores a 1500°C [28].

Enfriamiento

El enfriamiento del Clinker influye en su estructura, su composición, molturabilidad y por ello, las propiedades del cemento que se fabricará posteriormente. Además, es un proceso necesario ya que el Clinker no puede ser transportado al rojo y afecta la eficiencia de etapas posteriores y por otro lado enfriarlo puede ser útil como fuente de calor para el aire del precalentador (haciendo un ciclo de recirculación) disminuyendo costos en calentar [32].

9.1.3 Equipos Tratamiento de Residuos

Estos equipos son de suma importancia debido al área de trabajo de la empresa, cemento y escoria, sectores industriales de alto impacto ambiental [33]. Los equipos se seleccionaron según sus emisiones, las cuales constan principalmente de polvo (1-100 μm) y otros gases (NO_x , SO_2 , CO , CO_2) [6][34][35]. Adicionalmente, es imprescindible para la empresa el cumplir con la normativa ambiental, y superar los rangos exigidos debido al compromiso con las comunidades y medio ambiente. Según lo anteriormente descrito, los equipos deben ser de operaciones de separación gas-sólido.

Ciclones

Los ciclones son equipos de separación gas sólido, y estos fueron seleccionados por la empresa debido a sus diversas ventajas en relaciones a otros equipos, tales como su simplicidad constructiva, economía y robustez. Los ciclones son el sistema de captación de polvo más utilizado en diversas industrias, incluyendo área metalúrgica y minera. Pueden trabajar a cualquier temperatura, resisten incendios y no requieren mantenimiento [36]. Para una mayor eficiencia, debido a que se trabajan con partículas de menor tamaño, se utilizarán ciclones en serie.

Este equipo en particular es bastante conveniente para la empresa, ya que otro equipo de interés debido a su alta eficiencia es el precipitador electrostático, pero tiene grandes desventajas, tales como vastas áreas utilizadas para su construcción, además de su complejidad debido a diversos equipos auxiliares, altos costos en energía para su funcionamiento y bastante complejidad en su diseño [36].

Filtro de Mangas

El filtro de mangas es uno de los equipos más representativos en la separación sólido-gas, debido a su alta eficiencia. Su principal función es captar las partículas sólidas que se encuentran en una corriente gaseosa pasando por el medio filtrante o tejido. Para realizar el diseño de este equipo lo primero es seleccionar el tipo de tela a utilizar según la corriente gaseosa tratada. Debido a las altas temperaturas de trabajo en el proceso, se escoge el más resistente, tela de fibra de vidrio. Además, posee resistencia a bases, ácidos, tensión y abrasión. Posterior a esto, se elige el método de limpieza que tendrá el filtro, este es el Jet Pulse, ya que es el más eficiente. La limpieza se realiza por aire a presión, y no es necesario detener el equipo para la limpieza de este filtro, lo cual es bastante conveniente debido a que el proceso es continuo. Este tipo de filtro, a diferencia de otros, no posee otros compartimentos, es decir no requiere un área adicional de filtración, ya que no es detenido para su limpieza. Los otros filtros poseen una serie de compartimentos que permite sacar de servicio el que se desee revisar para su limpieza [20][37][38].

Uno de los parámetros más relevantes a definir es la velocidad de filtración. Esto se puede estimar mediante tablas según el material a separar, que en este caso es prácticamente solo cemento, por lo tanto, se obtiene una velocidad de filtración equivalente a 0,036 m/s [20].

9.2 Balance de masa y dimensionamiento

9.2.1 Equipos Etapas de Chancado

Chancado Primario

Balance de masa

Se analizará solo el balance en el primer harnero, dado que se asumirá, como supuesto, que todo lo que entra en el chancador es igual a lo que sale de este mismo, quiere decir, sin pérdida en polvos.

$$G_{sa} = 1597 \left[\frac{\text{ton}}{\text{día}} \right] = G_{sp} \quad (\text{Ec. 9.2.1.1})$$

Donde G_{sa} y G_{sp} es el flujo másico en la alimentación y en la salida respectivamente.

En primer lugar, se calcula la granulometría de la alimentación al harnero, es decir, la granulometría obtenida del chancador primario (o secundario o terciario según sea el caso). Para esto se utilizan curvas entregadas de catálogos de equipos y dado que para el caso del chancado primario se tiene lo presentado en la Tabla 10:

Tabla 10: Granulometría característica del chancado primario.

Granulometría característica	Diámetro partícula [cm]
F100	60
F80	54
P100	25
P80	18

Para el P80 deseado de 180 mm, de acuerdo a la Figura 8, se observa que se cumple para un *setting*² de 160mm, por lo que P100 es de aproximadamente 250 mm.

² Close side setting

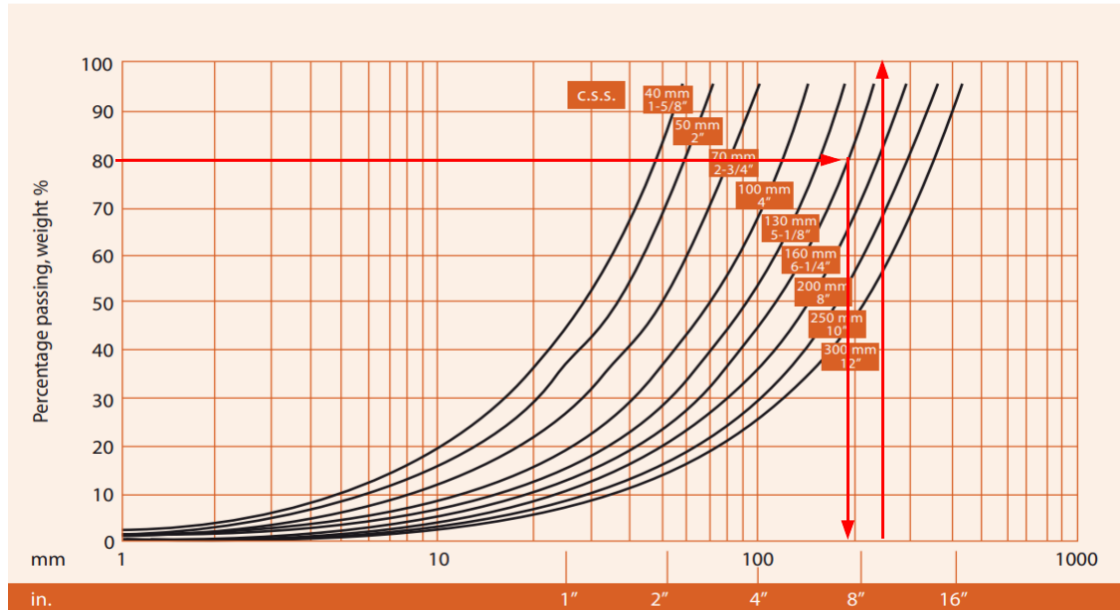


Figura 8: Granulometría obtenida del chancado primario.

Con esto ya se tiene la granulometría a la entrada del harnero.

Para obtener la granulometría de cada producto del harnero se debe usar la eficiencia por tamaños de este, quiere decir, cuán eficiente es el harnero, en porcentaje, para separar una partícula de tamaño desconocido. Esto se calcula de acuerdo a la ecuación 9.2.1.2.

$$e(d_i) = 1 - \exp\left(-0,693 \cdot \left(\frac{d_i}{d_{50c}}\right)^\alpha\right) \quad (\text{Ec. 9.2.1.2})$$

Con $d_{50c} = 0,8 \cdot 20\text{mm} = 16\text{mm}$ y $\alpha = 7,5$ [40]. Con esto resulta la curva de la Figura 9:

Eficiencia para el sobretamaño de un harnero de abertura 20 mm para separación según diámetro partícula

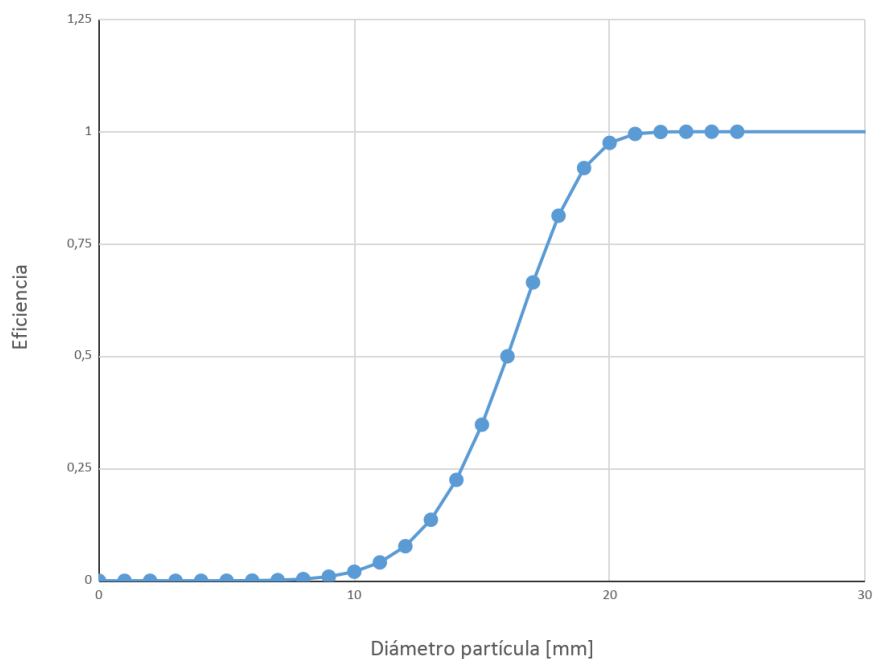


Figura 9: Eficiencia por tamaños para harnero de abertura de 20 mm.

Con estas eficiencias se puede utilizar la ecuación 9.2.1.3 [27].

$$E_i = \frac{G_{su} \cdot f_{iu}}{G_{sa} \cdot f_{ia}} \quad (\text{Ec. 9.2.1.3})$$

Con esto se obtiene el $G_{su} \cdot f_{iu}$, es decir, el flujo para cada tamaño del bajo-tamaño.

Ahora, dado que ya se sabe el flujo alimentado y la granulometría por tamaños, es decir, $G_{su} \cdot f_{iu}$ y usando ahora el balance mostrado en la Figura 10:

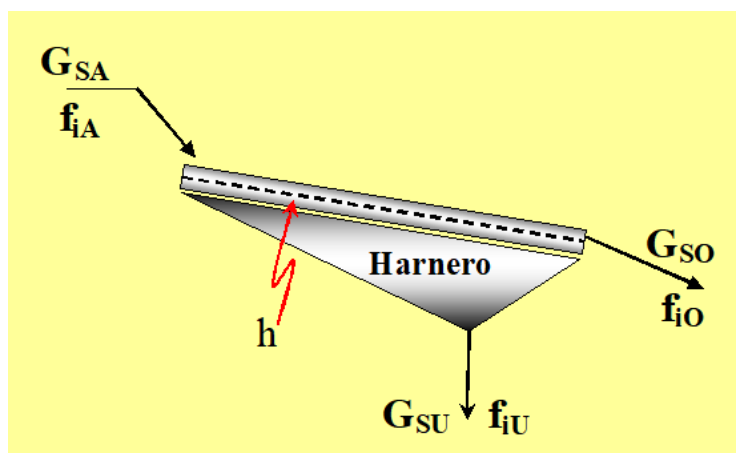


Figura 10: Esquema balance de masa por tamaños en harnero.

En otras palabras:

$$G_{sa} \cdot fia = G_{su} \cdot fiu + G_{so} \cdot fio \quad (Ec. 9.2.1.4)$$

Se obtiene con esto el flujo por tamaños de los sobretamaño, $G_{so} \cdot fio$.

Y, como ya se saben las medidas de cada flujo, es posible calcular los porcentajes fia , fio , y fiu .

Con esto resulta la Tabla 11 y se termina el balance de masa por tamaños:

Tabla 11: Balance por tamaños en harnero 1.

