

ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL

**FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y
AGROINDUSTRIA**

**DISEÑO DE UNA PLANTA DE VALORIZACIÓN DE BATERÍAS
USADAS DE AUTOMÓVILES**

**PROYECTO PREVIO A LA OBTENCIÓN DEL TÍTULO DE INGENIERO
QUÍMICO**

CARLOS MATEO VELASTEGUÍ DÍAZ

DIRECTORA: DIANA ENDARA DRANICHNIKOVA

Quito, enero 2022

© Escuela Politécnica Nacional (2022)
Reservados todos los derechos de reproducción

DECLARACIÓN

Yo, Carlos Mateo Velasteguí Díaz, declaro que el trabajo aquí descrito es de mi autoría; que no ha sido previamente presentado para ningún grado o calificación profesional; y, que he consultado las referencias bibliográficas que se incluyen en este documento.

La Escuela Politécnica Nacional puede hacer uso de los derechos correspondientes a este trabajo, según lo establecido por la Ley de Propiedad intelectual, por su Reglamento y por la normativa institucional vigente.

Carlos Mateo Velasteguí Díaz

CERTIFICACIÓN

Certifico que el presente trabajo fue desarrollado por Carlos Mateo Velasteguí Díaz, bajo mi supervisión.

Diana Endara Dranichnikova
DIRECTOR DE PROYECTO

AGRADECIMIENTOS

DEDICATORIA

ÍNDICE DE CONTENIDOS

	PÁGINA
RESUMEN	ix
1. JUSTIFICACIÓN	1
1.1. Antecedentes y descripción del problema	1
1.2. Situación de baterías de automóviles fuera de uso	3
1.2.1. Producción de plomo a nivel mundial	4
1.2.2. Principales consumidores de plomo	4
1.2.2.1. Países consumidores	4
1.2.2.2. Sectores principales	5
1.2.3. Baterías en desuso a nivel nacional	6
1.2.3.1. Relación con el sector automotor	6
1.2.3.2. Legislación y proyectos relacionados con el reciclaje de baterías en desuso	7
1.3. Alternativas tecnológicas para el reciclaje de baterías en deuso	9
1.3.1. Proceso isasmelt	12
1.3.2. Proceso engitec-cx	14
2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO	17
2.1. Materia prima	17
2.1.1. Características y composición de las baterías ácido-plomo	17
2.1.1.1. Funcionamiento	18
2.1.1.2. Principio de funcionamiento	19
2.1.1.3. Características de una batería de auto	19
2.1.1.4. Composición de las baterías de auto	20
2.2. Localización de la planta	21
2.3. Capacidad de la planta	24
2.4. Descripción detallada del proceso	24
2.4.1. Recepción y almacenamiento de materia prima	24
2.4.2. Desmontaje	25
2.4.3. Neutralización	25
2.4.4. Trituración y separación	26
2.4.4.1. Trituración	26
2.4.4.2. Filtración I	27
2.4.4.3. Separación I	27
2.4.5. Desulfurización y filtración II	27

2.4.6.	Fusión I	29
2.4.7.	Fusión II	29
2.4.8.	Refinación	29
2.4.9.	Tratamiento de gases	30
2.4.10.	Almacenamiento del producto final	30
2.5.	Descripción del producto	30
2.5.1.	Plomo	31
2.5.2.	Polipropileno	32
2.5.3.	Sulfato de sodio	33
2.6.	Mercado	34
3.	BASES Y CRITERIOS DE DISEÑO	35
3.1.	Criterios de diseño equipos principales	35
3.1.1.	Almacenamiento	35
3.1.2.	Neutralización y desulfurización	36
3.1.3.	Trituración	37
3.1.4.	Filtración I	37
3.1.5.	Filtración II	38
3.1.6.	Separación I	38
3.1.7.	Fusión I	39
3.1.8.	Fusión II	40
3.1.9.	Tratamiento de gases	41
3.2.	Criterios de diseño equipos secundarios	43
3.2.1.	Tanque de almacenamiento	43
3.2.2.	Tuberías, bombas y compresores	47
3.2.2.1.	Sistemas líquidos	47
3.2.2.2.	Sistemas gaseosos	52
4.	DISEÑO DE LA PLANTA	54
4.1.	Balance de masa	54
4.1.1.	Desmontaje, trituración, filtración I	55
4.1.2.	Neutralización	57
4.1.3.	Desulfurización y filtración II	59
4.1.4.	Separación	61
4.1.5.	Fusión I	61
4.1.6.	Fusión II y refinado	63
4.1.7.	Tratamiento de gases	66
4.1.8.	Balance de masa final	69
4.2.	Balance de energía	73
4.2.1.	Tanque de desulfurización	73
4.2.2.	Horno rotatorio	74

4.3.	Dimensionamiento y especificaciones de los equipos	75
4.3.1.	Dimensionamiento y especificaciones de equipos principales	75
4.3.1.1.	Almacenamiento de baterías	75
4.3.1.2.	Neutralización	76
4.3.1.3.	Trituración	77
4.3.1.4.	Filtración I	79
4.3.1.5.	Desulfurización	80
4.3.1.6.	Filtración II	81
4.3.1.7.	Separación	83
4.3.1.8.	Fusión I	84
4.3.1.9.	Fusión II	87
4.3.1.10.	Refinación	88
4.3.1.11.	Tratamiento de gases	89
4.3.2.	Dimensionamiento y especificaciones de equipos secundarios	92
4.3.2.1.	Tanque de almacenamiento	93
4.3.2.2.	Tuberías, bombas y compresores	99
4.4.	Hojas de especificaciones de los equipos propuestos	117
4.5.	Planificación de la producción	129
4.6.	Diagrama de bloques	132
4.7.	Diagrama de flujo del proceso	134
4.8.	Layout y planos de elevación	137
4.9.	Diagrama de tuberías e instrumentación (p&id)	140
5.	ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD ECONÓMICA	143
5.1.	Estudio financiero	143
5.1.1.	Egresos	143
5.1.1.1.	Inversiones	143
5.1.1.2.	Egresos desembolsables	145
5.1.1.3.	Egresos no desembolsables	147
5.1.2.	Ingresos	148
5.1.2.1.	Ingresos por ventas de productos	148
5.1.2.2.	Ingreso por liquidación de la operación	148
5.2.	Evaluación financiera	149
5.2.1.	Flujo de caja neto	149
5.2.2.	Indicadores de rentabilidad	151
6.	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	152

6.1.	Conclusiones	152
6.2.	Recomendaciones	153
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS		155
ANEXOS		169

ÍNDICE DE TABLAS

	PÁGINA
Tabla 2.1. Componentes de baterías de automóviles	21
Tabla 2.2. Localización de la planta	23
Tabla 2.3. Características fisicoquímicas del plomo	31
Tabla 2.4. Características fisicoquímicas del polipropileno	32
Tabla 2.5. Características fisicoquímicas del sulfato de sodio	33
Tabla 3.1. Límites máximos de concentraciones de emisión al aire para la fundición metales en hornos (mg/Nm ³)	42
Tabla 3.2. Velocidades de succión y descarga de fluidos líquidos	49
Tabla 4.1. Composición de la pasta de batería	59
Tabla 4.2. Composición de la carga fundente	62
Tabla 4.3. Composición de la carga fundente	64
Tabla 4.4 Balance de masa del proceso	69
Tabla 4.5. Accesorios usados en la línea de transporte de hidróxido de calcio	105
Tabla 4.6. Accesorios usados en la línea de transporte de hidróxido de calcio	110
Tabla 4.7. Accesorios usados en la línea de transporte de hidróxido de calcio	116
Tabla 4.8. Hoja de especificación del tanque de neutralización	118
Tabla 4.9. Hoja de especificación de la trituradora de martillos	119
Tabla 4.10. Hoja de especificación de la criba vibratoria	120
Tabla 4.11. Hoja de especificación del tanque de desulfurización	121
Tabla 4.12. Hoja de especificación del filtro prensa	122
Tabla 4.13. Hoja de especificación del separador hidrodinámico	123
Tabla 4.14. Hoja de especificación del horno de crisol	124
Tabla 4.15. Hoja de especificación del horno rotatorio	125

Tabla 4.16.	Hoja de especificación de las ollas de refinado	126
Tabla 4.17.	Hoja de especificación del separador ciclónico	127
Tabla 4.18.	Hoja de especificación de la torre de adsorción	128
Tabla 4.19.	Diagrama de Gantt del proceso de valorización de baterías de auto chatarra	131
Tabla 4.20.	Equipos se control	140
Tabla 5.1.	Costo total de la inversión	144
Tabla 5.2.	Costos fijos por salarios	145
Tabla 5.3.	Costos fijos anuales	145
Tabla 5.4.	Costos variables anuales	146
Tabla 5.5.	Gastos anuales	146
Tabla 5.6.	Egresos no desembolsables	147
Tabla 5.7.	Ingresos por ventas	148
Tabla 5.8.	Gastos anuales	149
Tabla 5.9.	Flujo de caja neto del proyecto de valorización de baterías de auto en desuso	150
Tabla 5.10.	Indicadores financieros	151
Tabla AI.1.	Resultados del dimensionamiento de los tanques de almacenamiento	171
Tabla AI.2.	Resultados del dimensionamiento de los sistemas de bombeo requeridos en el proceso de producción definido	172
Tabla AII.1.	Costos de equipos del proceso definido	173
Tabla AII.2.	Costos de la materia prima del proceso establecido	174

ÍNDICE DE FIGURAS

		PÁGINA
Figura 1.1.	Producción mundial de plomo en el año 2018	4
Figura 1.2.	Consumo mundial de plomo en el año 2018	5
Figura 1.3.	Consumo mundial de plomo por sector en el 2017	6
Figura 1.4.	Anuario de Estadística de Transporte	7
Figura 1.5.	Flujo de la batería plomo-ácido en desuso	8
Figura 1.6.	Equipo QSL	11
Figura 1.7.	Equipo Kivcet	11
Figura 1.8.	Equipo KALDO-TBRC	12
Figura 1.9.	Diagrama de flujo de operaciones empresa BRM	13
Figura 1.10.a.	Proceso ENGITEC-CX	15
Figura 1.10.b.	Proceso ENGITEC-CX	15
Figura 1.10.c.	Proceso ENGITEC-CX	16
Figura 2.1.	Esquema batería de auto	18
Figura 2.2.	Dimensiones de las baterías de auto	26
Figura 2.3.	Diagrama Eh-pH para la desulfuración de PbSO ₄	28
Figura 3.1.	Clasificación de materiales refractarios según la norma ASTM C-181	39
Figura 3.2.	Clasificación para materiales aislantes	39
Figura 3.3.	Materiales más comunes y esfuerzos permisibles (kg/cm ²)	46
Figura 3.4.	Clasificación para tubería al carbono, aleaciones y de acero inoxidable	48
Figura 3.5.	Diagrama de Moody	50
Figura 4.1.	Corrientes de proceso de las tres primeras operaciones	55

Figura 4.2.	Corrientes del proceso de neutralización	57
Figura 4.3.	Corrientes de los procesos de desulfurización y filtración	59
Figura 4.4.	Corrientes del proceso de separación	61
Figura 4.5.	Corrientes del proceso de Fusión I	62
Figura 4.6.	Corrientes de los procesos de Fusión II y Refinado	63
Figura 4.7.	Corrientes del proceso de Tratamiento de gases	67
Figura 4.8.	Disposición de baterías en pallets	76
Figura 4.9.	Modelos de trituradoras de martillos	79
Figura 4.10.	Modelos de cribas vibratorias	80
Figura 4.11.	Modelos de filtro prensa	83
Figura 4.12.	Modelos de separadores hidrodinámicos	84
Figura 4.13.	Forma de crisol	86
Figura 4.14.	Especificaciones horno rotatorio	88
Figura 4.15.	Catálogo separador de partículas	90
Figura 4.16.	Catálogo torres de adsorción	92
Figura 4.17.	Diagrama de bloques del proceso de valorización de baterías de auto chatarra	135
Figura 4.18.	Diagrama de flujo del proceso de valorización de baterías de auto en desuso	136
Figura 4.19.	Simbología del Diagrama de flujo del proceso de valorización de baterías de auto en desuso	136
Figura 4.20.	Layout de la planta	138
Figura 4.21.	Planos de elevación	139
Figura 4.22.	P&ID del proceso de valorización de baterías de auto en desuso	141
Figura 4.23.	Simbología del P&ID del proceso de valorización de baterías de auto en desuso	142

RESUMEN

El objetivo de la propuesta es el del diseño de una planta de valorización de baterías de auto de tipo chatarra al plantear un proceso ISASMELT-ENGITECX modificado. Este proceso representa una opción a los procesos convencionales, y presenta una forma para el tratamiento de este tipo de desechos que se consideran riesgosos por sus componentes. Las baterías chatarra pueden afectar a la salud y al medio ambiente de no ser tratadas adecuadamente, por lo que se convierten en una fuente de contaminación. El proyecto plantea ser rentable por la venta de los productos generados.