	Tamaño [mm]	FuA [%]	fiA [%]	Gsa*fia [ton/día]	Gso*fio [ton/día]	Gsu*fiu [ton/día]	fiu [%]	fio [%]
+305	305	100						
-305+280	280	100	0	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
-288+255	255	100	0	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
-255+230	230	98	2	31,94	31,94	0,00	0,00	2,16
-230+205	205	90	8	127,76	127,76	0,00	0,00	8,63
-205+180	180	79	11	175,67	175,67	0,00	0,00	11,87
-180+150	150	67	12	191,64	191,64	0,00	0,00	12,95
-150+125	125	55	12	191,64	191,64	0,00	0,00	12,95
-125+100	100	45	10	159,70	159,70	0,00	0,00	10,79
-100+75	75	35	10	159,70	159,70	0,00	0,00	10,79
-75+50	50	24	11	175,67	175,67	0,00	0,00	11,87
-50+25	25	13	11	175,67	175,67	0,00	0,00	11,87
-25+20	20	10	3	47,91	46,72	1,19	1,02	3,16
-20+19	19	8,34	1,66	26,55	24,41	2,15	1,84	1,65
-19+18	18	7,90	0,44	7,01	5,70	1,31	1,12	0,38
-18+17	17	7,46	0,44	7,01	4,66	2,35	2,02	0,31
-17+16	16	7,02	0,44	7,01	3,50	3,50	3,01	0,24
-16+15	15	6,58	0,44	7,01	2,44	4,57	3,92	0,16
-15+14	14	6,14	0,44	7,01	1,57	5,43	4,66	0,11
-14+13	13	5,70	0,44	7,01	0,95	6,06	5,19	0,06
-13+12	12	5,27	0,44	7,01	0,54	6,47	5,55	0,04
-12+11	11	4,83	0,44	7,01	0,29	6,72	5,76	0,02
-11+10	10	4,39	0,44	7,01	0,14	6,87	5,89	0,01
-10+9	9	3,95	0,44	7,01	0,06	6,94	5,95	0,00
-9+8	8	3,51	0,44	7,01	0,03	6,98	5,99	0,00
-8+7	7	3,07	0,44	7,01	0,01	7,00	6,00	0,00
-7+6	6	2,63	0,44	7,01	0,00	7,00	6,01	0,00
-6+5	5	2,19	0,44	7,01	0,00	7,01	6,01	0,00
-5+4	4	1,76	0,44	7,01	0,00	7,01	6,01	0,00
-4+3	3	1,32	0,44	7,01	0,00	7,01	6,01	0,00

-3+2	2	0,86	0,44	7,01	0,00	7,01	6,01	0,00
-2+1	1	0,44	0,44	7,01	0,00	7,01	6,01	0,00
-1+0	0	0	0,44	7,01	0,00	7,01	6,01	0,00
				<i>Gsa</i>	<i>Gso</i>	<i>Gsu</i>		
Suma			100	1597,00	1480,41	116,59	100	100

Dimensionamiento:

Para dimensionar el chancador primario se utiliza el *setting* obtenido para el chancador (como se calculó anteriormente) y también la abertura que debe tener este. De acuerdo con bibliografía [27], la abertura para el chancado primario se muestra en la ecuación 9.2.1.5.

$$Abertura \geq \frac{F100}{0,75} \quad (Ec. 9.2.1.5)$$

Por lo tanto, según el F100 mostrado en la Tabla 10, se requiere una abertura de 812,8 [mm]. Para dimensionar el harnero por otro lado, se calcula el área con la fórmula que sigue:

$$A = \frac{\frac{Gsu}{24}}{C P K F H B E S D O T W} \quad (Ec. 9.2.1.6)$$

La capacidad básica C se calcula con la Figura 11:

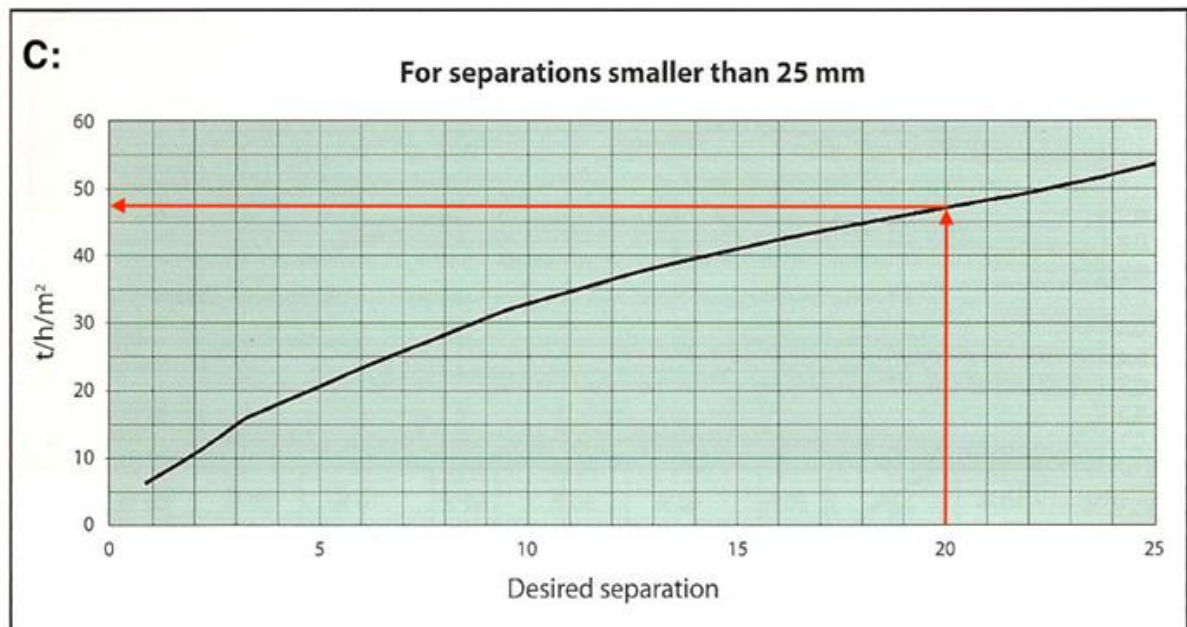


Figura 11: Capacidad básica para la separación deseada. En este caso la separación deseada es de 20mm por lo que C es de aproximadamente 47 ton/h/m²

Para los factores de corrección, se tiene que, para el factor P que corrige por densidad, por bibliografía [27] se tiene que la densidad de escoria es de 3,18 [ton/m³], por ende:



$$P = \frac{3,18 \text{ [ton/m}^3\text{]}}{2,7 \text{ [ton/m}^3\text{]}} = 1,18 \quad (\text{Ec. 9.2.1.7})$$

El factor K se calcula de acuerdo al porcentaje de la alimentación que tiene tamaño menor a la mitad de la abertura, es decir, bajo los 10 [mm]. Según la Figura 9, el porcentaje de material con tamaño menor a la mitad de la abertura (10 [mm]) es de un 5%, por ende, el factor K resulta como sigue en la Figura 12:

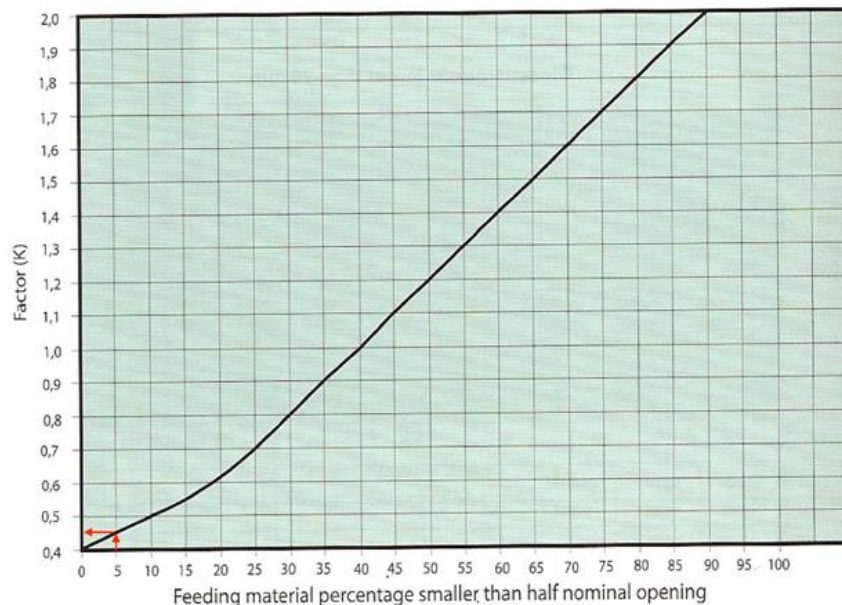


Figura 12: Factor de corrección K. Para este caso se tiene que para un 5% de material con tamaño menor a la abertura, el factor K vale 0,45 aproximadamente.

Para el factor F que depende de la forma de la partícula alimentada asumiremos partícula con forma cúbica después del chancado primario, por ende, se tiene lo que indica la Tabla 12:

Tabla 12: valores para el factor de forma. Para este caso el factor vale 1

Forma	Redondeada	Cúbica	Laminar
F	1,2	1	0,9

Para el factor H que depende de la humedad, dado que la escoria no tiene humedad asociada, se tendrá lo indicado en la Tabla 13.

Tabla 13: Valores para el factor H. Para este caso el factor vale 1.

Humedad [%]	< 3	3 a 5	> 5
H	1	0,85	0,7

Para el factor E que depende de la eficiencia global del harnero, la cual se calcula mediante la ecuación 9.2.1.8:

$$E_{global} = \frac{G_{su}}{G_{sa} \cdot F_{ua}(h)} \quad (\text{Ec. 9.2.1.8})$$

De acuerdo a la Figura 8, el $F_{ua}(20\text{ mm})$ es de un 10%, por ende:

$$E_{global} = \frac{116,59[\text{ton/día}]}{1597[\text{ton/día}] \cdot 0,1} = 0,73 \quad (\text{Ec. 9.2.1.9})$$

Tabla 14: Factor E. Para el presente caso, el factor vale 1,25.

Eficiencia [%]	70	75	80	85	90	95
E	1,4	1,25	1,1	1,05	1	0,95

Para el factor B, este se calcula de acuerdo al porcentaje de partículas sobretamaño en la alimentación. De acuerdo a la Figura 13 la granulometría obtenida del chancado primario es del 90%.

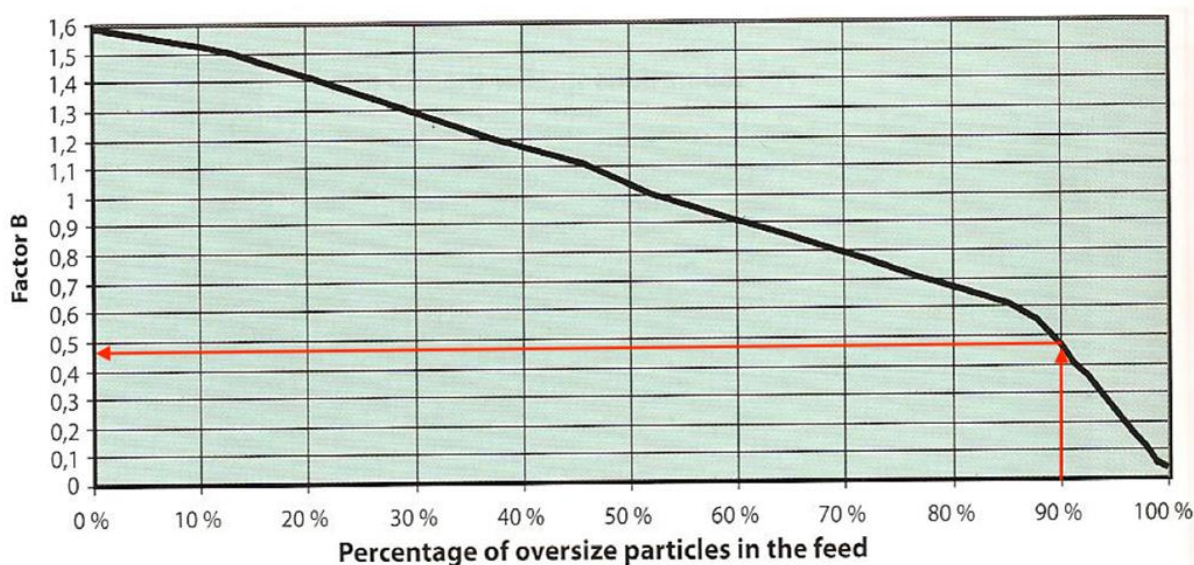


Figura 13: Factor de corrección B. Para este caso se tiene que para un 90% de material sobre tamaño, el factor B vale 0,48 aproximadamente

El factor O corrige de acuerdo al porcentaje de área abierta del harnero. Es normal tener un valor de 69% del área abierta cuando la apertura es de 20 [mm] de forma cuadrada, entonces:

$$O = \frac{\% \text{ área abierta}}{50\%} = \frac{0,69}{0,5} = 1,38 \quad (\text{Ec. 9.2.1.10})$$

Para el factor S que depende de la forma de la abertura se asumirá una malla con agujero típico cuadrado, por lo tanto, se tienen los siguientes factores en la Tabla 15:

Tabla 15: Forma de abertura.

Forma de abertura	Redonda	Cuadrada	Rectangular
S	0,9	1	1,05

Para el factor D que depende de la cantidad de bandejas se tiene que son dos las bandejas, por ende, se obtienen los siguientes valores de D expresados en la Tabla 16:

Tabla 16: Valores para factor D.

Cantidad de Bandejas	1	2	3	4
D	1	0,9	0,8	0,7

Para el factor T que depende del tipo de harnero, se asumirá un harnero típico con pendiente, de lo que se tiene lo indicado en la Tabla 17:

Tabla 17: Valores para factor T.

Tipo de harnero	Horizontal	Inclinado	Multi-pendiente
T	1	1,1	1,3

Finalmente, el factor W corrige de acuerdo a la abertura del harnero, de lo que se tiene lo indicado en la Tabla 18:

Tabla 18: Valores para factor W.

Abertura [mm]	6-12	13-25	26-40	41-50	51-75	75
W	1,3	1,25	1,2	1,15	1,1	1

Con todo lo anterior se tiene que, de acuerdo a la ecuación 9.2.1.6, el área mínima del harnero es de $A = 0,209[m^2]$

Para el ancho mínimo del harnero, se utiliza la siguiente ecuación:

$$B \geq \frac{Q}{3,6 \cdot d_{min} \cdot v_{min}} + 0,15 \quad (Ec. 9.2.1.11)$$

El flujo volumétrico Q se calcula de acuerdo a la densidad de la escoria notada anteriormente de $3,18 \left[\frac{ton}{m^3} \right]$, por lo que $Q = 20,93 \left[\frac{m^3}{h} \right]$.

Por otro lado, d_{min} que representa el grosor mínimo del flujo que va pasando por el harnero, se calcula de acuerdo a la Figura 14 obtenida en laboratorio, que relaciona el tamaño de abertura del harnero con el ancho.