Mediante el análisis del mercado se consideró tratar un 25 % del total de baterías chatarra generadas en el país, lo que equivale a 22 500 baterías de ácido-plomo al mes. Las operaciones unitarias seleccionadas para tratar las baterías chatarra son: neutralización, desmontaje, separación, trituración, filtración, desulfurización, fusión, refinado y dos procesos de tratamiento de gases de combustión que incluyen una separación y un proceso de adsorción. A partir de estos procesos se generan tres productos: plomo metálico, sulfato de sodio y polipropileno reciclado.

Una vez estructurado el proceso se procedió a desarrollar tanto la ingeniería básica como la conceptual a partir de los criterios de diseño, los cuales se establecieron en función de trabajos de investigación, fundamentos teóricos o disponibilidad en el mercado. El dimensionamiento de equipos se realizó en función de los criterios de diseño y del balance de masa y energía de cada operación unitaria requerida. Para lograr el tratamiento de las baterías se planteo trabajar durante las 24 horas del día con turnos rotativos de 8 horas. Dentro del desarrollo de la propuesta se elaboró el BFD, PFD, Layout y P&ID de la planta de valorización de baterías chatarra.

Como punto final del trabajo se elaboró una evaluación de prefactibilidad económica, con el fin de determinar la rentabilidad del proyecto. Para ello se planteo el estudio y evaluación financiera a través de los ingresos y egresos de la planta. El proyecto demostró ser rentable, con un tiempo de vida de 6 años. La

recuperación de la inversión se da entre el segundo y tercer año. El proyecto indica un VAN positivo de 6 790 253,51 USD en un tiempo de 6 años. La tasa interna de retorno es de 73 %, lo que la hace mayor al 9,33 % establecido por el Banco central de Ecuador.

1. JUSTIFICACIÓN

1.1. ANTECEDENTES Y DESCRIPCIÓN DEL PROBLEMA

Los componentes de las baterías de automóviles pueden afectar tanto a la salud de las personas como al ambiente. El plomo es uno de estos componentes, el cual es una sustancia tóxica para la salud humana, ya que puede causar daños en el cerebro y en el sistema nervioso central. En el año 2017 fue el causante de 1,06 millones de defunciones a nivel mundial. Puede depositarse en huesos y dientes, desde los cuales puede atacar órganos vitales como el hígado, los riñones, el cerebro y el sistema nervioso (OMS, 2019, p. 11-12).

Otra sustancia de riesgo dentro de la composición de las baterías es el ácido sulfúrico, el cual es considerado una sustancia corrosiva y puede producir quemaduras en piel y ojos si la exposición es directa. En el ámbito ambiental, al estar en contacto con materia orgánica puede deshidratarla y carbonizarla con casos en los que llega a incinerarla. Puede contaminar fuentes hídricas y acidificar los suelos (Ercros, 2016, p. 2).

El polipropileno presente en las carcasas de las baterías es un material polimérico, el cual, a pesar de ser reciclable, está dentro de los materiales poliméricos de uso diario que terminan en rellenos sanitarios. A nivel mundial se estima que existe un aproximado de entre 5 a 50 billones de fragmentos de plásticos en mares y océanos, lo cual supone un peligro para los ecosistemas marinos (PlasticsEurope, 2019, p. 6).

El proceso de valorizar residuos se define como la utilización de un desecho como sustituto de otro material para cumplir un objetivo determinado. Se define también, como la operación de dar una finalidad útil a un residuo. Dentro de la valorización de materiales sólidos se busca la obtención de materia prima a partir del reciclaje (SMV, 2018, p. 1).

Con esta premisa, la propuesta de diseñar una planta de valorización de baterías usadas de automóviles tendrá como productos: plomo, sulfato de sodio y polipropileno, los cuales podrían ser utilizados como materias primas de otros procesos productivos.

El presente proyecto tiene como uno de los antecedentes técnicos la investigación realizada por Varshney K. (2019) sobre los procesos actuales (pirometalúrgicos e hidrometalúrgicos) y las perspectivas futuras en el reciclaje de baterías de ácido-plomo. En dicho trabajo se resalta el creciente mercado de baterías de ácido-plomo debido a la demanda de estas en sectores como el automovilístico, el de maquinaria eléctrica de tipo industrial, sistemas que funcionan con energía solar y sectores de telecomunicaciones. Al incrementar la fabricación de baterías se incrementa, a su vez, la cantidad de desechos que estas producen. En este estudio se enfatiza que un máximo del 100 % del plomo de las baterías se puede reciclar y que su proceso de reciclaje genera hasta un 99 % menos de emisiones de CO₂, en comparación con el proceso convencional de reciclaje (p. 5).

Dentro del área económica, el estudio de factibilidad económica realizado por Ardiles (2016) en Chile, enfatiza que, bajo perspectivas conservadoras, un proyecto de este tipo con una capacidad de procesamiento de 3 487 225 baterías anualmente resulta rentable con un VAN de alrededor de 3 449 906,00 USD y un TIR de 33,93 %. Dentro de este análisis, un punto clave es la localización de la planta que prioriza la cercanía de esta al parque automotriz más grande de Chile. Tiene como compradores a países como Brasil y Estados Unidos, con lo que plantea cubrir una parte del déficit de plomo dentro del continente americano (p. 5-10).

Un estudio de prefactibilidad realizado en Ecuador por Beltrán (2010) indica que el establecimiento de una planta de reciclaje dentro de una planta de producción y comercialización de baterías de auto dentro de la ciudad de Quito tiene un tiempo estimado de retorno de la inversión menor a un año, con una relación beneficio/costo de 6,05 y una tasa interna de retorno de 147,49 %. Estos

indicadores permiten demostrar que un proyecto de este tipo es favorable como empresa y es realizable dentro del territorio ecuatoriano (p. 162).

En el campo ambiental, un estudio realizado en el cantón Cuenca por Ramírez y Viteri (2014), en la provincia del Azuay, destaca la falta de normativa específica dentro del país para el correcto manejo y disposición de las baterías ácido-plomo después de su vida útil. En el cantón se evidencia que solo el 27 % de las baterías recolectadas son enviadas a centros de reciclaje autorizados. Por otro lado, el estudio identificó un total de 12 riesgos de contaminación dentro del proceso de gestión de las baterías ácido-plomo usadas. Este estudio demuestra un riesgo importante para la salud de las personas, debido a la exposición que tienen ciertos operarios al plomo proveniente de baterías en desuso, que se ocupa como barniz en los procesos de fabricación de tejas (p. 15).

La instalación de una planta en función del diseño planteado para la valorización de baterías de automóviles podría llegar a ser una alternativa a la gran cantidad de desechos peligrosos que este tipo de residuo genera.

Con este antecedente, el presente trabajo propone el diseño de una planta de valorización de baterías usadas de automóviles, para cumplir con el diseño se definió el proceso productivo, se desarrolló tanto la ingeniería conceptual como básica y se analizó la prefactibilidad económica de la propuesta con el fin de establecer la viabilidad y la rentabilidad.

1.2. SITUACIÓN DE BATERÍAS DE AUTOMÓVILES FUERA DE USO

1.2.1. PRODUCCIÓN DE PLOMO A NIVEL MUNDIAL

Tras un estancamiento en la producción de plomo a nivel mundial desde 1970 hasta el año 2000, debido a los riesgos ambientales y de salud que presenta este metal.

La producción de plomo mostró un 38 % de crecimiento entre el año 2000 y el año 2018. Aumentando la producción de 3,2 a 44,0 millones de tm.

El mayor productor de plomo a nivel mundial es China con un 47 % de la producción con) seguido por Australia con un 10% en función de los datos del año 2018 (SNMPE, 2019, p. 1). Dentro de continente americano el mayor productor es Perú cuya producción representa un 7% de la producción mundial. A Perú lo siguen Estados Unidos con. Un 6 % y México con un 5% como se indica en la Figura 1.1.

Los otros países que son parte del grupo de mayores productores de plomo son: Rusia e India, con 5% y 4% respectivamente.

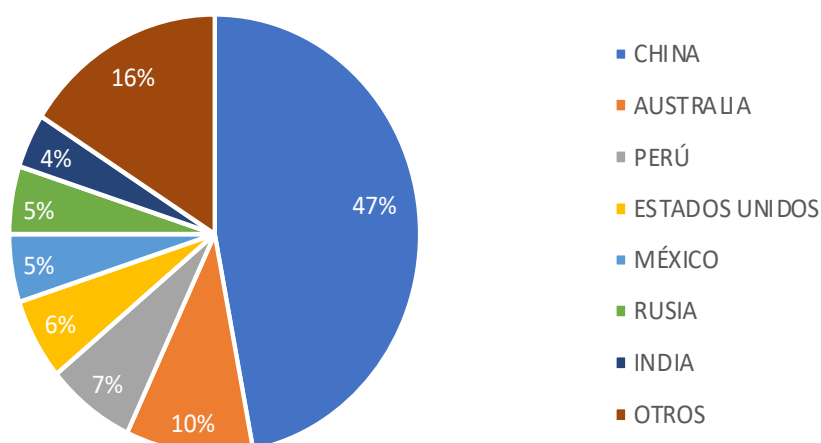


Figura 1.1. Producción mundial de plomo en el año 2018
(SNMPE, 2019, p. 1)

1.2.2. PRINCIPALES CONSUMIDORES DE PLOMO

1.2.2.1. Países consumidores

A nivel mundial el principal consumidor de plomo es China. El consumo de plomo en China viene ligado a que es a su vez uno de los mayores productores de baterías de tipo ácido-plomo, debido al creciente mercado en la producción de vehículos. Dentro del continente americano se encuentra el segundo consumidor de plomo a

nivel mundial que es Estados Unidos. En la Figura 1.2. se observan los principales países consumidores de plomo en el año 2018 (SNMPE,2019, p. 2).

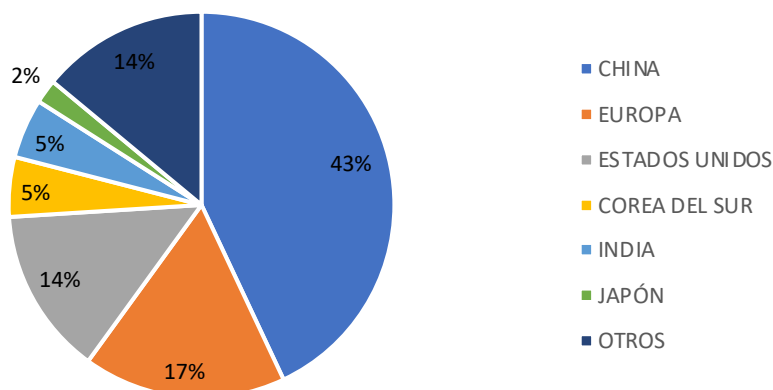


Figura 1.2. Consumo mundial de plomo en el año 2018
(SNMPE2019, p. 2)

1.2.2.2. Sectores principales

A nivel mundial el plomo se usa mayoritariamente para la producción de baterías de auto, con lo que se tiene una idea de la cantidad de baterías que se producen anualmente a nivel mundial.

Al tener un incremento en la producción anual de plomo, la demanda de este material también se incrementó alcanzando un total de 11,7 millones de tm en el año 2017. Como se indica en la Figura 1.3, otros usos que se le dan a este metal son la producción de láminas y extruidos; y como pigmentos (SNMPE, 2019, p. 2).

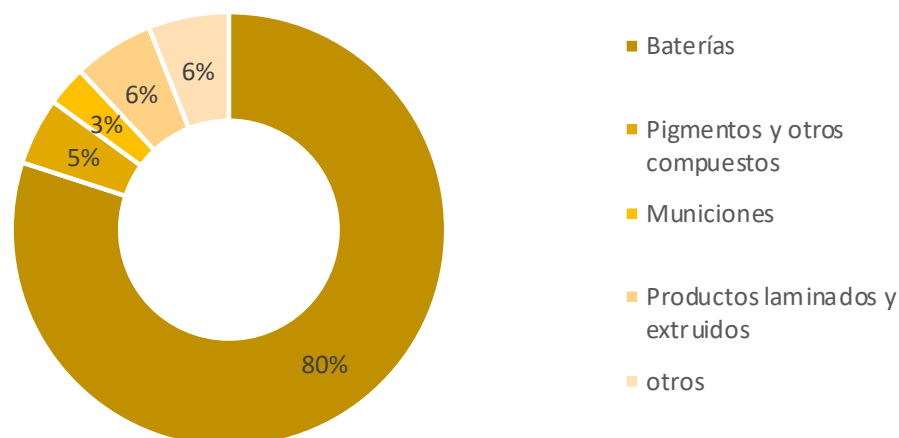


Figura 1.3. Consumo mundial de plomo por sector en el 2017
(SNMPE, 2019, p. 2)

1.2.3. BATERÍAS EN DESUSO A NIVEL NACIONAL

1.2.3.1. Relación con el sector automotor

La cantidad de baterías en desuso guarda una relación directa con el sector automotor a nivel nacional. En el Ecuador, para el año 2019 se matricularon 2 311 960 vehículos motorizados como se indica en la Figura 1.4. (INEC, 2020, p. 4). Si se considera que cada vehículo necesita de una batería ácido-plomo para su correcto funcionamiento eléctrico y que cada batería tiene un tiempo de vida media promedio de 2 años en el Ecuador (Bardo, 2001, p. 1).

Al concatenar la información con los datos proporcionados por la empresa Baterías del Ecuador en el año 2017, se estima que unas 90 000 baterías ácido-plomo se recolectaron mensualmente para su disposición en botaderos o para el reciclaje de las mismas (Líderes, 2017, p. 1). Esta empresa logra procesar mensualmente el 50 % de las baterías desechadas, el sobrante se divide entre recicladores informales y desechos en botaderos (Líderes, 2017, p. 1).

Principales variables investigadas	2018	2019
Vehículos motorizados matriculados	2.403.651	2.311.960
Pasajeros transportados por ferrocarril	116.997	109.627
Entrada internacional de pasajeros por vía aérea	2.144.886	2.199.087
Salida internacional de pasajeros por vía aérea	2.183.178	2.239.931
Entrada internacional de pasajeros por vía marítima	28.919	25.728
Salida internacional de pasajeros por vía marítima	23.314	19.999
Siniestros de tránsito	25.530	24.595

Figura 1.4. Anuario de estadística de transporte
(INEC, 2020, p. 4)

1.2.3.2. Legislación y proyectos relacionados con el reciclaje de baterías de automóviles en desuso

En Ecuador desde el año 2011 la disposición final de baterías chatarra esta normada por el Instituto Ecuatoriano de Normalización (INEN) y su cumplimiento y aplicación está a cargo del Ministerio de Industrias y Productividad. La norma INEN 2533:2011 se titula “*DISPOSICIÓN DE PRODUCTOS. BATERÍAS PLOMO-ÁCIDO EN DESUSO. REQUISITOS*” e indica los requisitos que se deben seguir para el manejo de las baterías, también se denomina a las baterías en desuso como materiales peligrosos recuperables (INEN 2533, 2011, p. 4).

Se establece que los fabricantes o importadores de baterías son los responsables de establecer un sistema de gestión adecuado para las baterías. Solo un gestor avalado por el Ministerio del Ambiente tanto para el transporte como para el reciclaje de baterías puede manejar este tipo de materiales. El registro del Ministerio del Ambiente de Ecuador indicó un gestor autorizado para el reciclaje y manejo de baterías de ácido-plomo que es la empresa RIMESA. Existen dos

gestores autorizados para el transporte de baterías en desuso la empresa AV CORP y GPOWER (MAE, 2014, p. 1-6).

Todas las baterías en desuso deben seguir el flujo establecido en la Figura 1.5. Esta norma se relaciona con la norma INEN 2266 “*TRANSPORTE, ALMACENAMIENTO Y MANEJO DE MATERIALES PELIGROSOS. REQUISITOS*”, en la cual se establecen los requisitos para el transporte, etiquetado, almacenamiento y manejo de materiales peligrosos. Es importante denotar que la norma INEN 2533 es de carácter voluntario según la resolución N° 11 202 del Ministerio de Industrias y Productividad establecida en el año 2011 (INEN 2266, 2011, p. 3).

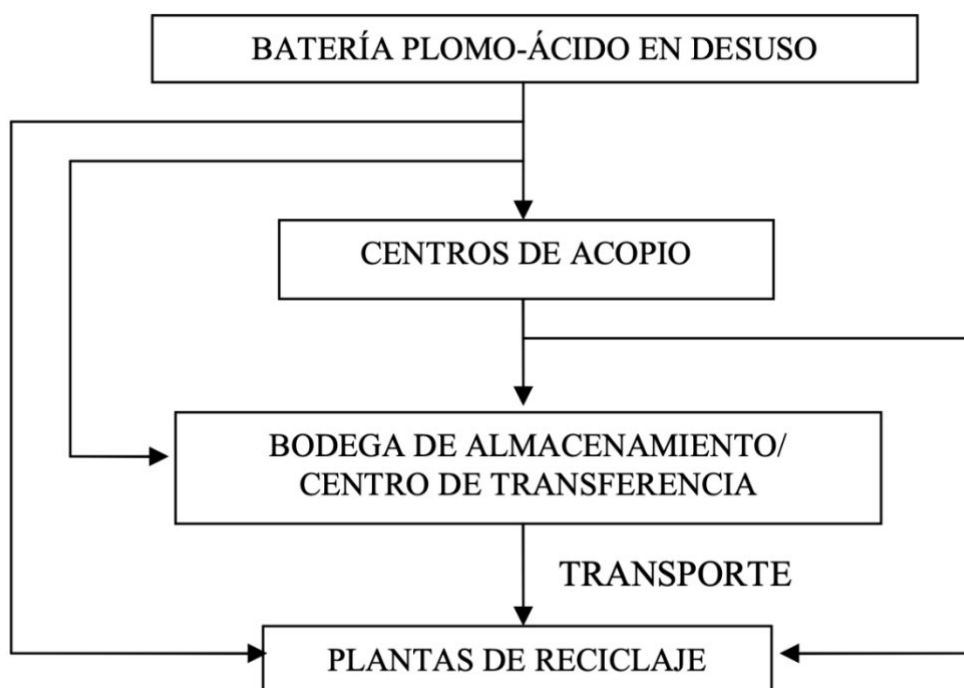


Figura 1.5. Flujo de la batería plomo-ácido en desuso
(INEN 2533, 2011, p. 4)

A nivel nacional un referente en el reciclaje de baterías de automóviles es la empresa Baterías del Ecuador. Es una empresa ecuatoriana, fundada en Quito en el año de 1956 en la ciudad de Quito con más de 60 años en el mercado local. Esta empresa cuenta con 2 500 locales comerciales a nivel nacional y desde el año 2010

se dedica a reciclar un 50 % de las baterías en desuso producidas en el país. Al ser una empresa ecuatoriana y familiar, los costos de importación de plomo desde el Perú hacían que el precio de la batería nacional aumente y que los competidores extranjeros abarcaran un mayor porcentaje del mercado. Con una expansión de la fábrica y la inversión en nueva tecnología, la empresa consigue reciclar baterías en desuso y usar el plomo en nuevas baterías. La empresa cuenta con una certificación de Gestor Ambiental Tecnificado de Residuos 0016 – GTR en el Distrito Metropolitano de Quito, la cual acredita a la empresa a la recolección, transporte y manejo de baterías chatarra (Baterías Ecuador, 2021, p. 1).

1.3. ALTERNATIVAS TECNOLÓGICAS PARA EL RECICLAJE DE BATERÍAS EN DEUSO

Los métodos aplicados para la valorización de baterías de auto chatarra, tienen como objetivo principal la separación y aprovechamiento de cada parte de la batería. En el caso de las partes poliméricas de las baterías el proceso consta únicamente de la limpieza y la reducción de tamaño para su venta en el mercado local como material reciclado. El ácido de la batería debe seguir un tratamiento de neutralización previo a su disposición final. La parte metálica como de la pasta, son las que necesitan de un mayor número de procesos para su aprovechamiento. Los procesos de reciclaje de baterías constan de 4 etapas principales.

1. Almacenamiento
2. Fundición
3. Aprovechamiento de materiales
4. Nuevas baterías

Si bien los 4 procesos forman el reciclaje de las baterías como tal, el proceso de fundición es el proceso que presenta una variedad de alternativas tecnológicas, lo que lo hace un punto más versátil. El almacenamiento dependerá de la normativa de cada país o región. El aprovechamiento de los materiales se realiza en función del mercado al que se planea vender y de la disponibilidad de las materias primas.

En el caso del plomo su mayor uso se da en la fabricación de nuevas baterías, las partes plásticas se pueden reprocesar como material de reciclaje, el resto de los componentes se los puede tratar para aportar un valor agregado.

Debido a los materiales del que está compuesta una batería en desuso, es una posible fuente de contaminación, el almacenamiento de estas baterías se realiza en centros específicos y bajo la norma INEN 2533:2011 en el Ecuador (INEN 2533, 2011, p. 3). La norma dictamina que cualquier lugar con más de 50 baterías ácido-plomo en desuso es considerado un centro de acopio. Dichos centros deben contar con un piso impermeable y sin grietas, estar cubiertos y no exponer a las baterías a una temperatura mayor a 60 °C (INEN 2533, 2011, p. 3).

Los procesos usados a nivel mundial para la fundición de plomo son: QSL, Kivcet, ISASMELT, KALDO-TBRC, ENGITEC-Cx.

El proceso QSL para el reciclaje de baterías, es un proceso en continuo de una sola etapa, de alta eficiencia y con una reducción de emisiones gaseosas de la mitad en comparación a procesos anteriores. Tiene como característica principal que el equipo de fundición consta de un único cilindro con dos zonas una de reducción y otra de oxidación, lo que lo convierte en un proceso de fundición flash.

Estas zonas están separadas por un tabique y cuenta con una única salida de gases como se indica en la Figura 1.6. El proceso QSL se aplica para cualquier concentrado de plomo como para extracción de plomo a través de fuentes secundarias y la reducción de emisiones se da al usar el oxígeno en lugar de aire y los sulfuros y sulfatos del material como fuente de combustible, de esta manera se reduce el uso de combustibles fósiles. A nivel mundial el proceso es aplicado en tres fábricas: Berzelius (Alemania), Korea Zinc (Corea del Sur) y CNIEC (China) (TotalMateria, 2015, p. 1).