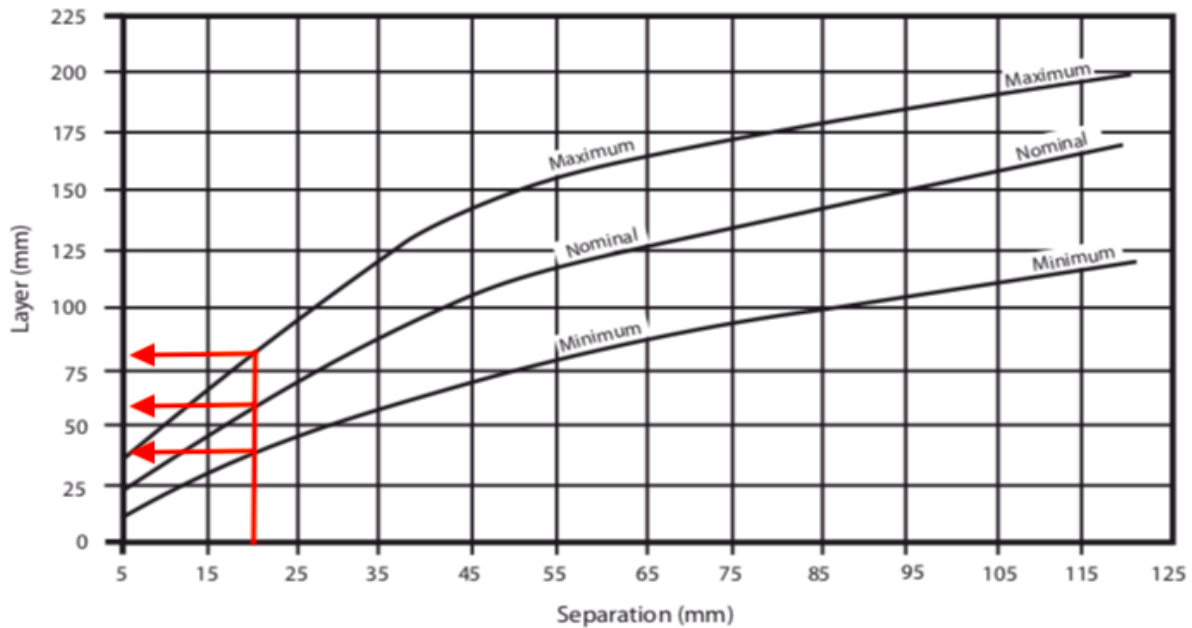


Figura 14: Relación experimental entre separación y d_{min} .

Por ende $d_{min} = 38[\text{mm}]$ aproximadamente.

Mientras tanto, para v_{min} que representa la velocidad mínima del material que va pasando por el harnero, se utiliza la Tabla 19, que relaciona la velocidad con el tipo de harnero:

Tabla 19 Velocidad de transporte según el tipo de harnero.

MATERIAL TRANSPORT SPEED

Screen type	Speed, in m/min
Horizontal screen, linear motion	12 – 15
Inclined screen at 20 degrees, circular motion (coarse classification)	30 – 35
Inclined screen at 20 degrees, circular motion (final classification)	25 – 30
CBS banana screen of variable slope, circular motion	Initial: 45; end: 25
Banana screen of high slope, circular motion	Initial: 60; end: 20–30
F screen – for fines of high frequency, linear motion	9 – 10

For FT/min multiply by 3.3

Como se trata de un harnero inclinado, entonces $v_{min} = 0,5 \left[\frac{m}{s} \right]$

Con estos datos, utilizando la ecuación 9.2.1.11, se tiene que:

$$B \geq 0,456 [m]$$

Chancado Secundario y Terciario

Balance de masa:

Nuevamente, asumiendo que no hay pérdidas por polvos, el balance de masa dentro del chancador secundario indica que todo lo que entra es igual a lo que sale. En este caso, el flujo que entra es exactamente lo que proviene como sobretamaño del harnero previo.

$$G_{sa} = 1480,4 \text{ [ton/día]} = G_{sf}$$

Mientras tanto, para el balance de masa del chancador terciario, debe tomarse en consideración el flujo que viene como reciclo desde el harnero 3. Esto se puede esquematizar de acuerdo a la Figura 15:

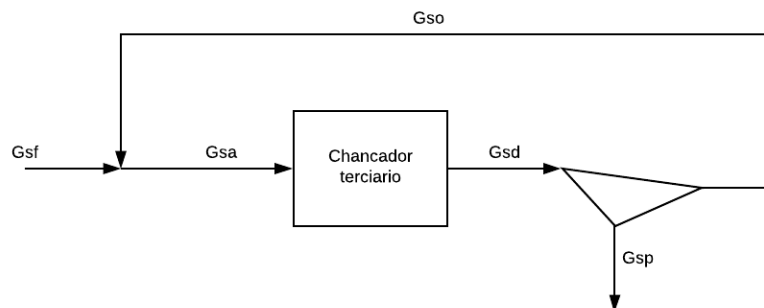


Figura 15: Esquema sistema de chancador terciario.

Sabiendo que el flujo de sobretamaño proveniente del harnero 2, G_{sf} , es:

$$G_{sf} = 1180,85 \left[\frac{\text{ton}}{\text{día}} \right]$$

Entonces se itera desde $G_{sa} = G_{sf} + G_{so}$ hasta que:

$$G_{sp} = G_{sf} = 1180,85 \left[\frac{\text{ton}}{\text{día}} \right]$$

Obteniéndose lo expresado en la Tabla 20:

Tabla 20 Balance de masa chancador terciario.

Flujo	[ton/día]
G_{sf}	1180,85
G_{sa}	1483,41
G_{sd}	1483,41
G_{so}	302,57
G_{sp}	1180,85

Dimensionamiento:

Para dimensionar el chancador de cono se calcula el *setting*, la abertura que debe tener este y se dimensiona la cavidad del chancador de acuerdo a la capacidad de este.

Según bibliografía [40], la abertura para el chancado secundario es:

$$Abertura \geq \frac{F100}{0,80} \quad (Ec. 9.2.1.12. a)$$

Mientras que para el terciario es:

$$Abertura \geq \frac{F100}{0,95} \quad (Ec. 9.2.1.12. b)$$

En lo que sigue solo se mostrará el dimensionamiento del chancador de conos estándar. El caso del de conos cabeza corta es análogo.

Inicialmente, se tiene que la granulometría que llega del harnero es la indicada en la Tabla 21:

Tabla 21: Granulometría proveniente del harnero.

Granulometría característica	Diámetro partícula [cm]
F100	23
F80	15,8
P100	10,00
P80	5,27

Con el F100 se calcula la abertura del chancador mediante la ecuación 9.2.1.11, obteniéndose que debe ser de al menos 287,5 [mm].

Por ende, la granulometría del producto que se obtiene para el chancador secundario se presenta en la Figura 16:

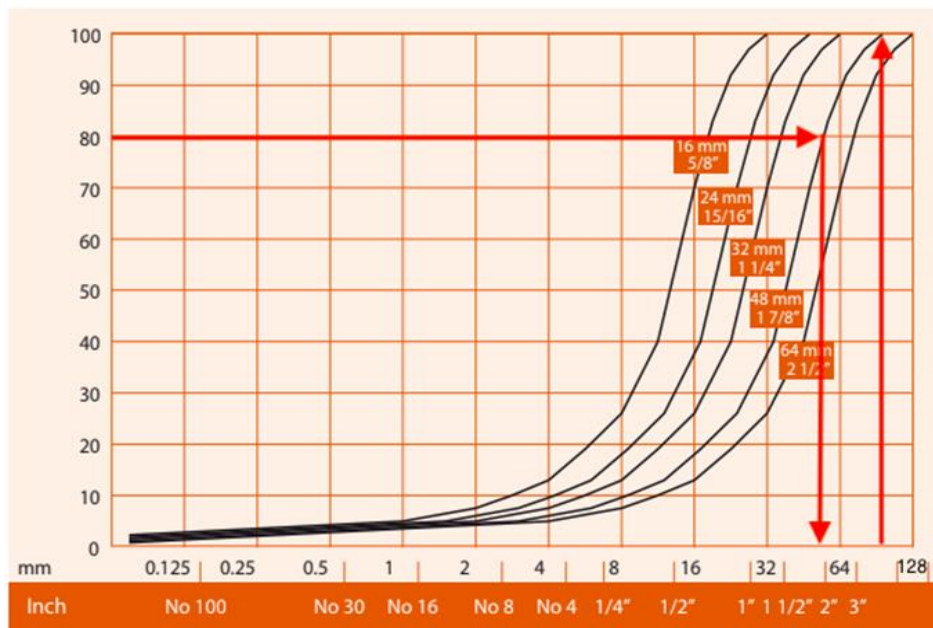


Figura 16: Granulometría obtenida del chancado secundario.

Se observa que para que tenga un P80 de al menos 52,7 [mm] se debe tener al menos un *close side setting* de 48 [mm] o 1 7/8", con lo que P80 es de aproximadamente 55 [mm] y el P100 de 100 [mm].

Por otro lado, visitando el mismo catálogo de chancadores secundarios, se observa que el para el *setting* deseado (48 [mm]) el chancador GP200S de Metso cumple con capacidades de entre 230 a 260 [t/h], satisfaciendo lo alimentado (61,68 [t/h]), lo cual se puede notar en la Figura 17 y Figura 18.

GP200S		Capacity metric t/h						
	Setting (c.s.s.)	20 mm	25 mm	30 mm	35 mm	40 mm	45 mm	50 mm
stroke	18 mm		110-140	140-170	160-190	180-210	200-230	230-260
stroke	25 mm			170-220	190-240	210-260	230-280	
stroke	32 mm				230-280	270-320	280-350	

Figura 17: Capacidad del chancador para el setting deseado

Crusher		GP100S	GP200S	GP300S	GP500S
Cavity	M	200 mm 8"			
	C	250 mm 10"	250 mm 10"	280 mm 11"	380 mm 15"
	EC		330 mm 13"	380 mm 15"	500 mm 20"

Figura 18: Abertura del chancador para el setting deseado.

Por ende, para la abertura mínima obtenida (230 mm aproximadamente), el chancador GP200S necesita trabajar con cavidad Gruesa (*Coarse*).

Se observa que se pudo trabajar con el chancador GP100S igual para la misma cavidad y bajo la misma abertura, pero este no cumple con el *setting* deseado. De ahí la necesidad de hacer un *trade-off* entre elegir un chancador de mayor capacidad pero que pueda lograr la abertura deseada.

9.2.2 Equipos Etapas de Molienda

Molino de Bolas

Balance de masa

Se considera que no existe pérdida de masa en el molino, por lo que el flujo de entrada será igual al de salida con un valor de 66.833 [t/h].

Dimensionamiento

Para el dimensionamiento del molino de bolas se utiliza el procedimiento de Bond [16]. Primero se calcula el trabajo necesario para moler las partículas desde $F_{80} = 20000 [\mu m]$ a $P_{80} = 100 [\mu m]$ se calcula como se observa en la Ec.9.2.2.1

$$W = \frac{10Wi}{\sqrt{F_{80}}} - \frac{10Wi}{\sqrt{P_{80}}} \quad (Ec. 9.2.2.1)$$

Con Wi el índice de trabajo del material. Este parámetro expresa la resistencia del material a choques y molienda. En otras palabras, es la potencia por tonelada corta requerida para reducir el material desde un tamaño teórico infinito a un tamaño $P_{80} = 100 [\mu m]$. Se debe tener en cuenta la relación de reducción definida por:

$$R_D = \frac{F_{80}}{P_{80}} \quad (Ec. 9.2.2.2)$$

De acuerdo a bibliografía se tiene que $Wi = 15,76 [KWh/tc]$, sin embargo, este debe corregirse para otras condiciones de operación según la ecuación 9.1.2.3 [41]:

$$Wi_{corregido} = Wi * \prod F_i \quad (Ec. 9.1.2.3)$$

Con F_i el factor de corrección para cada condición de operación [41]:

En este caso se trabaja en seco, por lo que $F_1 = 1,3$

F_2 se relaciona con el porcentaje del producto que pasa por una malla 200, lo que equivale a 74 micrones, sin embargo $P_{80} = 100 [\mu m] > 74 [\mu m]$. Entonces $F_2 = 1$

F_3 tiene relación con el radio del molino a utilizar, si este tuviera un radio mayor a 12,5 [ft] $F_3 = 0,9146$

F_4 considera la pérdida de eficiencia por el tamaño de la alimentación. El tamaño óptimo de alimentación F_0 está dado por:

$$F_0 = 4000 \left(\frac{13}{Wi} \right)^{0.5} \quad (Ec. 9.2.2.4)$$

Luego F_4 se calcula como:

$$F_4 = \frac{R_D + (Wi - 7) \left(\frac{F_{80} - F_0}{F_0} \right)}{4R_D} = 0,84 \quad (Ec. 9.2.2.5)$$

Con $R_D = \frac{F_{80}}{P_{80}} = 200$

Si $R_D < 6$ entonces se considera el factor F_5 .



$$F_5 = \frac{(20(R_D - 1.35) + 2.60)}{20(R_D + 4.36)} = 0,404 \quad (Ec. 9.2.2.6)$$

Luego, el índice de trabajo corregido será:

$$Wi_{Corregido} = 15,76 * 1,3 * 1 * 0,915 * 0,84 = 18,43 \left[\frac{KWh}{tc} \right]$$

Y así podemos calcular el trabajo corregido:

$$W = \frac{10Wi_{corregido}}{\sqrt{F_{80}}} - \frac{10Wi_{corregido}}{\sqrt{P_{80}}}$$

$$W = \frac{10 * 18,43}{\sqrt{1000}} - \frac{10 * 18,43}{\sqrt{200}} = 0,959 \left[\frac{KWh}{tc} \right]$$

Posteriormente, se calcula la potencia eléctrica del motor:

$$P_m = W * C = 1390,4 [KWh] \quad (Ec. 9.2.2.7)$$

Luego, la potencia efectiva del motor, considerando una eficiencia $\eta=95\%$, es:

$$P_e = \frac{P_m}{\eta} = 1320,8 [KWh] \quad (Ec. 9.2.2.8)$$

Así podemos calcular el diámetro del molino:

$$D^{3,5} = \frac{P_e}{K_b * V_p^{0,461} * C_s^{1,05} * R_D} \quad (Ec. 9.2.2.9)$$

En este caso se usará un $V_p = 45\%$, $C_s = 70\%$ y una descarga periférica al final del molino, con lo que $K_b = 5,426 * 10^{-5}$.