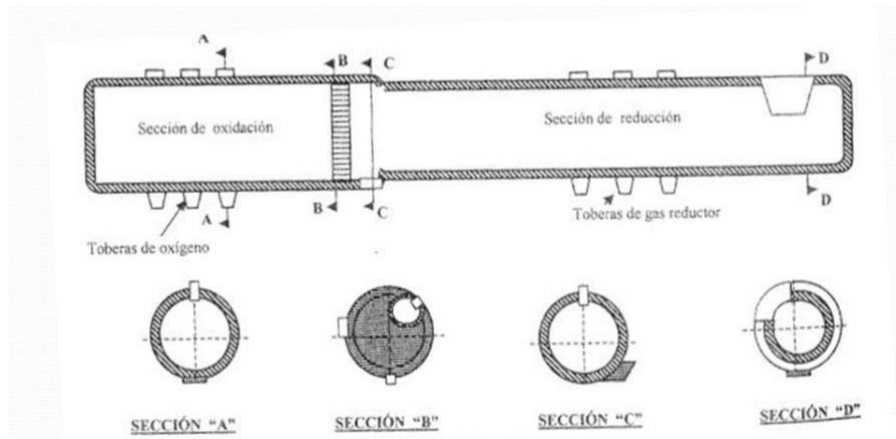


Figura 1.6. Equipo QSL
(TotalMateria, 2015, p. 1).

El proceso Kivcet es un proceso que se aplica dentro de la metalurgia secundaria del plomo de carácter flash. Es un proceso en continuo que tiene como principio el ciclón con fundición “suspendida” y el uso de oxígeno en lugar de aire. Entre las partes principales se encuentra el uso de un reactor ciclónico de llama junto con un horno de resistencia de llama, unidos en un mismo equipo por lo que se considera un proceso de “una etapa”.

Este proceso cuenta con etapas de tostación-reducción en la parte ciclónica del equipo y de fusión en la parte del horno eléctrico. A nivel mundial se aplica en Italia, Kazajstán y en Canadá. En la Figura 1.7 se indica el esquema de un horno Kivcet (Lema, 2006, p. 53).

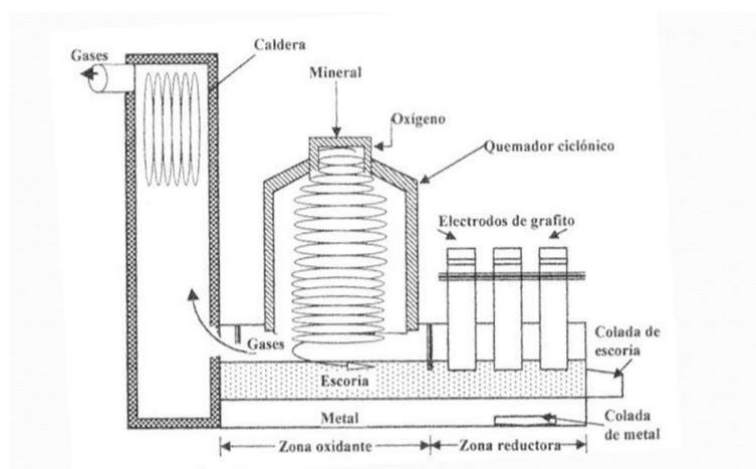


Figura 1.7. Equipo Kivcet
(Lema J. 2006, p. 53)

El proceso KALDO-TBRC es usado con materias primas mixtas, las cargas mixtas constan de concentrados mezclados con chatarra o con materiales secundarios. Es un proceso discontinuo tipo flash, que cuenta como equipo principal con un TBRC. El TBRC, es un convertidor rotativo con soplado superior, dicho equipo tiene sus inicios en la industria siderúrgica. Este proceso intercala la oxidación y reducción y cuenta con un soplado de aire enriquecido con oxígeno (SMS, 2021, p. 1). En la figura 1.8 se indica un esquema del equipo KALDO-TBRC.

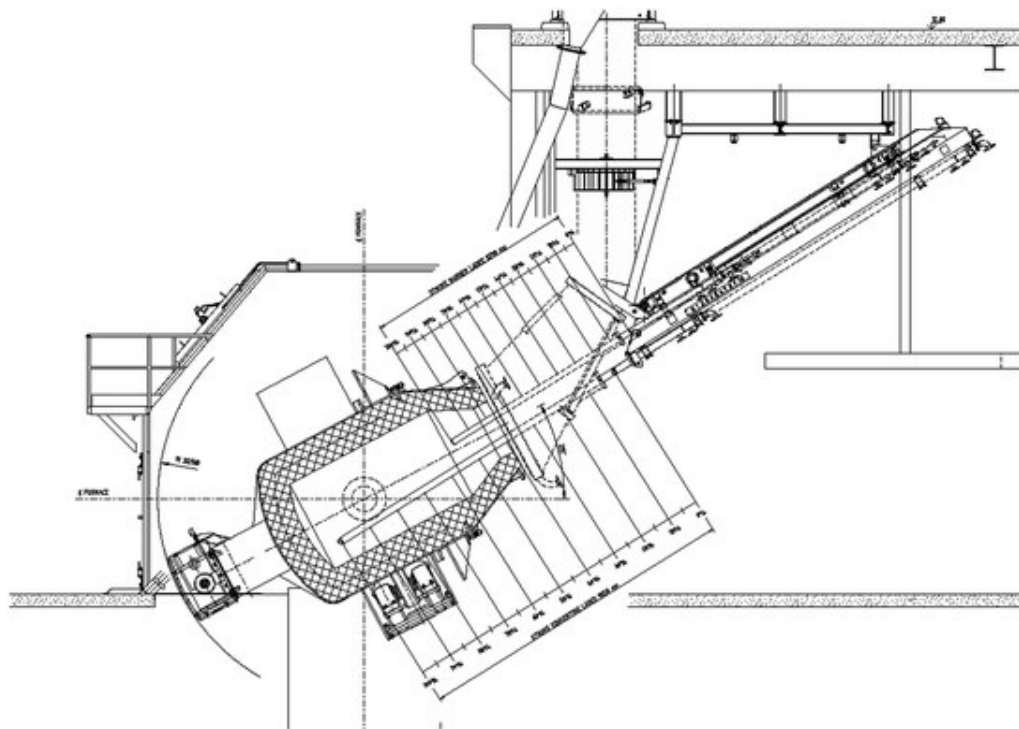


Figura 1.8. Equipo KALDO-TBRC
(SMS, 2021, p. 1)

Para fines de este trabajo se tomaron dos procesos usados a nivel mundial, como lo son el proceso ISASMELT y el proceso ENGITEC-CX, en función de los cuales se establecerá el proceso productivo.

1.3.1. PROCESO ISASMELT

El proceso planteado por la empresa GLENCORE TECHNOLOGY para la valorización de baterías, tiene como objetivo principal el desarrollo de un proceso

más eficiente para el tratamiento tanto de pasta como de las partes metálicas de la batería. El proceso ISASMELT es conocido a nivel mundial para la fusión de cobre primario y de concentrados de plomo. En el caso del reciclaje de baterías este proceso es aplicado al combinar el proceso ENGITEC-CX y el uso de un horno ISASMELT. El horno ISASMELT cuenta con un cuerpo cilíndrico, con compuertas en la parte superior para la entrada de materia prima. En la parte inferior cuenta con orificios de colada individual y con un canal giratorio basculante para que la colada llegue a las ollas de refinado. En la Figura 1.9. se puede observar el diagrama de bloques de una de las plantas que aplica la tecnología ISASMELT, se identifica que el equipo principal dentro del proceso es justamente el horno ISASMELT, con el apoyo de un horno rotatorio para el tratamiento de la escoria proveniente del primer horno. Existen dos plantas a nivel mundial que aplican esta tecnología: la empresa BRM en Australia y la empresa MRI en Malasia (Errington, Hawkins y Lim, 2010, p. 2).

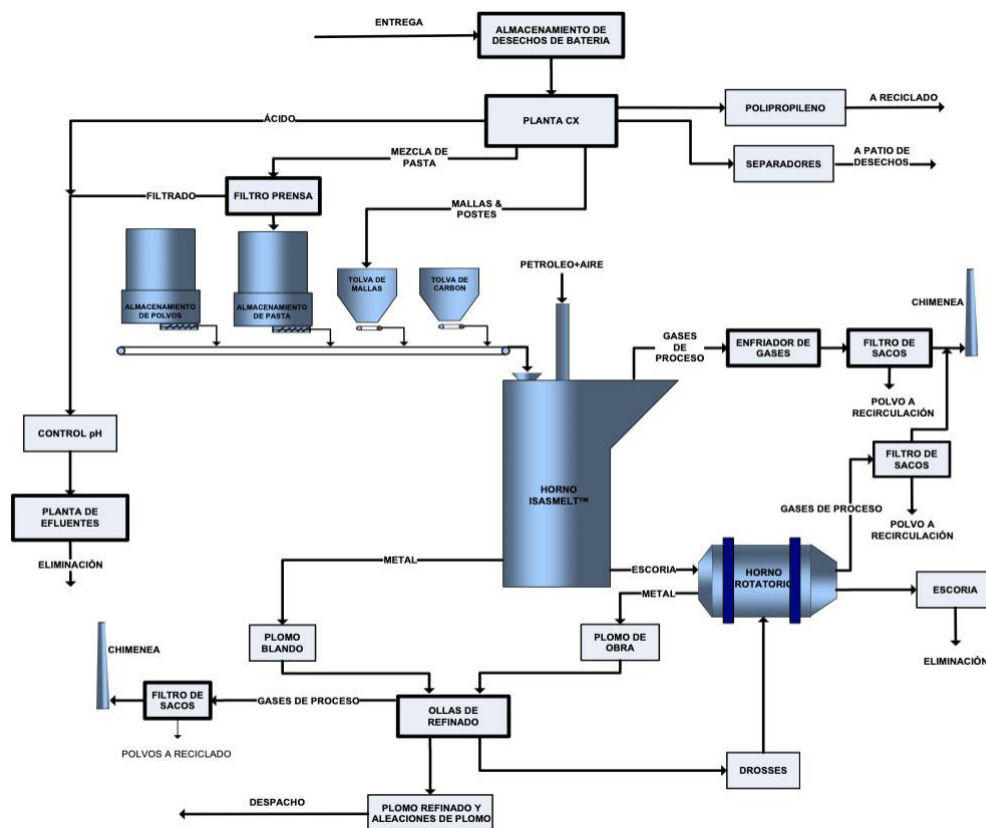


Figura 1.9. Diagrama de flujo de operaciones empresa BRM (Errington et al., 2010, p. 2)

Este estudio tiene como precedente la implantación de dos fábricas de reciclaje de baterías bajo el proceso ISASMELT. En dichas fábricas se obtiene un plomo blando con bajo contenido de antimonio y una escoria de antimonio-plomo.

El trabajo destaca la capacidad de producir 300 000 toneladas al año de plomo blando, junto con la ventaja de generar escorias silicatadas de bajo contenido de plomo de carácter no lixiviable a través de un horno operado en atmósfera reductora (Errington et al., 2010, p. 2-12).

1.3.2. PROCESO ENGITEC-CX

La empresa ENGITEC desarrolló también un proceso de reciclaje de baterías de auto en desuso. Este proceso tiene el nombre de CX INTEGRATED SYSTEM, dicho proceso muestra como características: la desulfuración de la pasta de baterías y la producción de sulfato de sodio cristalizado. Es un proceso que declara ser “amigable con el medio ambiente” al no tener efluentes líquidos que salgan del sistema y cumplir con los estándares de concentración de plomo, sólidos en suspensión y dióxido de azufre en las corrientes gaseosas del sistema.