Por lo tanto:

$$D = \left(\frac{1320,8}{5,426 * 10^{-5} * 45^{0,461} * 70^{1,05} * 5} \right)^{1/3,5} = 4,8[ft] = 1,47[m]$$

Luego, la velocidad crítica se calcula:

$$N_c = \frac{76.6}{\sqrt{D}} = 35 [rpm] \quad (Ec. 9.2.2.10)$$

Como se usará el 70% de esta velocidad, la velocidad de giro será:

$$V_{giro} = 0,7 * 35 = 24,4 [rpm]$$

Para saber el tamaño del medio de molienda se ocupa la siguiente ecuación:



$$B = \left(\frac{F_{80}}{K} \right)^{\frac{1}{2}} \left(\frac{S_g Wi}{100 C_s \sqrt{D}} \right)^{\frac{1}{3}} \quad (Ec. 9.2.2.11)$$

$$B = \left(\frac{1000}{335} \right)^{\frac{1}{2}} \left(\frac{2,93 * 18,43}{100 * 0,7 * \sqrt{4,8}} \right)^{\frac{1}{3}} = 5,4 [in] = 0,13[m]$$

Los resultados son concordantes con un molino pequeño. Sin embargo, los supuestos utilizados pueden provocar que se esté subdimensionando el equipo. El primer supuesto importante es el valor del índice de trabajo. Si bien este se tomó por bibliografía [41], este valor es dependiente de las condiciones del ensayo en el que se obtuvo, como el material de las bolas o el tamaño de las partículas. Por otro lado, se utilizaron relaciones típicas de velocidad de giro, llenado, potencia del motor y largo/diámetro, lo que podría no ser lo mejor para las necesidades del proceso.

9.2.3 Equipos Sector Reactor

Pre-Calentador

Balance de masa:

La estructura del pre-calentador se muestra en la Figura 19 y Figura 20, donde se muestran las corrientes.

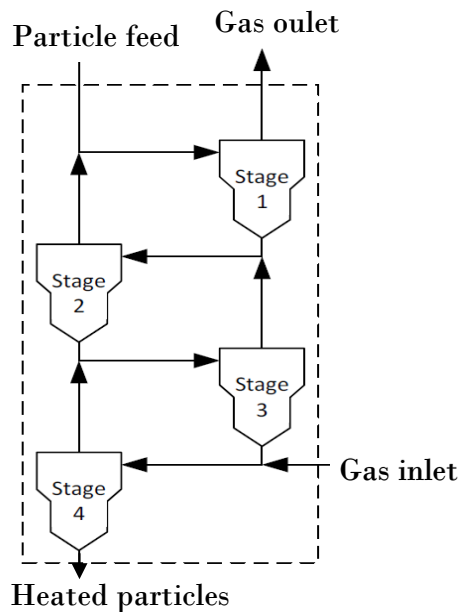


Figura 19: Configuración de un pre-calentador y sus etapas [12].

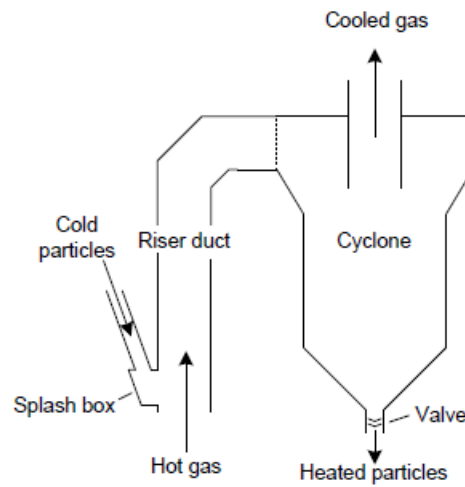


Figura 20: Flujos en una etapa del precalentador [12].

Los ciclones usados en el pre-calentador tienen las siguientes condiciones [12]:

- Baja caída de presión ($\Delta P < 800 \text{ Pa}$)
- Eficiencia aceptable ($\eta > 0,8$)
- Tolerancia a altas temperaturas ($T_{\text{max}} \approx 850^\circ \text{C}$)
- Larga vida útil
- Baja pérdida de calor

Para el balance de masa del ciclón se consideran las corrientes mostradas en la Figura 21:

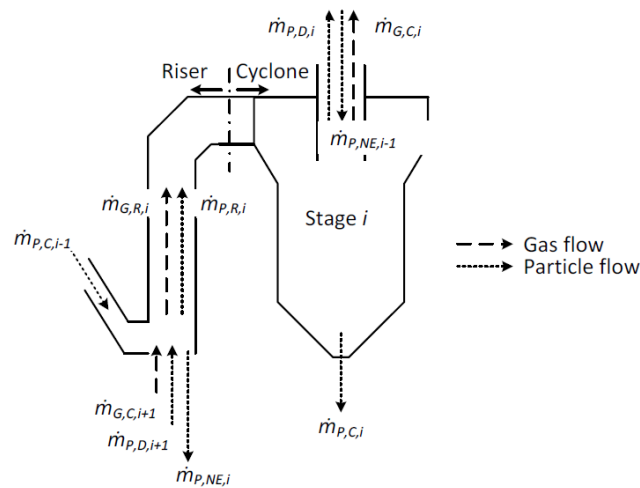


Figura 21: Corrientes de la etapa i del pre-calentador. Donde los índices C, R, D y NE son de Cyclone, Riser, Dust y Non Entrained. m_p y m_g es el flujo másico de partículas y gas respectivamente [12].

El balance de masa para cada etapa está dado por:

$$\text{Entrada} = \text{salida} + \text{acumulación}$$

Con $\text{acumulación} = 0$

En el ciclón:

$$m_{p,R,i} = m_{p,D,i} + m_{p,C,i} - m_{p,NE,i-1} \quad (\text{Ec. 9.2.3.1})$$

$$m_{g,R,i} = m_{g,C,i} \quad (\text{Ec. 9.1.3.2})$$

En el elevador:

$$m_{p,R,i} = m_{p,C,i+1} + m_{p,D,i+1} + m_{p,NE,i} \quad (\text{Ec. 9.2.3.3})$$

$$m_{g,R,i} = m_{m,C,i+1} \quad (\text{Ec. 9.2.3.4})$$

Se considerará que el flujo de partículas no arrastradas es despreciable, por lo que las ecuaciones anteriores serán:

$$m_{p,R,i} = m_{p,D,i} + m_{p,C,i} \quad (\text{Ec. 9.2.3.5})$$

$$m_{p,R,i} = m_{p,C,i+1} + m_{p,D,i+1} \quad (\text{Ec. 9.2.3.6})$$

Los datos que se tienen a partir de los balances de masa del horno se muestran en la Tabla 22:

Tabla 22: Datos de flujos de entrada o salida del precalentador.

Gas que sale del precalentador, $m_{g,C,1}$ [kg/h]	Harina que sale del precalentador, $m_{p,C,4}$ [kg/h]	Polvo que trae el aire, $m_{p,D,5}$ [kg/h]
256.044	300.350	0

*Donde la harina corresponde a la mezcla de materia prima.

Realizando el balance de masa para 4 etapas del pre-calentador se obtienen los valores mostrados en la Tabla 23 :

Tabla 23: Resultado balance de masa del Pre-calentador de 4 etapas.

Etapas	[Kg/h]	Etapas	[Kg/h]	Etapas	[Kg/h]	Etapas	[Kg/h]
$m_{p,R,1}$	306.480	$m_{p,R,2}$	306.480	$m_{p,R,3}$	306.449	$m_{p,R,4}$	303.384
$m_{p,C,0}$	303.415	$m_{p,C,1}$	303.415	$m_{p,C,2}$	303.415	$m_{p,C,3}$	303.384
$m_{p,D,2}$	3.065	$m_{p,D,3}$	3.064	$m_{p,D,4}$	3.034	$m_{p,D,5}$	0
$m_{p,D,1}$	3.065	$m_{p,D,2}$	3.065	$m_{p,D,3}$	3.064	$m_{p,D,4}$	3.034
$m_{p,C,1}$	303.415	$m_{p,C,2}$	303.415	$m_{p,C,3}$	303.384	$m_{p,C,4}$	300.350
$m_{g,C,1}$	256.044	$m_{g,C,2}$	256.044	$m_{g,C,3}$	256.044	$m_{g,C,4}$	256.044
$m_{g,R,1}$	256.044	$m_{g,R,2}$	256.044	$m_{g,R,3}$	256.044	$m_{g,R,4}$	256.044
$m_{g,C,2}$	256.044	$m_{g,C,3}$	256.044	$m_{g,C,4}$	256.044	$m_{g,C,5}$	256.044

Dimensionamiento:

Para el dimensionamiento se utilizaron valores estándar de un ciclón, indicados en la Tabla 24, y de acuerdo con las dimensiones mostradas en la Figura 22 y las relaciones de la Figura 23.

Tabla 24: Valores de un ciclón estándar [14].

Valores Ciclón Estándar				
Velocidad Estándar [m/s]	Diámetro Estándar D_c [m]	Flujo Estándar Q_1 [m ³ /s]	Densidad estándar ρ_1 [Kg/m ³]	Viscosidad estándar μ_1 [cp]
15	0,203	0,185	2000	0,018

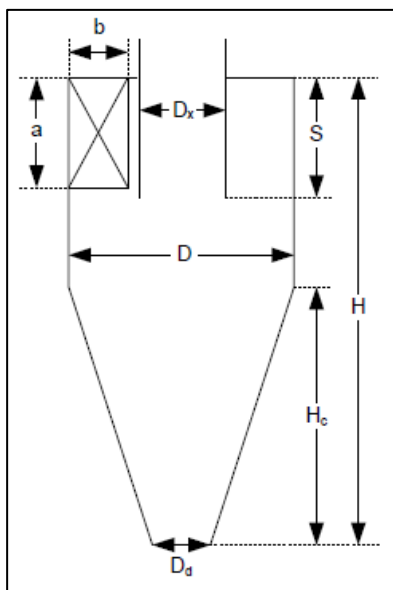


Figura 22: Dimensiones de un ciclón [12].

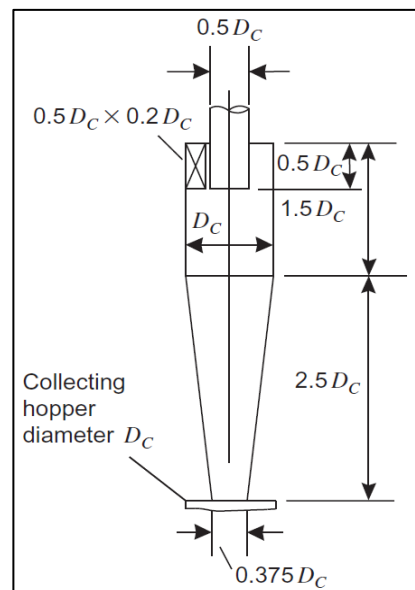


Figura 23: Relaciones entre las dimensiones de un ciclón [14].

La densidad de la harina y aire y la viscosidad del aire se calcularon como la suma ponderada de la densidad de los componentes

$$\rho = \sum \rho_i \cdot x_i \quad (\text{Ec. 9.2.3.7})$$

$$\mu_{\text{aire}} = \sum \mu_i \cdot x_i \quad (\text{Ec. 9.2.3.8})$$

Posteriormente se calculó el flujo volumétrico de entrada:

$$v = \frac{\dot{m}}{\rho} \quad (\text{Ec. 9.2.3.9})$$

Con lo anterior se determinó en área de entrada ($a \cdot b$) como:

$$A = \frac{Q}{\vec{v}} \quad (\text{Ec. 9.2.3.10})$$

Utilizando las relaciones mostradas en la Figura 22 y 24 se obtiene el diámetro del ciclón D_c . Luego,

utilizando la relación de escalamiento de la ecuación (9.1.3.11) se obtiene el tamaño de partícula estándar para calcular la eficiencia según el gráfico de la Figura 24 [14].

$$d_2 = d_1 \left[\left(\frac{D_{c2}}{D_{c1}} \right)^3 \cdot \frac{Q_1}{Q_2} \cdot \frac{\Delta\rho_1}{\Delta\rho_2} \cdot \frac{\mu_2}{\mu_1} \right]^{1/2} \quad (\text{Ec. 9.2.3.11})$$

Los índices representan:

- 1: El proceso estándar
- 2: El proceso a condiciones de operación

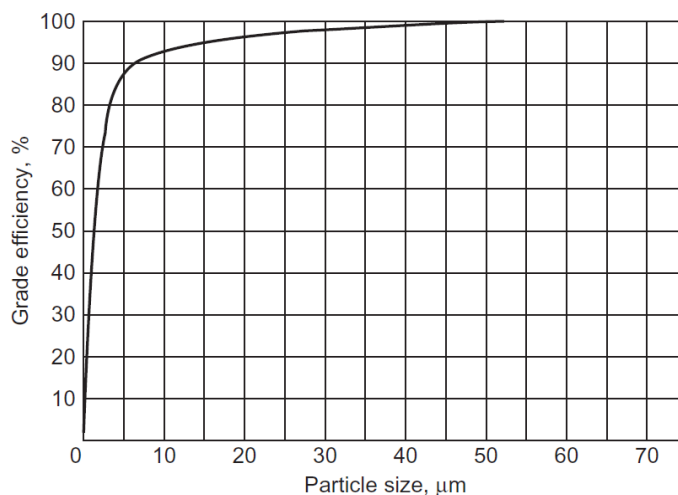


Figura 24: Gráfico eficiencia del ciclón.

Las condiciones de operación típicas se muestran en la Tabla 25:

Tabla 25: Valores típicos de condiciones de operación. [12]

Parámetro	Valor
Carga de sólido, C_0	0,67 – 1,2 $Kg_{sólido}/Kg_{gas}$
Velocidad de entrada de gas	14 – 20 m/s
Velocidad de salida de gas	20 – 25 m/s
Rango de temperatura típico	50°C – 890°C

Finalmente, los resultados más importantes se muestran en la siguiente tabla:

Tabla 26: Resultados más importantes del balance de masa y dimensionamiento del pre-calentador.