El proceso ENGITEC-CX tiene tres unidades principales: la unidad de separación, la unidad de desulfurización y la unidad de fundición-refinación y tratamiento de gases, como se puede observar en la Figura 1.10. Este proceso produce alrededor de 56 000 t/año de plomo y aleaciones, 5 000 t/año de polipropileno y 10 000 t/año de sulfato de sodio, a partir de 100 000 t/año de baterías (Knežević, Korać, & Kamberović, 2010, p. 5). Esta tecnología se aplica en más de 30 plantas a nivel mundial, en tres continentes distintos.

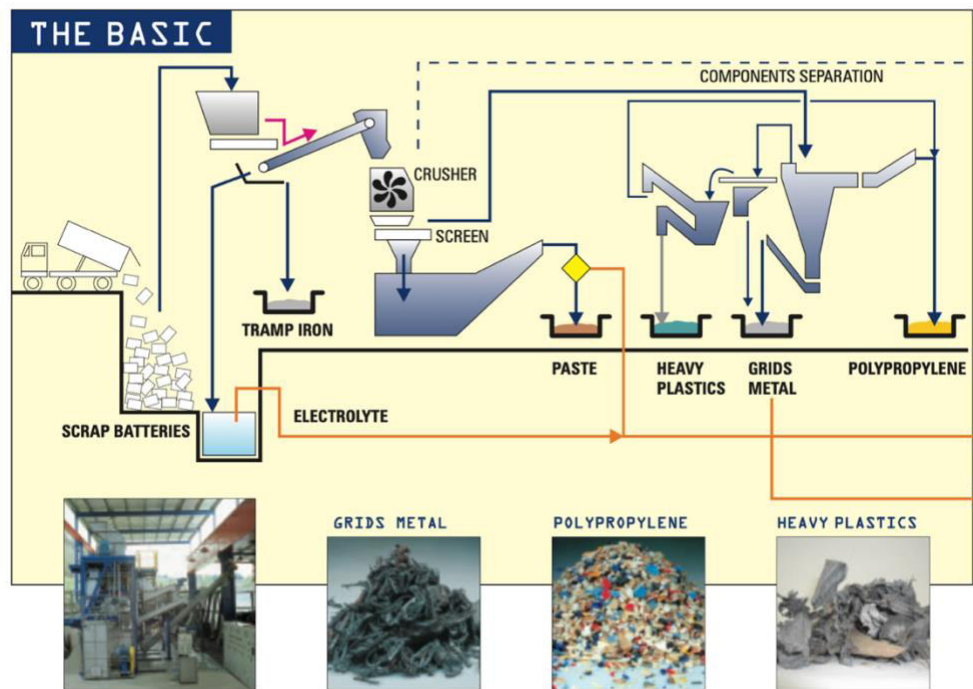


Figura 1.10.a. Proceso ENGITEC-CX
(ENGITEC, 2000, p. 2-4)

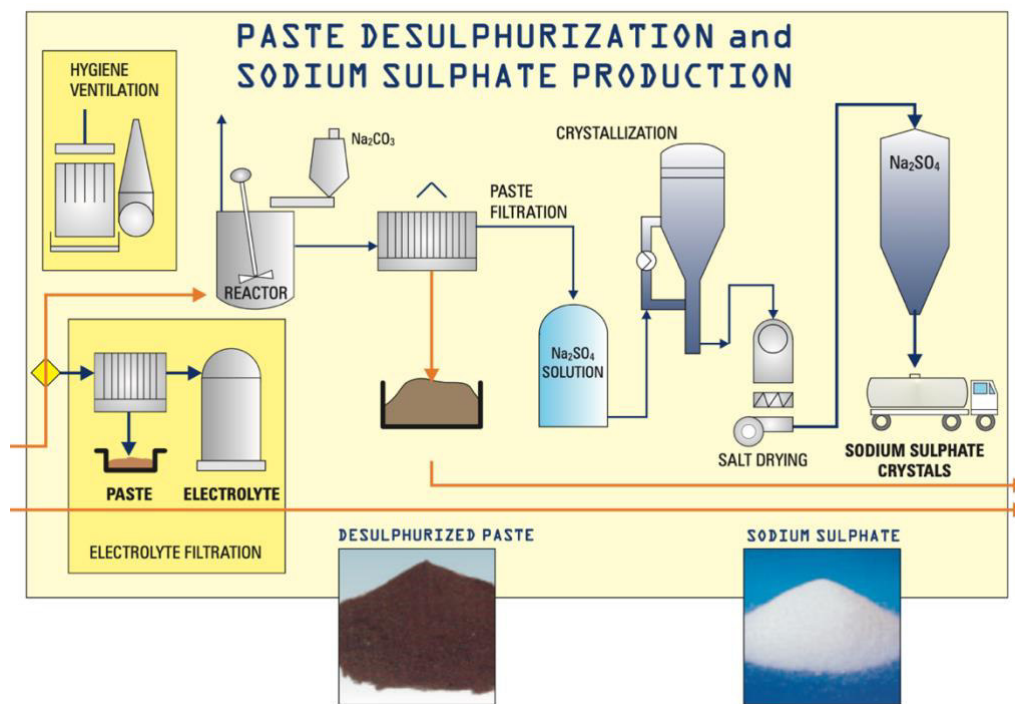


Figura 1.10.b. Proceso ENGITEC-CX
(ENGITEC, 2000, p. 2-4)

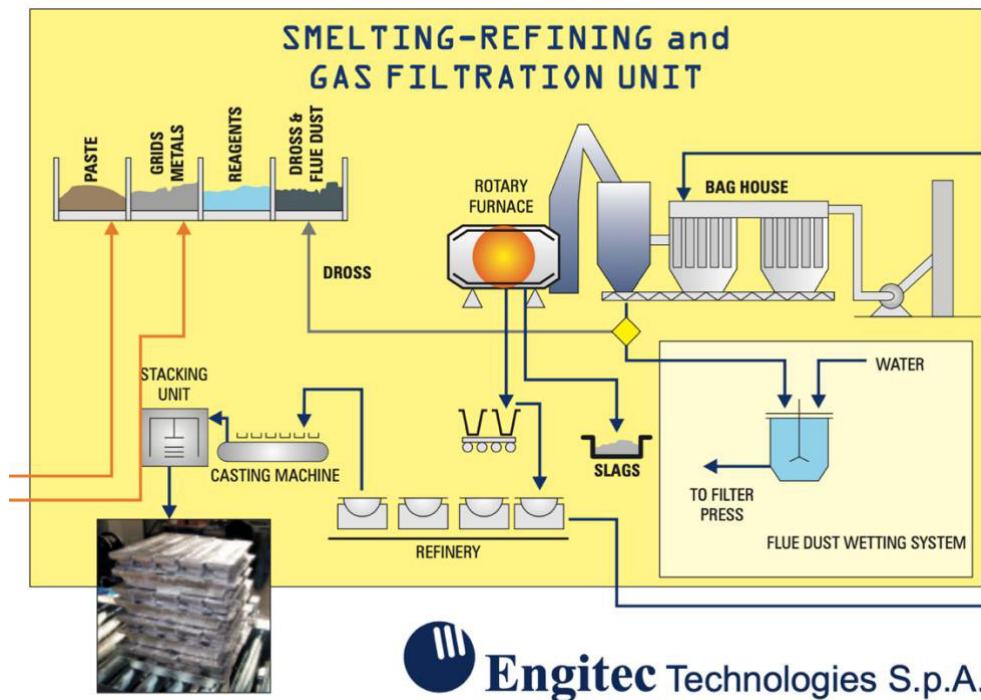


Figura 1.10.c. Processo ENGITEC-CX
(ENGITEC, 2000, p. 2-4)

2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

En el presente capítulo se describirán las especificaciones de materia prima y la localización de la planta. Las operaciones unitarias aplicadas en el proyecto se basan en el proceso planteado que es una combinación del proceso ISASMELT y el proceso ENGITEC-CX. La propuesta se divide en dos partes principales: la parte de separación de los componentes y la de fusión. En la parte de separación se usará como base el proceso ENGITEC-CX. El proceso de ENGITEC usa un trituradora de martillos, dentro de la sección de separación, además de un proceso de separación hidrodinámica para obtener el polipropileno y separar las mallas del resto de productos. En la operación de desulfuración se propone el uso de carbonato de sodio y un cristizador para obtener sulfato de sodio cristalizado (Maccagni & Guerrini, 2020, p. 7).

La fusión se da en dos hornos. A diferencia del proceso ISASMELT convencional en el que se usa un horno ISASMELT de gran capacidad como equipo principal, se plantea reemplazar el horno principal del proceso de fundición por un horno de crisol en función de la cantidad de materia tratada.

2.1. MATERIA PRIMA

2.1.1. CARACTERÍSTICAS Y COMPOSICIÓN DE LAS BATERÍAS ÁCIDO-PLOMO

La materia prima principal del proceso son las baterías de automóvil, consideradas desecho al haber cumplido su tiempo de vida útil o presentar problemas con su funcionamiento. Este tipo de baterías se conoce como baterías de ácido recargables o baterías de ácido-plomo por su composición (plomo y ácido sulfúrico).

Este tipo de baterías esta compuesta por un total de 12 partes como se indica en la Figura 2. en donde se observa el esquema de este tipo de baterías y sus partes principales (AUTOYTÉCNICA, 2018, p. 1).

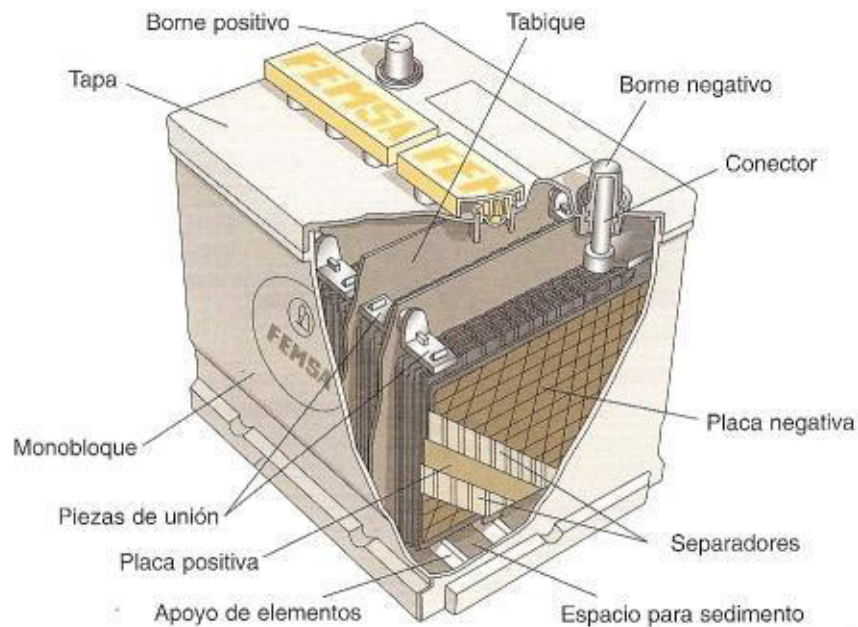


Figura 2.1. Esquema batería de auto
(AUTOYTÉCNICA, 2018, p. 1)

2.1.1.1. Funcionamiento

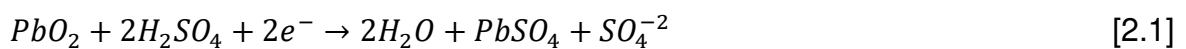
En la parte interna del vehículo, la batería tiene como propósito arrancar el motor y ser una fuente de alimentación en la red eléctrica del automóvil. Una función adicional es la de actuar como un regulador de voltaje dentro del sistema eléctrico. La batería actúa como fuente de alimentación del motor al descargarse por completo durante el arranque, esta energía se recupera al moverse el vehículo a través del generador (Gutiérrez A, 2018, p. 1).

Las baterías se clasifican por su tensión nominal siendo las baterías de 6 V de uso exclusivo de motocicletas, las de 12 V para carros y camionetas y las de 24 V para camiones pesados, maquinaria y equipos especiales (Gutiérrez A, 2018, p. 1).

2.1.1.2. Principio de funcionamiento

Las baterías se diseñan en función de las reacciones electroquímicas entre el plomo y el dióxido de plomo, actuando como electrolito ácido sulfúrico diluido. Dentro de la batería se dan dos procesos, uno de descarga y uno de carga. Al encender el vehículo se da el primer proceso, el de descarga. Este proceso se lleva a cabo al oxidarse el plomo metálico y convertirse en sulfato de plomo.

El óxido de plomo se reduce a sulfato de plomo liberando iones sulfato. El óxido de plomo se reduce en el ánodo al ceder los electrones a través del puente salino y el plomo metálico se oxida en el cátodo recibiendo los electrones cedidos. En la Ecuación 2.1 y 2.2 se observan las reacciones antes mencionadas. El segundo proceso es el de la carga y es exactamente el proceso inverso al de la descarga, al no ser un ciclo 100 % eficiente las baterías pueden realizarlo por un número limitado de veces (AUTOYTÉCNICA, 2018, p. 1).



2.1.1.3. Características de una batería de auto

Las baterías de autos deben cumplir con las siguientes características principales para el correcto funcionamiento de los vehículos:

- **Fuerza electromotriz:** La fuerza electromotriz es la energía de cualquier fuente que provea corriente eléctrica. Es un parámetro que indica el voltaje en los cables de la batería cuando esta no tiene ningún tipo de fuga y sin carga externa (IDA, 2019, p. 1).
- **Resistencia interna:** La resistencia interna es la combinación de la resistencia de los separadores, electrolitos, cables, electrodos y demás celdas del interior de la batería (IDA, 2019, p. 1).

- Nivel de carga: El nivel de carga es un parámetro difícil de medir con exactitud. La medida aproximada se consigue al relacionar la fuerza electromotriz y la densidad de electrolitos (IDA, 2019, p. 1).
- Polaridad: La polaridad se refiere a la diferencia de potencial de al menos dos polos uno negativo y otro positivo (IDA, 2019, p. 1).
- Amperios de arranque en frío: Los amperios de arranque en frío, corriente de arranque o AAF es una medida de amperaje que se toma al enfriar la batería a -18 grados centígrados. En estas condiciones la batería debe generar 8,4 voltios después de una descarga de 30 segundos, simulando un arranque del vehículo (IDA, 2019, p. 1).
- Autodescarga: La autodescarga es el fenómeno por el cual una batería pierde su capacidad de generación de energía, debido a procesos en los electrodos (IDA, 2019, p. 1).
- Capacidad de acumulación: La capacidad de acumulación es una característica que mide la cantidad de energía generada cuando la batería se descarga a la tensión mínima permitida (IDA, 2019, p. 1).

2.1.1.4. Composición de las baterías de auto

Existen distintos tipos de baterías en el mercado y a lo largo de la historia cada una con composiciones diferentes. Entre las baterías más conocidas se pueden encontrar:

- Baterías de celdas húmedas
- Baterías de calcio
- Baterías AGM y baterías de gel
- Baterías de ciclo profundo
- Baterías de ion litio

Las más comunes son las baterías de celdas húmedas, debido a su precio en el mercado. Están compuestas por placas de plomo suspendidas en ácido sulfúrico. Las baterías de calcio son igual de comunes, la diferencia con las anteriores es que

las placas están compuestas de una aleación de calcio; lo que les otorga una mayor protección contra la corrosión y aumento de la vida útil debido a que pierden un 80% menos de fluido.

Las baterías AGM y las de gel cuentan con una válvula interna que impide la pérdida de líquido. Las baterías AGM separan el electrolito por medio de fibra de vidrio mientras que las de gel cuentan con un electrolito gelificado.

Las baterías de ciclo profundo tienen la capacidad de producir energía durante largos periodos de tiempo, por lo que también se autodescargan con mayor rapidez. Por último, las baterías de ion litio poseen el mismo funcionamiento que las baterías de dispositivos móviles (celulares, tablets, computadoras, etc.), a pesar de ser más ligeras y contar con la mayor autonomía de entre todos los tipos, su precio resulta limitante y se utilizan principalmente en coches eléctricos o de alta gama (IDA, 2019, p. 1).

En la Tabla 2.1. se presentan los porcentajes de todos los componentes existentes en las baterías de automóviles del tipo de celdas húmedas, ya que son las más comunes y las que ocupan un mayor porcentaje del mercado local (Errington et al., 2010, p. 4)

Tabla 2.1. Componentes de baterías de automóviles

Componente	Mallas	Pasta	Separadores	Caja	Ácido
Composición	Pb, Sb, Ca, Sn	PbO ₂ , PbSO ₄	PE, Fibra de vidrio	PP	H ₂ SO ₄ H ₂ O
Peso %	25-29	35-55	3,5-8	5-8	11-28

(Errington et al., 2010, p. 4)

2.2. LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA

El parque automotor en el Ecuador registra un mayor número de matriculados en las provincias de Pichincha, Guayas y Manabí, siendo Quito y Guayaquil las

ciudades que presentan un 44,60 % del total de vehículos matriculados en el país (EFE, 2019, p. 1).

Por lo que son estas 3 provincias las mayores generadoras de baterías de desecho dentro del país. En función de los datos proporcionados, se proponen como opciones para la localización de la planta las ciudades con mayor número de habitantes de cada provincia las cuales son: Quito, Guayaquil y Manta. Manta no es el cantón más habitado de la provincia de Manabí, sin embargo, se la seleccionó por encima de Portoviejo al contar con un puerto marítimo.

En cada ciudad se tomó como referencia el precio del terreno y facilidades de la zona industrial. Para la selección de la ciudad y localización de la planta se planteó una escala de Likert del 1 al 3 para cada criterio de selección, siendo el 3 la mejor opción.

Los aspectos que se tomaron en cuenta para la localización de la planta son: costo del terreno, transporte, normativa, materia prima, competencia, mercado.

- Costo del terreno: se seleccionó el parque industrial de cada ciudad. En el caso de Quito se seleccionó el parque industrial del sur ubicado en el sector de Guamani. Para Guayaquil se seleccionó un terreno en el parque industrial de Guayaquil ubicado en la vía a Daule. En el caso de Manta, se seleccionó un terreno en la zona industrial de Manta localizado en la vía Puerto-Aeropuerto.
- Transporte: este apartado se refiere al número de transportistas avalados por el Ministerio del Ambiente para el transporte de baterías ácido-plomo en desuso disponibles dentro de cada ciudad. Solo la ciudad de Quito cuenta con un gestor autorizado como se indicó en el Capítulo 1.
- Normativa: el criterio se basó en si existe o no normativa específica dentro de cada ciudad para el manejo y reciclaje de las baterías. Las tres ciudades cuentan con normativa para el transporte de baterías. Sin embargo, solo la ciudad de Quito cuenta con certificaciones específicas para el reciclaje de baterías.

- Materia prima: el apartado de materia prima se analizó según el número de vehículos matriculados por cada provincia.
- Competencia: si existe o no competencia en el reciclaje de las baterías en cada ciudad. Baterías Ecuador con sede en Quito es el mayor competidor en el mercado. RIMESA es un competidor directo y tiene sede en la ciudad de Guayaquil.
- Mercado: al igual que la sección de materia prima, a mayor número de vehículos matriculados mayor será el posible mercado.

En la Tabla 2.2. se describe la ponderación y criterios de selección para la localización de la planta.

Tabla 2.2. Localización de la planta

Aspectos	Ponderación	QUITO		GUAYAQUIL		MANTA	
		Calificación	Calif. Ponderada	Calificación	Calif. Ponderada	Calificación	Calif. Ponderada
De Costo del terreno	1	2	2	1	1	3	3
Transporte	2	3	6	1	2	1	2
Normativa	1	3	3	1	1	1	1
Materia prima	2	3	6	2	4	1	2
Competencia	1	1	1	2	2	3	3
Mercado	3	1	3	3	9	3	9
Total	10		21		19		20

En función de la ponderación y los criterios establecidos, la localización de la planta será en la ciudad de Quito, provincia de Pichincha. El sector de la planta será el parque industrial del sur al ser la zona seleccionada para la realización de la Tabla 2.2.

Uno de los criterios de mayor importancia es el mercado, al ser las ciudades de la Costa más cercanas a los puertos serían las más favorables. Sin embargo, al tener una mayor generación de baterías de desecho y el contar con sistemas de

transporte acreditados por el Ministerio de Ambiente para el transporte de baterías, Quito es la mejor opción.

2.3. CAPACIDAD DE LA PLANTA

La capacidad de la planta se definió con base en los datos obtenidos de la Empresa Baterías del Ecuador en el año 2017. Al considerar que en Ecuador se reciclan mensualmente un aproximado de 90 000 baterías de ácido-plomo (Líderes, 2017, p. 1) y que un 50 % de esas baterías son receptadas por la empresa Baterías del Ecuador, para el presente estudio se propone abarcar un 25 % del total de baterías desechadas en función del número de gestores autorizados por el Ministerio del Ambiente.

Con base en lo antes mencionado, se estima el diseño de una planta con una capacidad de tratar 22 500 baterías de ácido-plomo al mes. Tomando en cuenta que una batería de este tipo tiene una masa promedio de 15 kg, la planta diseñada tratará 337 500 kg de baterías al mes.

2.4. DESCRIPCIÓN DETALLADA DEL PROCESO

El proceso de valorización de baterías usadas de automóviles estará conformado por las siguientes operaciones unitarias: recepción y almacenamiento de materia prima, desmontaje, neutralización, trituración y separación, desulfurización y filtración, fundición principal, fundición secundaria, refinación, tratamiento de gases y almacenamiento de producto final. Se detalla cada una de las operaciones antes mencionadas.

2.4.1. RECEPCIÓN Y ALMACENAMIENTO DE MATERIA PRIMA

Basándose en la norma INEN 2533:2011, se establecerán los requerimientos para el correcto almacenamiento de las baterías usadas. Se apilarán en pallets de plástico en grupos de 5 niveles, adicionalmente se embalarán con plástico film cada pallet para controlar posibles derrames.

Las paredes de la bodega serán construidas con materiales no inflamables. La ventilación de la bodega será de tipo forzado, con seis cambios de aire por hora. El piso del lugar establecido como bodega de recepción y almacenamiento será impermeable y sin grietas (INEN 2533, 2011, p. 4).

2.4.2. DESMONTAJE

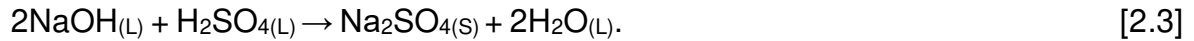
El proceso inicia con la recuperación del ácido libre proveniente del depósito de las baterías. En mesas de trabajo los operarios con los Equipos de Protección Personal (EPP's) requeridos (guantes, respiradores, gafas de protección y mandil) realizarán una apertura manual de dicho depósito mediante el uso de un taladro.

Se realizará un hueco en la caja de la batería y se recolectará el ácido sulfúrico de las baterías en tanques de acero inoxidable donde se dará la reacción de neutralización del ácido. Luego las baterías pasarán a través de un proceso de trituración y se separarán los componentes antes mencionados.

2.4.3. NEUTRALIZACIÓN

El ácido sulfúrico removido de las baterías se someterá a una neutralización en la cual se añadirá agua e hidróxido de sodio hasta alcanzar un valor de pH 7. Esta operación se dará a condiciones normales de operación, la reacción de neutralización se indica en la Ecuación 2.3.

El agua que se obtiene de la neutralización puede ser usada para procesos de mantenimiento de la planta.