	Diámetro D_c [m]	Eficiencia η	Flujo másico de entrada, $m_{p,R,i} + m_{g,R,i}$ [kg/h]	salida de polvo, $m_{p,D,i}$ [kg/h]
Ciclón 1	0,478	0,99	562.524	3.065
Ciclón 2	0,478	0,99	562.524	3.065
Ciclón 3	0,478	0,99	562.493	3.064
Ciclón 4	0,477	0,99	559.429	3.034

Reactor

Balance de masa:

En la Tabla 27 se muestran los supuestos considerados para el balance del reactor:

Tabla 27: Supuestos para balance de masa de horno rotatorio

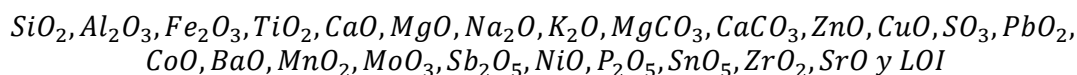
N°	Supuesto
1	Hay 'dos' entradas consecutivas al sistema. La primera entrada tiene CaCO_3 sin reaccionar. La segunda es la misma corriente pero con este reaccionado y CO_2 enviado a la corriente gaseosa.
2	La conversión de $\text{CaCO}_3 \rightarrow \text{CaO} + \text{CO}_2$ es completa [42]
3	La proporción másica entrada/salida es 1,81 kg de materia prima por cada 1 kg de Clinker formado. Esto después de que CaCO_3 ha reaccionado. [16] F. C. Bond. <i>Crushing and grinding calculations. Mining and metal bulletin</i> , 47 (507) 466. 1954. [17]
4	La entrada tiene 10% de escoria, 50% de caliza y 40% de marga con composiciones dadas por [22]
5	La pérdida por ignición no se toma en cuenta en la arcilla.*
6	Se establece los materiales que no son típicos en el Clinker (que provienen de la escoria), se añaden al final del proceso en una cantidad arbitraria del 50% entre lo que sobra no reaccionado y lo que no se ha perdido por ignición.

*LOI es la pérdida por ignición es una pérdida de masa (como cenizas) de la entrada con respecto al Clinker de salida. Un 30% de LOI (loss of ignition) implica que, al calentarse, un 30% del material escapa como un compuesto volátil.

Para obtener el balance de masa se resuelve a partir de una base de cálculo y luego se ajusta para obtener la producción que se quiere. Se estableció una base de cálculo de entrada de $150\,000 \left[\frac{\text{ton}}{\text{año}} \right]$. A partir de esta base de cálculo se obtiene la cantidad de cada componente:

$$F_{mi} = x_{mi} * 150\,000 \left[\frac{\text{ton}}{\text{año}} \right] \quad (\text{Ec. 9.2.3.12})$$

Donde mi es el mineral y x la composición de este. A partir de estos valores, se obtiene el flujo de corriente de cada componente del sistema, los cuales son:

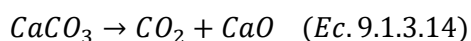


(Con LOI la pérdida por ignición).

A partir de lo cual podemos obtener el flujo real inicial de reaccionantes en la Ec.9.2.13:

$$F_{\text{entrada}} = F_{\text{entrada real}} + F_{\text{LOI}} \quad (\text{Ec. 9.2.3.13})$$

A partir de la reacción en Ec.9.1.3.14.



Utilizando el peso molecular del CaCO_3 , y a partir de la Figura 25, podemos suponer una conversión del 100% para bajos tiempos de residencia.

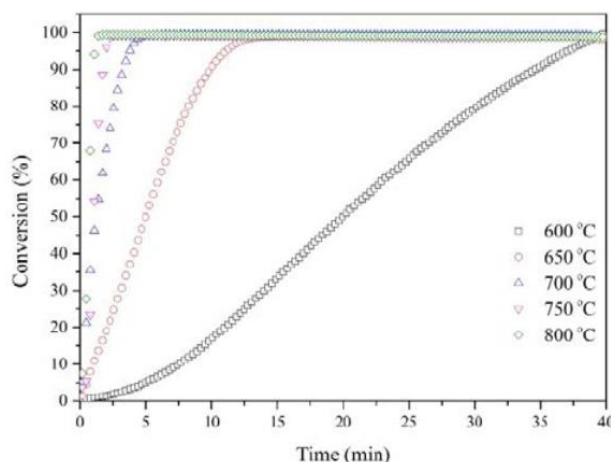


Figura 25: Conversión de $\text{CaCO}_3 \rightarrow \text{CaO} + \text{CO}_2$ [42]

A partir de lo anterior podemos obtener las nuevas masas para todos los compuestos en la entrada, donde parte de esta se desplaza a la corriente gaseosa por la aparición del CO_2 . Luego se define una proporción másica entre la entrada de materia prima y la salida total de Clinker con el supuesto de que se produce $\frac{1 \text{ kg clinker}}{1.81 \text{ kg materia prima}}$ [43].

Con lo anterior se obtiene la producción preliminar de Clinker esperada, tal que:

$$F_{\text{clinker, inicial}} = \frac{F_{\text{entrada real}}}{1.81} \quad (\text{Ec. 9.2.3.15})$$

A partir de este valor también obtenemos la suma del flujo de particulado y de pérdidas por ignición.

$$F_{\text{pérdida}} = F_{\text{particulado}} + F_{\text{LOI 2}} \quad (\text{Ec. 9.2.3.16})$$

A partir de [44] se obtiene un promedio de los compuestos que posee el Clinker, tal que se obtiene la cantidad de C_4AF , C_2S , C_3A , C_3S , K_2O , SO_3 , MGO , Na_2O y CaO que posee el Clinker [13].

$$F_{\text{comp}} = x_{\text{comp}} * F_{\text{clinker}} \quad (\text{Ec. 9.2.3.17})$$

Sabiendo que no existe C_4AF , C_2S , C_3A , C_3S a la entrada, podemos realizar el balance hacia atrás. A partir de la Tabla 28:

Tabla 28: Reacciones en Kiln [45]

Reacciones restantes
$\text{CaCO}_3 \rightarrow \text{CO}_2 + \text{CaO}$
$4\text{CaO} + \text{Al}_2\text{O}_3 + \text{Fe}_2\text{O}_3 \rightarrow \text{C}_4\text{AF}$
$3\text{CaO} + \text{Al}_2\text{O}_3 \rightarrow \text{C}_3\text{A}$
$\text{CaO} + \text{C}_2\text{S} \rightarrow \text{C}_3\text{S}$
$2\text{CaO} + \text{SiO}_2 \rightarrow \text{C}_2\text{S}$

De las dos primeras reacciones podemos obtener la cantidad molar de Al_2O_3 , Fe_2O_3 y CaO que reaccionaron para esas dos reacciones, con lo que obtenemos la masa reaccionada de estos. Para las siguientes dos reacciones, pues son en serie, primero se calcula la reacción (3), con lo que podemos

obtener el consumo de C_2S para formar C_3S . Luego a partir de la cuarta reacción podemos obtener la cantidad final de C_2S con lo que podemos deducir lo siguiente:

$$C_2S_{max} = C_2S_{final} + C_2S_{rxn} \quad (Ec. 9.2.3.18)$$

Con el procedimiento anterior podemos obtener el consumo de SiO_2 , Al_2O_3 , Fe_2O_3 y CaO por parte de las reacciones. Por otro lado, también se debe tener en cuenta las proporciones de salida para el material particulado del proceso, los cuales han sido calculados a partir de los datos experimentales de entrada total vs salida de particulado [46].

$$Proporción\ particulado = \frac{F_{comp,e}}{F_{comp,s}} \quad (Ec. 9.2.3.19)$$

En el caso que el compuesto no se encontrara en la descripción, se ha tomado un promedio para ese material. Se ha supuesto que el particulado no tiene C_4AF , C_2S , C_3S ni C_3A para facilitar el cálculo. Luego la composición para el flujo del particulado será:

$$F_{particulado,i} = F_{entrada\ real} * Prop_{particulado} \quad (Ec. 9.2.3.20)$$

Además, estamos suponiendo que existe un porcentaje de los materiales no reaccionados, y que no son típicos del Clinker (pero si lo serían del nuestro) que se agregan al Clinker inicial formado. Este valor se escoge arbitrariamente, donde suponemos que el 50% de lo que corresponde a las pérdidas de ignición (y que no son ni C_4AF , C_2S , C_3A , C_3S , K_2O , SO_3 , MGO , Na_2O y CaO o uno de sus componentes). Luego la cantidad másica que va de las igniciones al Clinker es:

$$P_{a\ clinker} = (F_{LOI\ 1} + F_{LOI\ 2}) \frac{1}{(F_{LOI\ 1} + F_{LOI\ 2} + F_{part})} * 0.5 \quad (Ec. 9.2.3.21)$$

Y la composición para el flujo de pérdidas por ignición

$$F_{LOI,i} = F_{entrada,i} - F_{rxn,i} - F_{particulado,i} \quad (Ec. 9.2.3.22)$$

Luego todos los componentes de F_{LOI} que no están en el Clinker se les agregan a este tal que

$$F_{LOI} = F_{LOI} - F_{LOI,i} * P_{a\ clinker} \quad (Ec. 9.2.3.23)$$

$$F_{clinker} = F_{clinker\ inicial} + F_{LOI,i} * P_{a\ clinker} \quad (Ec. 9.2.3.24)$$

Finalmente, el balance se compone como:

$$F_{entrada\ real} = F_{clinker} + F_{particulado} + F_{LOI\ 1} + F_{LOI\ 2} \quad (Ec. 9.2.3.25)$$

A partir de la producción deseada de 960.583 [ton/año] se hace una regla de tres con la base de cálculo, y se recalcula todo el proceso.

$$Prop_{entrada} = \frac{F_{entrada}}{F_{clinker}} * 960.583 \left[\frac{ton}{año} \right] \quad (Ec. 9.2.3.26)$$

Luego, las entradas se recalculan como:

$$F_{\text{entrada,nueva}} = F_{\text{entrada}} * Prop_{\text{entrada}} \quad (\text{Ec. 9.2.3.27})$$

Por otro lado, para los gases, se hace de manera similar, se definen proporciones de entrada para el aire con respecto al flujo de caliza, marga y escoria de entrada y de salida de gases [44].

Luego por regla de tres tenemos los flujos de entrada. Luego para ver las reacciones, se estimaron conveniente usar 3 reacciones, las cuales son:

Tabla 29: Reacciones en fase gas. [47][48]

Reacciones restantes
$2H_2 + O_2 \rightarrow 2H_2O$
$S + O_2 \rightarrow SO_2$
$C + O_2 \rightarrow CO_2$

Finalmente, usando la estequiometría anterior y con las proporciones entrada/salida, se tiene el resultado. A partir de los dos desarrollos anteriores se obtienen las corrientes expresadas en la Tabla 30 y Tabla 31

Tabla 30: Flujos entrada horno.

Escoria $\left[\frac{\text{ton}}{\text{año}}\right]$	Caliza $\left[\frac{\text{ton}}{\text{año}}\right]$	Marga $\left[\frac{\text{ton}}{\text{año}}\right]$	Gases $\left[\frac{\text{ton}}{\text{año}}\right]$
263.100	1.315.00	1.050.000	2.670.000

Tabla 31: Flujos de salida horno

Clinker $\left[\frac{\text{ton}}{\text{año}}\right]$	Particulado $\left[\frac{\text{ton}}{\text{año}}\right]$	LOI $\left[\frac{\text{ton}}{\text{año}}\right]$	Gases $\left[\frac{\text{ton}}{\text{año}}\right]$
970.000	144.000	950.000	3.210.000

Dimensionamiento.

Datos: Constante de los gases $R = 8.314 \left[\frac{J}{\text{mol} \cdot ^\circ K} \right]$.

Tabla 32: Reacciones que ocurren dentro del Kiln, factor de frecuencia y energía de activación. [46]

Reacción	Factor de frecuencia A $\left(\frac{1}{\text{hr}}\right)$	Energía de activación $\left[\frac{\text{kJ}}{^\circ K \cdot \text{kg}}\right]$
$CaCO_3 \leftrightarrow CaO + CO_2$	$9,67 * 10^{24}$	$1,092 * 10^6$
$2CaO + SiO_2 \leftrightarrow C_2S(2CaO \cdot SiO_2)$	$1,41 * 10^{15}$	$3,46 * 10^5$
$CaO + C_2S \leftrightarrow C_3S(3CaO \cdot SiO_2)$	$4,18 * 10^8$	$4,61 * 10^5$
$3CaO + Al_2O_3 \leftrightarrow C_3A(3CaO \cdot Al_2O_3)$	$1,81 * 10^9$	$2,51 * 10^6$
$4CaO + Al_2O_3 + Fe_2O_3 \leftrightarrow C_4F(4CaO \cdot Al_2O_3 \cdot Fe_2O_3)$	$5,59 * 10^{11}$	$1,88 * 10^6$

Tabla 33: Supuestos para dimensionamiento de Kiln.

N°	Supuesto
1	El kiln se dimensiona como un reactor PFR.

2	Las reacciones se asumen de primer orden con respecto al reactivo límite de dicha reacción, y además que son irreversibles.
3	Opera en régimen turbulento.
4	No existe dispersión o difusión de flujos en el sentido axial.
5	Es perfectamente mezclado en el sentido radial.
6	La densidad de escoria, caliza y marga se consideraron estándar por razones de tiempo (directo de referencias).
7	No existen productos antes de que ocurra la reacción.
8	El valor de las constantes cinéticas es un promedio de un barrido de temperaturas y no un perfil de estas.
9	Se puede asumir que las reacciones son acoplables y sus constantes cinéticas también lo son.
10	Las únicas reacciones que importan para realizar el cálculo del volumen son las que involucren al reactivo límite.
11	Se asume proporcionalidad largo:diámetro de 15:1
12	Se asumen condiciones como los RPM, la inclinación y su ángulo.