2.4.4. TRITURACIÓN Y SEPARACIÓN

2.4.4.1. Trituración

La trituración consistirá en la reducción de tamaño de las baterías y la liberación de ciertos componentes de la matriz plástica, a través del uso de medios mecánicos con la obtención de un producto lo más homogéneo posible. Dicho producto está compuesto por pasta, plomo metálico, material de la caja y separadores. Las dimensiones del material de entrada se indican en la Figura 2.2. El equipo seleccionado deberá tener como principio de funcionamiento el impacto, a través de una serie de vástagos que impacten al material entrante y así lograr reducir el tamaño del material hasta $65\,000\ \mu\text{m}$ (Aranque, 2010, p. 1).

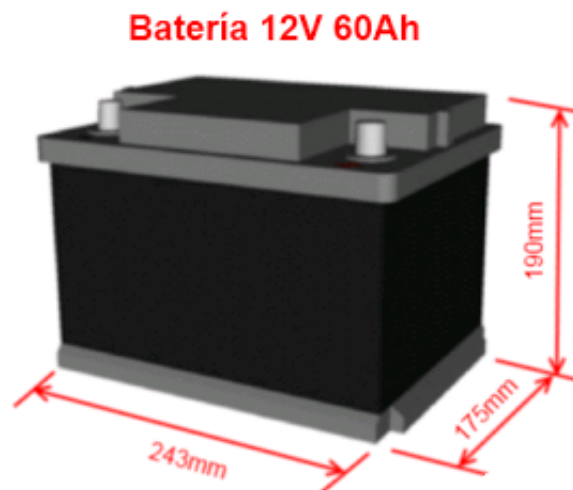


Figura 2.2. Dimensiones de las baterías de auto
(DAEWOO, 2021, p. 1)

2.4.4.2. Filtración I

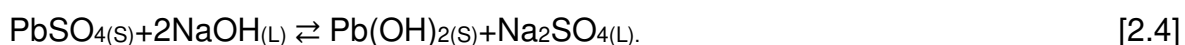
El material triturado pasará a través de un proceso de filtración en húmedo para separar la pasta del resto de componentes sólidos. El proceso de filtración consiste en la separación de partículas sólidas de un líquido mediante el uso de un material poroso denominado filtro. Este proceso se consigue al hacer pasar el líquido que contiene las partículas a través del filtro, debido a la porosidad del filtro este retiene las partículas sólidas, dejando pasar el líquido en este caso una mezcla de agua y pasta de baterías (Valades, 2018, p. 1).

2.4.4.3. Separación I

El material de la caja, el plomo metálico y los separadores entrarán a un proceso de separación, con lo que se recolectará cada parte por separado. La separación hidrodinámica es una operación de alto uso en procesos de reciclaje. Las mallas, caja de batería. y separadores ingresarán a un tanque con agua y por diferencia de densidades se logrará separar la parte plástica de la metálica. En una segunda etapa se logrará separar los separadores del material de la caja (ASG, 2020, p. 1).

2.4.5. DESULFURIZACIÓN Y FILTRACIÓN II

Una vez separadas las partes de las baterías, se aplica la operación de desulfuración a la mezcla de pasta y agua. La desulfuración es la operación mediante la cual se extrae el azufre de la pasta de la batería. Se puede incluir subprocesos como la adsorción o el hidrotreamiento catalítico dependiendo de: la corriente a tratar, la cantidad a tratar o el compuesto de azufre a remover (León Galindo & Ortega, 2013, p. 14-18). La reacción que se lleva a cabo se indica en la Ecuación 2.4.



Con datos obtenidos de pruebas de laboratorio por Arellano (2015, p. 22), se estimó que la reacción alcanza una conversión de entre 94-96 %, con un exceso de 10 % de álcali para favorecer la conversión del sulfato de plomo en sulfato de sodio, a una temperatura de 50 °C.

Al analizar el diagrama Eh-pH para el sistema de Pb-C-S-H₂O se identificó que la formación del hidróxido de plomo se favorece a valores de pH mayores a 13 como se indica en la Figura 2.3 (Arrellano, 2015, p. 22).

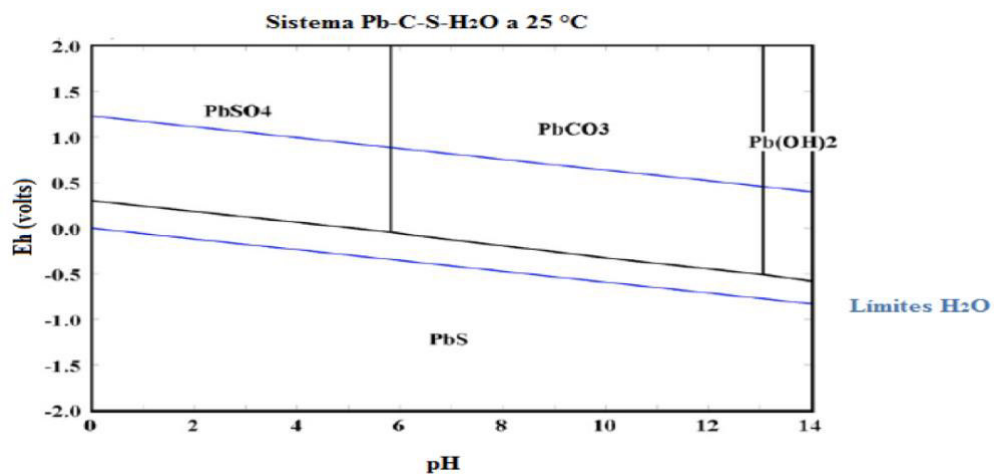


Figura 2.3. Diagrama Eh-pH para la desulfuración de PbSO₄ (Arrellano, 2015, p. 22)

Mediante la adición de hidróxido de sodio al 50 % m/m a la pasta de la batería en condiciones normales de operación, se obtendrá como productos: sulfato de sodio e hidróxido de plomo.

El hidróxido de plomo es recuperado a través de un proceso de filtración. Este proceso requiere de la separación del líquido al formarse un aglomerado de los sólidos presentes en la corriente líquida. El material sólido ingresará al proceso de fundición.

2.4.6. FUSIÓN I

Las mallas del proceso de separación hidrodinámica y el aglomerado de plomo proveniente de los procesos de filtración ingresarán a través de medios mecánicos a un primer proceso de fusión junto con carbón como agente reductor. El proceso de fusión consiste en el paso del estado sólido al líquido a través del aumento de la temperatura o la presión. Con la finalidad de aumentar la energía interna del material a fundir, en este caso las mallas y los compuestos de plomo, se aumentará la temperatura hasta un valor de aproximadamente 850 °C, que corresponde a la temperatura de fusión del material.

Del proceso de fusión salen 3 corrientes: los gases de combustión, una escoria y una corriente de plomo blando (bullion) (De Angelis et al., 2002, p. 21).

2.4.7. FUSIÓN II

La escoria que se forma contiene antimonio, sílice, hierro y óxido de plomo, y es sometida a un segundo proceso de fusión en condiciones de reducción continua al agregar cal como fundente y hierro como agente escorificador. La segunda fusión se da a una temperatura entre 1 200 a 1 300 °C. Con esta operación se plantea disminuir la cantidad de plomo presente en la escoria a menos del 1 % m/m, teniendo una corriente de plomo de obra (Pb+Sb) y una escoria pobre en plomo (Bernardes, Espinosa y Tenório, 2004, p. 3)

2.4.8. REFINACIÓN

Los bulliones producidos en las etapas de fusión pasan a un proceso de refinación, que consiste en la eliminación de impurezas a través de reacciones químicas y procesos físicos con la finalidad de aumentar el porcentaje de plomo presente en el producto. En este paso se obtiene el plomo como producto final, con una pureza

mayor al 99,9 % y los drosses son enviados al horno rotatorio para su tratamiento (Campos, 2020,p. 1).

2.4.9. TRATAMIENTO DE GASES

Los gases provenientes de los procesos de fundición que contienen SO₂, CO₂ y material particulado en su mayoría, serán tratados a través de procesos para la reducción de la cantidad de compuestos contaminantes. Esta operación incluye dos etapas principales. la primera etapa se centrará en la recolección de partículas de la corriente gaseosa para cumplir con la normativa ambiental vigente en el país. La segunda etapa estará formada por una adsorción con una lechada de cal con el fin de reducir la concentración de SO₂ hasta un 98 % en la corriente gaseosa, además de la producción de sulfato de calcio (Hidalgo, Santos y Martín, 2014, p. 7).

2.4.10. ALMACENAMIENTO DEL PRODUCTO FINAL

Los productos se almacenarán separados unos de otros debido a las necesidades especiales del plomo para ser almacenado. El plomo se almacenará como lingotes en un cuarto dentro de la bodega que cuente con ventilación forzada para evitar la formación de polvos. Tanto los pellets de plástico como el sulfato de sodio se almacenarán dentro de la bodega de productos final. En el caso del plástico se colocará de manera manual en *big bags* de 1 000 kg de capacidad. El sulfato de sodio será ensacado manualmente en contenedores de hasta 25 kg y se apilará en pallets dentro de la bodega de producto terminado.

2.5. DESCRIPCIÓN DEL PRODUCTO

En función de lo planteado, se obtendrán 2 productos sólidos y una solución líquida. Al ser una planta de valorización se busca dar valor a cada una de las partes de la batería. Con esto como antecedente, el producto principal es el plomo por su precio

en el mercado y por los riesgos que este metal puede generar de no ser tratado. Se producirán también, dos tipos de plásticos provenientes de los separadores y de la caja de la batería.

La caja está compuesta en su mayoría por polipropileno, mientras que los separadores están compuestos por polietileno con fibra de vidrio como refuerzo. El tercer producto es el sulfato de sodio el cual tiene aplicaciones dentro del campo de la industria del papel y del vidrio.

2.5.1. PLOMO

En la Tabla 2.3 se indican las características fisicoquímicas que el plomo debe cumplir para su comercialización en el mercado, tanto local como internacional.

Tabla 2.3. Características fisicoquímicas del plomo

Propiedad	Valor
Peso del lingote	31-32 kg
Olor	inoloro
pH	N/A
Punto de fusión	327,5 °C
Punto de ebullición	1 750 °C
Punto de inflamación	N/A
Densidad	11,34 g/cm ³
Solubilidad	Insoluble en agua Soluble en: ácido acético, ácido nítrico con peróxido de hidrogeno, álcalis caliente
Composición (% m/m)	Plomo: 99,9 % Antimonio: 0,0020 % Bismuto: 0,0180 % Cobre: 0,0004 % Plata: 0,0060 % Arsénico: <0,0005 % Estaño: <0,0005 % Hierro: 0,0010 %

(Errington et al., 2010, p. 4)

El plomo es un metal con aplicaciones industriales, siendo la principal la fabricación de baterías. El plomo resultante de este proceso de reciclaje cumple con el porcentaje requerido para ser considerado un metal puro.

El plomo producido puede ser utilizado para la fabricación de nuevas baterías dentro del país o en otras aplicaciones propias de este metal, como se describe en el análisis del mercado.

2.5.2. POLIPROPILENO

En la Tabla 2.4 se establecen las características del polipropileno obtenido a través del proceso propuesto.

Tabla 2.4. Características fisicoquímicas del polipropileno

Propiedades	Valor
Peso del saco	1 000 kg
Propiedades reológicas	
Índice de fluidez	13,5 cm ³ /10 min
Temperatura	230 °C
Carga	2,16 kg
Propiedades térmicas	
Temperatura de fusión	220 °C
Punto de ebullición	160 °C
Propiedades mecánicas	
Módulo de elasticidad	1 474 MPa
Resistencia a la tracción	30,485 MPa
Alargamiento a la rotura	8 %
Propiedades químicas	
Absorción de agua	Baja
Absorción de humedad	Superficial
Alcoholes	Buena
Grasas y aceites	Aceptable

(Galvis, 2014, p. 67-68)

Dentro de la propuesta el polipropileno no pierde ninguna de sus características, debido a que pasa únicamente a través de procesos de reducción de tamaño, limpieza y separación; por lo que el material obtenido cuenta con las características de un polipropileno reciclado. El polipropileno reciclado muestra propiedades químicas y térmicas similares a las del polipropileno virgen por lo que puede usarse para fabricar distintos objetos si se usa en conjunto con polipropileno virgen. Las aplicaciones de este material se dan en la industria de las autopartes, muebles, fibras y filamentos, etc.