El valor de k para la reacción se obtiene a partir de la ecuación de Arrhenius, entonces, será:

$$k_1 = A * \exp\left(-\frac{E}{RT}\right) \quad (\text{Ec. 9.2.3.28})$$

Con un promedio en Excel para un barrido de temperaturas +5°K por punto, se obtiene la Tabla 34:

Tabla 34: Valores de las constantes cinéticas para cada reacción.

Reacción	Rango de Temperatura [°C]	Constante cinética $k \left[\frac{1}{\text{hr}}\right]$
1	[600 a 900]	$8.89 * 10^{-26}$
2	1000	8.96
3	1200-1300	$7,948 * 10^{-8}$
4	1200-1300	4,701
5	1200-1300	$5,59 * 10^{11}$

Cálculo de volumen

Se asume que el reactor se modela como PFR ideal. Para encontrar el reactante límite tomamos todas las ecuaciones presentes en la Tabla 35:

Tabla 35: Reacciones en Kiln

Reacciones	
$\text{CaCO}_3 \leftrightarrow \text{CaO} + \text{CO}_2$	(1)
$2\text{CaO} + \text{SiO}_2 \leftrightarrow \text{C}_2\text{S}(2\text{CaO} \cdot \text{SiO}_2)$	(2)
$\text{CaO} + \text{C}_2\text{S} \leftrightarrow \text{C}_3\text{S}(3\text{CaO} \cdot \text{SiO}_2)$	(3)
$3\text{CaO} + \text{Al}_2\text{O}_3 \leftrightarrow \text{C}_3\text{A}(3\text{CaO} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3)$	(4)
$4\text{CaO} + \text{Al}_2\text{O}_3 + \text{Fe}_2\text{O}_3 \leftrightarrow \text{C}_4\text{AF}(4\text{CaO} \cdot \text{Al}_2\text{O}_3 \cdot \text{Fe}_2\text{O}_3)$	(5)

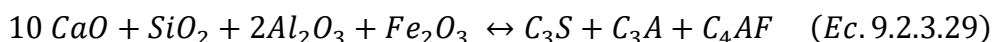
Asumimos que la primera reacción ocurre completamente y de forma rápida. No es una limitante para el volumen del reactor. Además, podemos componer la segunda con la tercera reacción, por lo que se obtiene el set de ecuaciones en la Tabla 36:

Tabla 36: Sistema de reacciones reducido.

Reacciones

$3CaO + SiO_2 \leftrightarrow C_3S$	(1)
$3CaO + Al_2O_3 \leftrightarrow C_3A(3CaO \cdot Al_2O_3)$	(2)
$4CaO + Al_2O_3 + Fe_2O_3 \leftrightarrow C_4AF(4CaO \cdot Al_2O_3 \cdot Fe_2O_3)$	(3)

Se hace un balance global para determinar el reactivo limitante, Ec.9.2.3.29



Se determinan los moles de entrada para cada reactivo. Se asume conversión al 100% y se ve cual es el reactivo limitante. A partir de lo anterior se obtiene que el reactivo limitante es Al_2O_3 . Luego las reacciones de primer orden irreversibles se escriben en base a este reactivo. Se define la velocidad de reacción, y no se toma en cuenta la primera reacción pues no tiene óxidos de aluminio. Además, pues la última reacción es muy rápida, solo se toma en cuenta la segunda para dimensionar, por lo que se subestima la velocidad.

$$-r_a = k_2 * C_{Al_2O_3} \quad (Ec. 9.2.3.30)$$

Como se asume similar a un PFR, se utiliza la ecuación de diseño para este

$$\frac{V}{F_{Al_2O_3 \text{ in}}} = \int_{x_0}^x \frac{dx}{-r_a} \quad (Ec. 9.2.3.31)$$

El flujo de Al_2O_3 se obtiene a partir del flujo volumétrico de entrada. Se utilizan densidades estándar para cada componente de entrada (escoria, caliza y marga) [49][32].

Tabla 37: Densidad de compuestos de entrada.

Compuesto	Densidad $\left[\frac{lb}{ft^3}\right]$	Densidad $\left[\frac{kg}{m^3}\right]$
Marga	137	2.194
Caliza	125	2.002
Escoria	-	1.900

Con estos datos podemos obtener el flujo volumétrico de cada compuesto en cada corriente. Luego obtenemos el flujo molar de Al_2O_3 y la concentración de este de la manera:

$$F_{Al_2O_3 \text{ inicial}} = \frac{\dot{m}_{Al_2O_3, in}}{PM_{Al_2O_3}} \quad (Ec. 9.2.3.32)$$

$$C_{Al_2O_3 \text{ inicial}} = \frac{F_{Al_2O_3 \text{ IN}}}{v_{total}} \quad (Ec. 9.2.3.33)$$

Por avance de reacción para un primer orden:

$$Ca = C_{Al_2O_3} * (1 - \theta * x) \quad (Ec. 9.2.3.34)$$

Con theta un factor de corrección (selectividad con respecto a la generación máxima posible entre reacciones que utilizan Al_2O_3). Luego θ se calcula como:



$$\theta = \frac{\text{moles}_{Al_2O_3 \text{ consumidos en rxn de interés}}}{\text{moles}_{Al_2O_3 \text{ reaccionados total}}} \quad (Ec. 9.2.3.35)$$

Luego, se obtiene desde la ecuación del PFR el volumen mediante integración gráfica (por integrales de Riemann) tal que se hace un barrido de conversiones desde 0 (+0.01) hasta 0.695, que es la conversión máxima que alcanza experimentalmente el Al_2O_3 .

Se calculan los valores de $-ra$, por lo que se puede obtener $\frac{1}{-ra}$ y luego se evalúan las integrales como rectángulos muy pequeños para el rectángulo superior e inferior respectivamente:

$$\frac{V_{sup}}{Fa_0} = \sum_0^n (x_i - x_{i-1}) * \frac{1}{-ra(x_i)} \quad (Ec. 9.2.3.36)$$

$$\frac{V_{inf}}{Fa_0} = \sum_0^n (x_i - x_{i-1}) * \frac{1}{-ra(x_{i-1})} \quad (Ec. 9.2.3.37)$$

$$\frac{V}{Fa_0} = \frac{\frac{V_{sup}}{Fa_0} + \frac{V_{inf}}{Fa_0}}{2} \quad (Ec. 9.2.3.38)$$

Con lo cual se puede despejar el volumen. Para el cálculo del largo y el diámetro se hace el supuesto de que están en proporción 15:1 [32].

El tiempo de residencia en el horno rotatorio se calcula con la fórmula de la Ec. 9.2.3.39:

$$\tau = 13,8 \frac{L}{N_m^{0.9} * D * \alpha} \pm 590.6 * L * \frac{G}{d_p^{0.5} F} \quad (Ec. 9.2.3.39)$$

Donde L es el largo, D el diámetro, α la pendiente, N los RPM, G es la corriente de gases, F la corriente de sólidos y d_p el diámetro de partículas.

De lo cual se obtiene los siguientes valores en la Tabla 38:

Tabla 38: Dimensionamiento de horno.

Volumen [m^3]	Largo [m]	Diámetro	Tiempo de residencia [min]
24,6	19	1,27	20

Enfriador

Balance de masa:

Para el balance y dimensionamiento del enfriador se tomaron los supuestos mostrados en la Tabla 39:

Tabla 39: Supuestos para el balance de masa del enfriador

N°	Supuesto
1	El enfriador es de tipo planetario
2	Se asume que es un tubo giratorio aparte del Kiln, vale decir, el Clinker ingresa a este luego de pasar por el horno.
3	No ocurren reacciones dentro de este.
4	No se descompone los componentes dentro de este.
5	El aire de entrada es el mismo aire secundario de la corriente gaseosa del Kiln.
6	Solo hay pérdidas de particulado en esta etapa.
7	Se asume un factor de emisión con respecto a las toneladas de Clinker.

Se calcula el particulado a partir del flujo de entrada de Clinker, mediante el factor de emisión f_{em} [50]:

$$F_{particulado} = f_{em} * F_{clinker} \quad (Ec. 9.2.3.40)$$

Y los gases que entran son igual a los que salen. Luego el Clinker pierde parte de lo que entra:

$$F_{clinker} = F_{clinker\ in} - F_{particulado} \quad (Ec. 9.2.3.41)$$

El balance del equipo es:

$$F_{clinker,in} + F_{gases} = F_{clinker,out} + F_{gases} + F_{particulado} \quad (Ec. 9.2.3.42)$$

Lo cual se presenta en la Tabla 40 y Tabla 41.

Tabla 40: Flujos entrada enfriador.

Clinker	Aire
970.000	2.240.000

Tabla 41: Flujos de salida enfriador

Clinker	Particulado	Gases
969.940	40	2.240.000



Dimensionamiento:

Supuestos:

Tabla 42: Supuestos para el dimensionamiento del enfriador

N°	Supuestos
1	Se dimensiona en base al flujo de Clinker anterior.
2	Es un enfriador planetario.

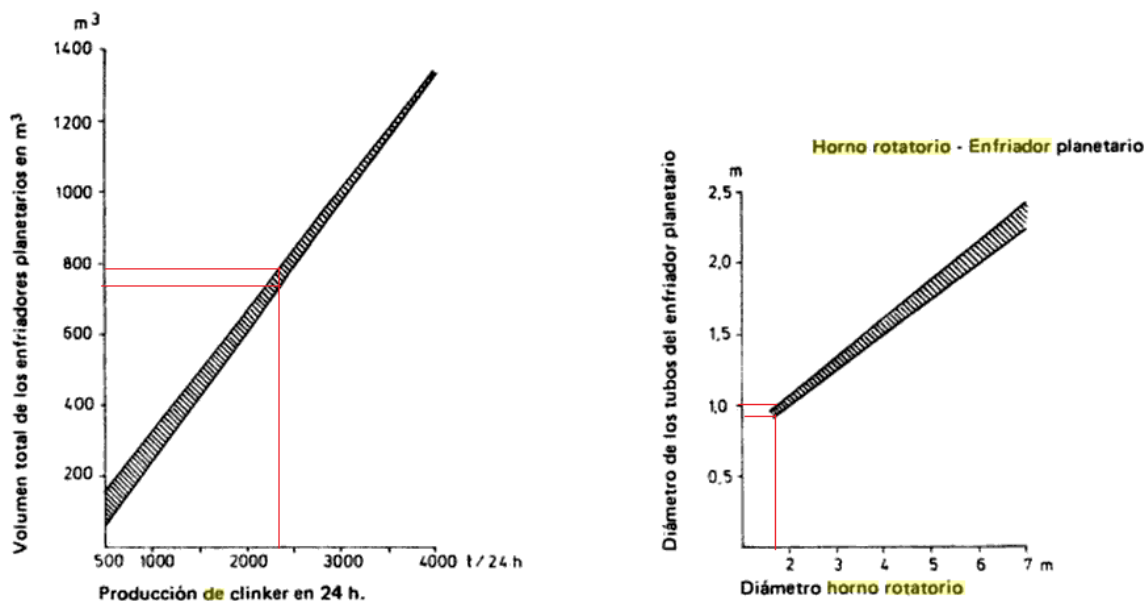


Figura 26: Dimensionamiento de enfriador. [35]

A partir de la Figura 26 se obtiene el valor del volumen de todos los tubos y del diámetro, donde estas dependen de la producción de Clinker en 1 día, y el del diámetro del horno rotatorio respectivamente. Luego el diámetro se obtiene con la fórmula para el volumen del cilindro y tomando en cuenta el número de tubos.

$$\frac{V}{n} = \pi * r^2 * L \quad (Ec. 9.2.3.43)$$

Se obtiene la Tabla 43:

Tabla 43: Dimensionamiento de enfriador.

Volumen de 10 tubos [m³]	Largo [m]	Diámetro
600	63	1,1

9.2.4 Equipos Tratamiento de Residuos

Ciclones

Balance de masa:

Para realizar el balance de los ciclones es importante conocer la eficiencia de estos, para obtener este valor es necesario realizar el dimensionamiento de los equipos. La eficiencia total obtenida es 99,99%, esto quiere decir que se logra captar el 99,99% de las emisiones totales, llegando a la atmósfera solo un 0,01%.

Según la corriente gaseosa proveniente del reactor principal, kiln, a los ciclones llega un flujo equivalente a 3.285.407 [ton/año]. Por lo tanto:

$$3.285.407 \cdot 0,01 = 398 \left[\frac{\text{ton}}{\text{año}} \right] \quad (\text{Ec. 9.2.4.1})$$

$$3.285.407 - 398 = 3.285.009 \left[\frac{\text{ton}}{\text{año}} \right] \quad (\text{Ec. 9.2.4.2})$$

Es decir 398 toneladas al año de corriente gaseosa salen al ambiente, y 3.285.009 ton al año son enviadas a las torres de absorción para la obtención de ácido sulfúrico.

Dimensionamiento:

El dimensionamiento de los ciclones se realiza de acuerdo al desarrollo de Stairmand [14], el cual se basa en el diseño de dos ciclones estándar. En este caso particular se busca obtener ciclones de alta eficiencia, por lo tanto, se utiliza este modelo. Tras obtener la relación entre el ciclón estándar y el que se busca diseñar, se utiliza la curva de eficiencia, transformando el ciclón estándar en el nuevo ciclón. La ecuación utilizada es la Ec.9.2.4.3 y la curva para definir los valores es la Figura 27 [51].

$$d_2 = d_1 \left[\left(\frac{D_{c2}}{D_{c1}} \right)^3 \cdot \frac{Q_1}{Q_2} \cdot \frac{\Delta \rho_1}{\Delta \rho_2} \cdot \frac{\mu_2}{\mu_1} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (\text{Ec. 9.2.4.3})$$

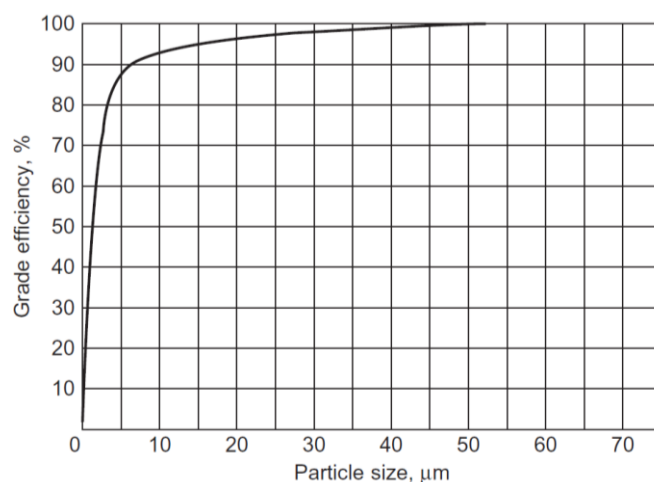


Figura 27: Rendimiento del ciclón, de alta eficiencia, según el tamaño de la partícula en condiciones estándar [14].

A través de la Figura 27 y la relación obtenida, se obtiene un escalamiento del ciclón, de la forma d_2/d_1 . Con este valor se obtiene la relación tamaño partícula: escalamiento, este dato se busca en la curva obteniendo la eficiencia del nuevo ciclón.

Ejemplo de cálculo ciclón:

El primer supuesto utilizado en el diseño de los ciclones es un tamaño promedio de partículas, donde se considera $25 \mu m$ [52]. Luego, se obtiene de la literatura una densidad de partículas para el cemento a altas temperaturas, equivalente a 850 Kg/m^3 [53]. Por otro lado, se toma como supuesto que la temperatura de entrada al primer ciclón es igual a la temperatura del proceso en el reactor, 1500°C . Para los demás ciclones se considera una pequeña baja en la temperatura, siendo este otro supuesto a considerar.

Según la corriente gaseosa de salida del reactor kiln, la cual contiene distintos elementos, tales como carbón, ceniza, agua, nitrógeno, dióxido de carbono, entre otros detallados previamente en sector de reactor de anexos, se calcula el flujo másico total, la suma de cada flujo por elemento, equivalente a $3.285.407 \text{ ton/año}$. Además, se calcula el porcentaje de cada uno de estos elementos en el total de la corriente gaseosa. También, se obtiene la viscosidad según literatura [37]. Es importante destacar que de algunos de los elementos no se pudo encontrar el valor por literatura, es por estos que fueron calculados [38], los restantes fueron obtenidos mediante similitud con otros. De los datos obtenidos se calcula una viscosidad promedio según el porcentaje de cada gas. De acuerdo a las referencias revisadas este valor puede ser considerado similar a la viscosidad de los gases que se encuentren en mayor proporción, estos son el dióxido de carbono y nitrógeno, pero no es algo correcto a considerar, puesto que se calcula y se obtiene una variación equivalente a un 5% en relación al promedio real obtenido. Este delta parece ser poco, pero afecta en la eficiencia del ciclón, variando de un 92% a un 91%, siendo significativo, puesto que se emitirían 302 mil toneladas anuales extra en el primer ciclón. Por otro lado, con el flujo másico de la corriente del kiln y la densidad, se obtiene el flujo volumétrico, y luego el área del ducto de entrada del ciclón. Mediante el área se obtiene el diámetro del ducto y este se compara con el valor estándar del ciclón. Si el valor es similar es correcto, si fuese mayor se divide en la cantidad necesaria de ciclones para obtener el diámetro similar al estándar. En este caso particular cada ciclón obtiene un diámetro coherente, por lo que no es necesario trabajar con ciclones en paralelo.

Tras la obtención de todos los datos, finalmente se calcula el escalamiento del ciclón:

$$\frac{d_2}{d_1} = \left[\left(\frac{0,285}{0,203} \right)^3 \cdot \frac{0,0619}{0,122} \cdot \frac{2000}{850} \cdot \frac{0,0534}{0,018} \right]^{\frac{1}{2}} = 3,14 \quad (\text{Ec. 9.2.4.4})$$

Luego, mediante la Ec. 9.2.4.1.1.4 se tiene la relación de tamaño de partícula: escalamiento:

$$25 \frac{\mu m}{3,14} = 8,0 \quad (\text{Ec. 9.2.4.5})$$

Este valor se busca en la Figura 27, obteniendo la eficiencia del ciclón de 92%.

Este mismo procedimiento se realiza de la misma forma para otros dos ciclones, hasta alcanzar la eficiencia final requerida de 99,99%.

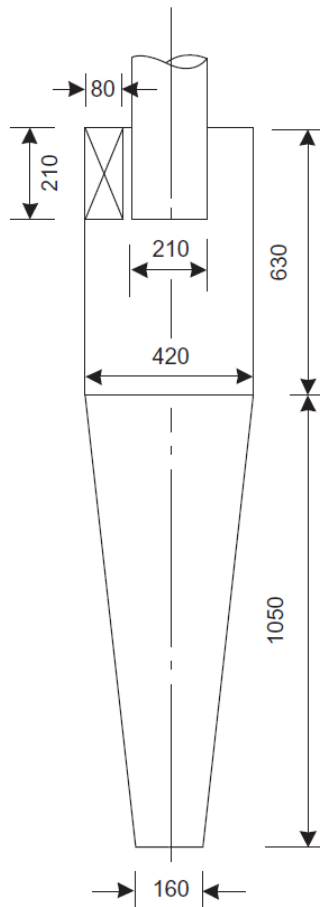


Figura 28: Relaciones en dimensionamiento ciclón [14].

Filtro de Mangas

Balance de masa:

El balance de masa del filtro de mangas se realiza a partir de la corriente gaseosa proveniente del enfriador, estimando una eficiencia de un 99,4%. Según esto se obtiene que según la corriente de entrada la salida equivale a:

$$\text{corriente de entrada} \cdot \text{eficiencia filtro de mangas} = \text{corriente de salida}$$

$$42 \left[\frac{\text{ton}}{\text{año}} \right] \cdot (100 - 99,98)\% = 0,85 \left[\frac{\text{ton}}{\text{año}} \right]$$

Dimensionamiento:

Para el dimensionamiento del filtro de mangas se realiza el siguiente procedimiento [16][44][50][18]: Selección de tela: Fibra de Vidrio. Este material se escoge debido a la alta resistencia a temperatura, además de sus otras propiedades, como resistencia a la abrasión y acidez. Esto se observa en la Tabla 44.

Tabla 44: Propiedades de los materiales empleados en los filtros de talegas.

TELA	TEMPERATURA (°C)		RESISTENCIA				
	Continua	Picos	Ácidos	Bases	Abrasión	Tensión	Combustión
Algodón	82	107	Deficiente	Muy buena	Muy buena	Buena	Si
Dacrón	122	163	Buena	Muy buena	Muy buena	Excelente	Si
Fibra de vidrio	260	288	Regular	Regular	Buena	Buena	Si
Nomex	190	218	Mala	Excelente	Muy buena	Muy buena	No
Nylon	92	121	Mala	Excelente	Excelente	Excelente	Si
Orlón	127	127	Excelente	Regular	Buena	Buena	Si
Polipropileno	92	94	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Si
Teflón	232	288	Excelente	Excelente	Regular	Buena	No
Lana	92	121	Muy buena	Deficiente	Regular	Regular	No
Acrílico	127	137	Buena	Regular	Buena	Buena	Si
Polietileno	65	100	Excelente	Excelente	Excelente	Excelente	Si
Acetato	71		Mala	Mala	Buena		No
Rayón	94		Mala	Regular	Buena		Si
Cerámica	900	1000					

Fuente: Benitez, J., 1993; Corbitt, R., 1990; Cooper, D. and Alley, F., 2002.

- Selección en modo de filtrar: Filtración interior
- Mecanismo de limpieza: Tipo Pulse Jet
- Velocidad de filtración: 0,036 m/s [Tabla 45]

Tabla 45: Velocidades de filtración para algunas combinaciones de filtros de talegas y telas.

PARTÍCULAS	VELOCIDAD DE FILTRACIÓN (M/S)	
	Agitación/Contracorriente (tela tejida)	Aire a presión (fieltro)
Alimento de ganado (granos)	0.018	0.071
Almidón	0.015	0.041
Alúmina	0.013	
Aluminio	0.015	0.081
Arcilla	0.013	0.046
Arena	0.013	0.051
Asbesto	0.015	0.051
Aserrín	0.018	0.061
Azúcar	0.010	0.066
Bauxita	0.013	0.041
Cacao. chocolate	0.014	0.061
Cal	0.013	0.051
Caliza	0.013	0.051
Carbón	0.013	0.041
Carbón negro	0.008	0.025
Cemento	0.010	0.041
Cenizas	0.013	0.025

Luego, mediante la ecuación de eficiencia de colección, se obtienen diversos parámetros, la cual es descrita a continuación:

$$\eta = 100 \left[1 - (Pt_p + (P D_0 - Pt_p)e^{-aW} + Pt_{mp}) \right] \quad (Ec. 9.2.4.6)$$

Las variables de la Ec. 9.2.4.5 se calculan en el siguiente enunciado:

$$Pt_p = b \cdot V_c \quad (Ec. 9.2.4.7)$$

$$Pt_{mp} = \frac{d}{C_p} \quad (Ec. 9.2.4.8)$$

$$W = C_p \cdot \theta \cdot V \quad (Ec. 9.2.4.9)$$

Luego, se calcula la caída de presión:

$$\Delta P = \Delta P_f + \Delta P_p \quad (Ec. 9.2.4.10)$$

$$\Delta P_f = K_1 \cdot V \quad (Ec. 9.2.4.11)$$

$$\Delta P_p = \theta \cdot V^2 \cdot K_p \cdot C_p \quad (Ec. 9.2.4.13)$$

Posteriormente, se obtiene el caudal de la corriente, mediante el caudal del material particulado y la corriente gaseosas, equivalente a $0,3003 \text{ m}^3/\text{s}$, y con este dato se calcula el área neta de filtración del filtro de mangas:

$$A_{nf} = \frac{Q}{V} \quad (Ec. 9.2.4.14)$$

Finalmente, mediante datos obtenido de literatura, diámetro de $0,127 \text{ m}$ y largo de la manga equivalente a $2,4 \text{ m}$, se calcula el área por manga y el número de mangas:

$$A_m = D \cdot L \cdot \pi \quad (Ec. 9.2.4.15)$$

$$N^\circ \text{ Mangas} = \frac{A_{nf}}{A_m} \quad (Ec. 9.2.4.16)$$

Anexo 10: Balance de energía.

Pre-Calentador

Para el balance de energía se utilizó la ecuación típica de calor mostrada en la ecuación 10.1 que permite calcular el calor cedido o absorbido por un cambio de temperatura.

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T \quad (\text{Ec. 10.1})$$

Se supuso que no existen pérdidas de calor en el pre-calentador. Por lo tanto, el calor cedido por el gas es igual al absorbido por las partículas. Por lo tanto, se cumple la ecuación 10.2 para cada etapa i .

$$m_{p,i} \cdot C_{p_p} \cdot (T_{out,p,i} - T_{in,p,i}) = m_g \cdot C_{p_g} \cdot (T_{in,g,i} - T_{out,g,i}) \quad (\text{Ec. 10.2})$$

Por otro lado, se consideró una temperatura de salida de las partículas considerando el promedio de temperaturas experimentales equivalente a 750°C [12]. Para el cálculo de calor específico de las partículas se ponderó, según la composición de la harina, los calores específicos de la marga, caliza y escoria como se muestra en la Tabla 46.

Tabla 46: Calor específico de los materiales en la harina y el calor específico de la harina.

Material	Proporción	Capacidad calorífica [J/kg/K]	Referencia
Escoria	10%	700	[54]
Marga	55%	1.140	[55]
Caliza	35%	973	[56]
Harina		1.038	

Para conocer la temperatura de salida del gas se realizó el balance de energía global del pre-calentador utilizando los datos de la Tabla 47.

Tabla 47: Datos para el balance de energía.

	Valor	Referencia
Temperatura entrada gas [K]	1.223	[57]
Temperatura de entrada de partículas [K]	298	
Temperatura de salida de partículas [K]	1.023	[58]
Capacidad calorífica de partículas [J/kg/K]	1.038	
Capacidad calorífica del gas [J/kg/K]	1.071	[59]
Flujo másico de partículas [kg/h]	300.350	
Flujo másico de gas [kg/h]	256.044	

Con lo anterior se obtuvo la temperatura de salida del gas:

$$T_{out,g} = 399 \text{ K} = 126^\circ\text{C}$$

Con esto, y utilizando la herramienta *so/ver* de Excel, se encontraron las temperaturas para cada etapa. Los resultados se muestran en la Tabla 48 y la Figura 29.

Tabla 48: Resultados del balance de energía para cada etapa.

	Partículas		Gas	
	T_{in} [K]	T_{out} [K]	T_{in} [K]	T_{out} [K]
Ciclón 1	298	479	600	393
Ciclón 2	479	660	808	600
Ciclón 3	660	840	1.015	808
Ciclón 4	840	1.023	1.223	1.015

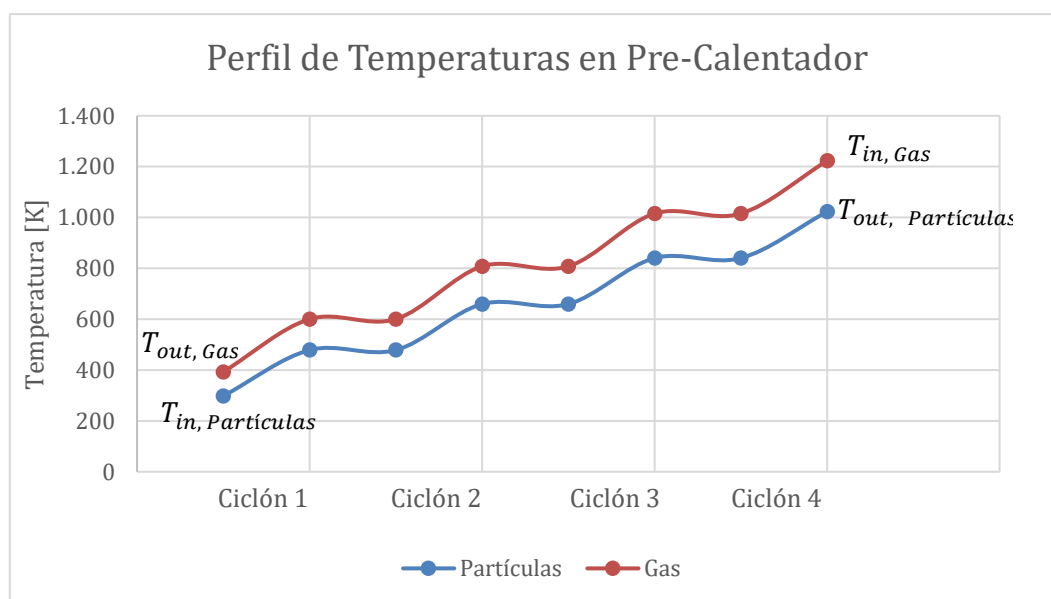


Figura 29: Perfil de temperaturas en el precalentador.

Se observa en la Figura 29 la variación de la temperatura de las partículas y del gas en el precalentador, siendo siempre la temperatura del gas mayor a la de las partículas, sin embargo, no se consideró la pérdida de calor del equipo, por lo que la temperatura de las partículas podría ser considerablemente menor si no se trabaja con ciclones de alta resistencia térmica.

Anexo 11: Equipos de catálogos.

Silos

Para el dimensionamiento de los silos por catálogos se tomó como referencia las dimensiones mostradas en la Tabla 49:

Tabla 49: Tamaño para mezclado en continuo y silos de almacenamiento [60].

Sr. No.	Item	Unit tpd	Kiln Capacity (tpd)		
			5000	7500	10,000
1	Raw meal/clinker	ratio	1.55	1.55	1.55
	Design factor		1.1	1.1	1.1
	Total factor		1.705	1.705	1.705
2	Raw meal per day	tons	8525	12787.5	17,050
3	storage capacity	No. of days	2.5	2.5	2.5
		tons	21312.5	31968.75	42,625
4	Bulk density aerated raw meal	t/m ³	0.96	0.96	0.96
5	Volumetric capacity of blending silo	m ³	22,201	33,301	44,401
6	Let h/d ratio be	Ratio	4	4	4
	Vol. of silo		$3.14 \times d^3$	$3.14 \times d^3$	$3.14 \times d^3$
	Diam. of silo	m	19	21	23
	Height	m	75	85	94
		Rounded to	76	84	92
	Allow for heap and escape of air	m	3	3	3
	Total height		79	87	95
	Height above floor	m	5	5	5
	Total height above ground	m	84	92	100

Por lo tanto, realizando una proporción lineal simple, se obtienen las dimensiones mostradas en la Tabla 50 para cada silo:

Tabla 50: Dimensionamiento para silos del proceso.

	Capacidad [ton/día]	Volumen [m ³]
Silo 1	7208,4	32
Silo 2	2661,52	11,82

Molino 2

El molino 2 se dimensionó para el flujo de salida del enfriador. Se utilizó una proporción lineal simple con el dimensionamiento del molino 1, es decir, como el flujo de alimentación al molino 1 es de 586.926 [ton/año] se obtiene un diámetro de 1,47 [m], entonces para un flujo de alimentación de 971.456,57 [ton/año] el diámetro sería de 2,43 [m].

Nomenclatura

Chancado

Tabla 51: Nomenclatura para equipo de chancado.

Simbología	Significado	Unidades de medida
F_{100}	Tamaño de mínimo de tamiz que deja pasar 100% de las partículas de la alimentación del circuito.	[cm]
F_{80}	Tamaño de tamiz que deja pasar 80% de las partículas de la alimentación del circuito.	[cm]
P_{100}	Tamaño de mínimo de tamiz que deja pasar 100% de las partículas del producto del circuito.	[cm]
P_{80}	Tamaño de tamiz que deja pasar 80% de las partículas del producto del circuito.	[cm]
d_{50c}	Diámetro de partícula que tiene un 50% de probabilidades de pasar o no a través de la abertura del harnero	[mm]
α	Factor de corrección de pendiente de la curva de eficiencia	[-]
G_{si}	Flujo i	$\left[\frac{\text{ton}}{\text{día}}\right]$
$F_{ui}(x_i)$	Fracción acumulada bajo el tamaño x_i	[%]
$f_i(x_i)$	Fracción retenida entre x_i y x_{i+1}	[%]
C	Capacidad básica	$\left[\frac{\text{t}}{\text{h/m}^2}\right]$
P	Factor de corrección por densidad de partícula	[-]
K	Factor de corrección por el porcentaje de alimentación con tamaño menor a la mitad de la abertura	[-]
F	Factor de corrección que depende de la forma de la partícula	[-]
H	Factor de corrección que depende de la humedad de la partícula	[-]
E	Factor de corrección que depende de la eficiencia del harnero	[-]
B	Factor de corrección que depende del porcentaje con sobretamaño en la alimentación	[-]
O	Factor de corrección que depende del porcentaje de área abierta del harnero	[-]
S	Factor de corrección que depende de la forma de la abertura del harnero	[-]
D	Factor de corrección que depende del número de bandejas en el harnero	[-]
T	Factor de corrección que dependen de la inclinación del harnero	[-]
W	Factor de corrección que depende de la abertura del	[-]

	<i>harnero</i>	
Q	<i>Flujo volumétrico</i>	$[m^3/h]$
d_{\min}	<i>Grosor de la capa de material sobre el harnero</i>	$[mm]$
v_{\min}	<i>Velocidad de transporte del material sobre el harnero</i>	$[m/s]$

Molino

Tabla 52: Nomenclatura para molino.

Simbología	Significado	Unidades de medida
F_{80}	<i>Tamaño del 80% de partículas de entrada</i>	$[\mu m]$
P_{80}	<i>Tamaño del 80% de las partículas de salida</i>	$[\mu m]$
R_D	<i>Relación de reducción</i>	$[-]$
W_i	<i>Índice de trabajo</i>	$[KWh/tc]$
F_i	<i>Factor de corrección</i>	$[-]$
C	<i>Capacidad de molienda</i>	$[tc/h]$
V_p	<i>Fracción del molino cargado por bolas</i>	$[-]$
C_s	<i>Fracción de la velocidad crítica a usar</i>	$[-]$
K_b	<i>Constante de proporción que depende del tipo de molienda y de tipo de descarga</i>	$[-]$
B	<i>Diámetro de bolas</i>	$[in]$
S_g	<i>Gravedad específica del material a moler</i>	$[-]$
W_i	<i>Índice de trabajo</i>	$[KWh/tc]$
D	<i>Diámetro del molino</i>	$[ft]$

Intercambiador de calor

Tabla 53: Nomenclatura para intercambiador de calor

Simbología	Significado	Unidades de medida
m_g	<i>Flujo másico de gas</i>	$\frac{kg}{h}$
m_p	<i>Flujo másico de partículas</i>	$\frac{kg}{h}$
v	<i>Flujo volumétrico</i>	$[m^3/h]$
\vec{v}	<i>Velocidad del flujo</i>	$[m/s]$
A	<i>Área</i>	$[m^2]$
d	<i>Diámetro promedio de partículas separada</i>	$[\mu m]$

D_c	Diámetro del ciclón	[m]
Q	Caudal de entrada	[m ³ /h]
$\Delta\rho$	Densidad del flujo	[kg/m ³]
μ	Viscosidad del flujo	[cp]
C_p	Calor específico	[J/kg/K]

Subíndices		
Simbología	Significado	
C	Ciclón	
D	Polvo	
R	Elevador	
i	Etapa i	

Reactor

Tabla 54: Nomenclatura reactor

Simbología	Significado	Unidades de medida
F_{mi}	Flujo de mineral. Caliza, marga y escoria	$\left[\frac{\text{ton}}{\text{año}}\right]$
x_{mi}	Composición del mineral	$\left[\frac{\text{ton}}{\text{año}}\right]$
$F_{entrada}$	Flujo de entrada inicial	$\left[\frac{\text{ton}}{\text{año}}\right]$
$F_{entrada\ real}$	Flujo de entrada post primera pérdida por ignición	$\left[\frac{\text{ton}}{\text{año}}\right]$
F_{LOI}	Flujo de pérdida por ignición	$\left[\frac{\text{ton}}{\text{año}}\right]$
F_{comp}	Flujo por compuesto químico	$\left[\frac{\text{ton}}{\text{año}}\right]$
F_{resto}	Flujo que no se va a Clinker	$\left[\frac{\text{ton}}{\text{año}}\right]$
$Prop_{particulado}$	Proporción másica de la entrada que se vuelve particulado	[-]
$P_{a\ Clinker}$	Proporción másica del flujo de entrada real que va hacia el Clinker	[-]
F_{rxn}	Flujo de compuestos que reaccionaron	$\left[\frac{\text{ton}}{\text{año}}\right]$
R	Constante universal de los gases	$\left[\frac{J}{K\ mol}\right]$
A	Factor de frecuencia	$\left[\frac{1}{hr}\right]$
E	Energía de activación	$\left[\frac{KJ}{K\ kg}\right]$

k	Constante cinética	$\left[\frac{1}{\text{hr}}\right]$
r_a	Velocidad de reacción	$\left[\frac{\text{mol}}{\text{hr}}\right]$
V	Volumen	$[\text{m}^3]$
F_{A0}	Flujo volumétrico del reactivo limitante	$\left[\frac{\text{mol A}}{\text{s}}\right]$
x	Conversión	$[-]$
ρ	Densidad	$\left[\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right]$
\dot{m}	Flujo másico	$\left[\frac{\text{ton}}{\text{año}}\right]$
PM	Flujo másico	$\left[\frac{\text{ton}}{\text{año}}\right]$
C_{A0}	Concentración de reactivo limitante	$\left[\frac{\text{megamol}}{\text{m}^3}\right]$
θ	Selectividad	$[-]$
τ	Tiempo de residencia	$[\text{min}]$
L	Largo	$[\text{m}]$
D	Diámetro	$[\text{m}]$
S	Pendiente	$[\text{°}]$
N	RPM	$[\text{RPM}]$
G	Corriente gaseosa de entrada	$\left[\frac{\text{ton}}{\text{año}}\right]$
F	Corriente de sólidos de entrada	$\left[\frac{\text{ton}}{\text{año}}\right]$
d_p	Diámetro de partículas	$[\text{m}]$

Enfriador

Tabla 55: Nomenclatura enfriador

Simbología	Significado	Unidades de medida
F_{clinker}	Flujo de Clinker	$\left[\frac{\text{ton}}{\text{año}}\right]$
$F_{\text{particulado}}$	Flujo de particulado	$\left[\frac{\text{ton}}{\text{año}}\right]$
F_{gases}	Flujo de gases	$\left[\frac{\text{ton}}{\text{año}}\right]$
V	Volumen	$[\text{m}^3]$
r	Radio	$[\text{m}]$
L	Largo	$[\text{m}]$
n	Número de tubos	$[-]$

Ciclones

Tabla 56: Nomenclatura ciclones

Simbología	Significado	Unidades de medida
d_1	Diámetro promedio de las partículas a ser separadas en condiciones estándar, a la eficiencia requerida.	[m]
d_2	Diámetro promedio de las partículas a ser separadas en el diseño propuesto, a la misma eficiencia de d_1	[m]
D_{c1}	Diámetro del ciclón estándar, 8 pulgadas = 203 mm	[mm]
D_{c2}	Diámetro para ciclón propuesto, mm	[mm]
Q_1	flujo volumétrico estándar para ciclón de alta eficiencia = 223	$\left[\frac{m^3}{h}\right]$
Q_2	flujo volumétrico del ciclón propuesto a diseñar = 223	$\left[\frac{m^3}{h}\right]$
$\Delta\rho_1$	densidad sólido – fluido en condiciones estándar = 2000	$\left[\frac{Kg}{m^3}\right]$
$\Delta\rho_2$	Densidad propuesta para el diseño	$\left[\frac{Kg}{m^3}\right]$
μ_1	Viscosidad del fluido (aire a 1 atm, 20°C) = 0.018	$\left[mN \frac{s}{m^2}\right]$
μ_2	Viscosidad del fluido propuesto,	$\left[mN \frac{s}{m^2}\right]$

Filtro de mangas

Tabla 57: Nomenclatura filtro de mangas

Simbología	Significado	Unidades de medida
Pt_p	Penetración debida a los poros de la capa de partículas	[–]
Pt_o	Penetración a través de la tela inmediatamente después de haber sido limpiada.	[–]
Pt_{mp}	Penetración debida a la morfología de las partículas	[–]
a	Decaimiento de la penetración en la capa de partículas	[–]
W	Decaimiento no real de las partículas	Kg/m^2
b, c, d	Constantes empíricas	[–]
C_p	Concentración de partículas	[–]
V	Velocidad de filtración	$\left[\frac{m}{s}\right]$
θ	Tiempo de filtración	[s]



ΔP	<i>Caída de presión total</i>	[mm H ₂ O]
ΔP_f	<i>Caída de presión a través de la tela</i>	[mm H ₂ O]
ΔP_p	<i>Caída de presión a través de la capa de partículas</i>	[mm H ₂ O]
K_1	<i>Factor de resistencia</i>	[-]
K_p	<i>Factor de resistencia debido a la capa de partículas</i>	[mm H ₂ O $\frac{s}{m}$]
Q	<i>Caudal total de la corriente</i>	[$\frac{m^3}{s}$]
A_{nf}	<i>Área total de filtración</i>	[m ²]
A_m	<i>Área por manga</i>	[m ²]
D	<i>Diámetro de la manga</i>	[m]
L	<i>Largo de la manga</i>	[m]
π	<i>Constante Pi, 3,14</i>	[-]