2.5.3. SULFATO DE SODIO

El sulfato de sodio se obtiene a partir de la pasta de batería, de acuerdo con el sistema planteado el producto tiene una concentración del 61,74 % en masa de sulfato de sodio. Se plantea la venta de la solución de sulfato de sodio en canecas de 20 litros.

El producto al no contar con las características necesarias para entrar directamente en el mercado local, al ser una solución y no un sólido de mayor pureza, puede ser comercializado como materia prima para la producción de sulfato de sodio anhidro o como un producto de venta directa a las industrias que lo necesiten en soluciones de mayor dilución, como lo son la industria del papel, industria textil o la industria de los químicos para la limpieza. En la Tabla 2.5, se indican las propiedades del producto en función del sistema planteado.

Tabla 2.5. Características fisicoquímicas del sulfato de sodio

Propiedad	Valor
Presentación	Canecas de 20 L
Composición (% m/m)	Sulfato de sodio: 61,74 % Agua: 38,26 %

2.6. MERCADO

Al tener productos con mercados diferentes se puede abarcar un mayor número de posibles compradores, por lo que la definición del mercado se realizará en función de cada uno de los 3 productos.

Los recursos minerales son de carácter limitado y no renovables, por lo que el uso de fuentes secundarias para la obtención de metales como el plomo, resulta de importancia a nivel mundial. Con este precedente, el diseño de una planta de valorización de baterías de autos para una posible instalación fomentaría una opción para una fuente extra de plomo, sin los riesgos ambientales producidos por la minería común.

Al ser el Ecuador un país donde se extrae plomo, especialmente en concentrados, este material no es de interés en el mercado local debido a una escasez de compradores. En el Ecuador se estima que alrededor de 136 537 260 kg de plomo se han exportado desde el año 2014 hasta el año 2019 (BCE, 2020, p. 24). Lo que indica incluso que los lingotes de plomo producidos tienen una mayor acogida en el mercado internacional, siendo este un producto de exportación. Los países de mayor importancia en este ámbito son: China, países de Europa y Estados Unidos como se indicó en la Sección 1.2.2.1.

En el caso del polipropileno (PP) en el mercado local no se cuenta con una fuente propia de producción de material virgen, al no poseer el país una planta petroquímica. Por lo que la materia prima para la producción de objetos del PP es en su totalidad importada. Las empresas locales buscan comprar o producir material reciclado (Líderes, 2015, p. 1)

Al tener sulfato de sodio como producto, el cual es un aditivo de importancia en la industria textil y de la producción de vidrio, se agrega un posible mercado de compradores dentro del país.

3. BASES Y CRITERIOS DE DISEÑO

En este capítulo se establecerán las bases y criterios de diseño para cada uno de los equipos a ser usados en el proceso planteado, con lo que se podrá establecer las dimensiones y accesorios de cada equipo. Estas bases y criterios se usarán en el Capítulo 4 para el diseño y dimensionamiento de los equipos requeridos y se dividen en equipos principales y secundarios.

3.1. CRITERIOS DE DISEÑO EQUIPOS PRINCIPALES

3.1.1. ALMACENAMIENTO

Tras la recepción de las baterías de automóviles en desuso, se requiere un espacio adecuado para su almacenamiento. Para establecer las condiciones de almacenamiento de las baterías, se tendrá como referencia la norma INEN 2533:2011 “*DISPOSICIÓN DE PRODUCTOS. BATERÍAS PLOMO-ÁCIDO EN DESUSO. REQUISITOS*”. En dicha norma se establece dos puntos para el almacenamiento de baterías: la localización y las instalaciones.

- *Localización:* se debe respetar el uso de suelo de las entidades locales o nacionales, además de ser de fácil acceso para cualquier vehículo, específicamente bomberos.
- *Instalaciones:* La norma establece que se debe contar con pasillos dentro de la bodega suficientemente amplios para montacargas y para grupos de seguridad en caso de emergencia. El piso debe ser impermeable y contar con canaletas con capacidad para albergar una quinta parte de lo almacenado, sin ningún drenaje. Las paredes deben ser de material no inflamable y la bodega debe ser ventilada de forma natural o forzada de por lo menos seis cambios de aire por hora.

Las baterías se almacenarán en pallets de madera, evitando el contacto directo con el suelo para evitar el derramamiento de ácido y la altura de apilamiento será de 5 niveles de baterías y de máximo 3 pallets uno encima de otro, como medida adicional se deberá embalar cada pallet con un film plástico.

3.1.2. NEUTRALIZACIÓN Y DESULFURIZACIÓN

En el caso de la operación de neutralización y desulfurización se tendrá un tanque mezclador de tipo batch. La construcción de dicho tanque se basa en las ecuaciones de diseño de tanques de mezcla en función del volumen del líquido.

Para el cálculo del volumen del líquido se estima una densidad de mezcla de las especies dentro de los tanques. Las especies se indican en las Ecuaciones 2.3 y 2.4.

El diámetro del tanque se calculará en función de la geometría del mismo, siguiendo la Ecuación 3.1.

$$V = \pi \times r^2 \times h \quad [3.1]$$

Donde:

V: es el volumen del líquido

r: es el radio del tanque

h: es la altura del tanque

La relación de altura/diámetro será de 1,20 para evitar el desbordamiento de líquido (Spritzer y Guzey, 2017,p. 1-20).

El tipo de agitador se seleccionará de catálogo, en función de las dimensiones del tanque.

El material de construcción será de acero inoxidable debido al carácter ácido (H_2SO_4) y básico (NaOH) de los componentes a procesar (AIJ, 2010, p. 9).

3.1.3. TRITURACIÓN

El equipo a usarse será una trituradora de martillos debido a una alta eficiencia de trituración en comparación a otros tipos de trituradoras, el tamaño uniforme del producto y fácil mantenimiento de las piezas (NILEM, 2018, p. 1).

Según datos bibliográficos se considerará una eficiencia mecánica del 40 % (McCabe, Smith y Harriott, 2007, p. 1031), debido a que el proceso de trituración es el menos eficaz ya que solo el 1 % de la energía que se da al sistema es útil para el proceso de reducción de tamaño en función del cálculo del Work index.

Se seleccionará dicho equipo en función de la capacidad de la planta antes establecida teniendo en cuenta un d_{80} de 65 mm para la criba (Errington et al., 2010, p. 6). La dureza Brinell del plomo está en un rango de 3-39 HB (*Brinell Hardness*), por lo que el material de construcción tanto de la cámara del equipo, como la criba y de los martillos será de acero inoxidable por su dureza de 250 HB (Mata, Anglada, y Alcalá, 2002, p. 3).

3.1.4. FILTRACIÓN I

El primer proceso de filtración fomenta la separación de la pasta de batería de los otros componentes provenientes de la trituración. El equipo necesario para este proceso es una criba vibratoria, debido a que mediante vibraciones controladas es capaz de separar el material alimentado según su tamaño (Shibang Machinery, 2007, p. 1).

Para la selección del equipo se tendrá un tamaño de malla de 0,6 mm para separar la pasta del resto de componentes (Errington, Hawkins, & Lim., 2010, p. 6).

El tamaño de la alimentación está dado por el proceso de trituración. Se seleccionará el tamaño y potencia del equipo en función del flujo de entrada calculado por medio del balance de masa.

3.1.5. FILTRACIÓN II

Dentro del segundo proceso de filtración se usará un equipo de tipo filtro/prensa, al ser una separación de tipo sólido/líquido. En esta separación se recuperará el hidróxido de plomo para poder ingresar dicho reactivo en las etapas de fundición.

Se estableció un tiempo batch de 0,25 h; un grosor de la torta de 0,3 mm y cada ciclo durará aproximadamente 8 h (Prado Alves, G., Almeida Rocha, B., Ferreira Nunes, I., Brumano Coelho Amaral, I., & Barbosa Reis, A., 2020, p. 8). En función de estos datos se seleccionará el equipo de catálogo, tomando en cuenta la alimentación para el proceso de filtración.

3.1.6. SEPARACIÓN I

El proceso de separación hidrodinámica de las partes se realizará en equipos del tipo *sink/float*, debido a su eficiencia en la separación de: metales, PP y PE. La separación tipo *sink/float* se basa en la diferencia de densidades, al tener el plomo una densidad de 11,3 g/cm³, el polipropileno tener una densidad entre 0,895 y 0,920 g/cm³ y el polietileno una densidad de 0,940 – 0,970 g/cm³, es posible la separación en este tipo de equipos.

La longitud de los tanques va desde 4 hasta 6 m y se seleccionarán de catálogo en función de la alimentación (Bauer et al., 2018, p. 13).

3.1.7. FUSIÓN I

El primer proceso de fusión tiene como componentes principales las mallas de la batería y el hidróxido de plomo. La primera operación de fusión se realizará en un horno de crisol con capacidades de tratamiento de hasta 1 400 kg por carga.

El material refractario seleccionado será de arcilla refractaria y se seleccionará a partir de la temperatura de operación y según la clasificación de la ASTM C-181 “Índice de trabajabilidad de Arcilla refractaria y refractarios Plásticos de Alta Alúmina” como se indica en la Figura 3.1. (ASTM a, 2018, p. 3).

El óxido de plomo al estar fundido es de carácter altamente corrosivo por lo que el material refractario debe ser reemplazado o reparado cada 20 000 toneladas tratadas (Errington, Hawkins, & Lim, 2010, p. 5)

Ladrillos	% SiO ₂	% Al ₂ O ₃	Otros const.	PCE, °C
SuperDuty	49-53	40-44	5-7	1750-1760
High Duty	50-80	35-40	5-9	1690-1750
Medium Duty	60-70	26-36	5-9	1635-1690
LowDuty	60-70	23-33	6-10	1520-1595
Semi-silica	65-80	18-30	3-8	1620-1680

Figura 3.1. Clasificación de materiales refractarios según la norma ASTM C-181 (ASTM, 2018, p. 3)

En el caso del aislante se seleccionará en función de la temperatura de trabajo del horno y será de tipo solido y de origen mineralógico como se indica en la Figura 3.2.

Tipo	Conductividad térmica, 400 °C	Máxima temperatura de seguridad, °C	Resistencia a la compresión en frío, kg/cm	Densidad, kg/m
Diatomita de alta densidad	0.025	1000	270	1090
Diatomita porosa	0.014	800	110	540
Arcilla	0.030	1500	260	560
Alta alúmina	0.028	1500-1600	300	910
Sílice	0.040	1400	400	830

Figura 3.2. Clasificación para materiales aislantes (Saldariaga D, 2009, p. 16)

El crisol para fundir plomo será de grafito debido a su resistencia al plomo fundido al tener un mayor punto de fusión (3 527 °C). Las dimensiones del crisol se obtendrán a partir del peso de la carga.

Para el cálculo de la altura interior del horno se tomará en cuenta la altura del crisol seleccionado y el espacio libre requerido como se indica en la Ecuación 3.2.

$$H_{interior} = \text{Altura del crisol} + \text{Atura del pedestal} + \text{Espacio libre} \quad [3.2]$$

La determinación del diámetro interior del horno se determinará con la Ecuación 3.3.

$$\text{Diámetro interior del horno} = \text{Diámetro de crisol} + \text{Espacio libre} \quad [3.3]$$

El espesor tanto del aislante y del refractario será de 2 in con el fin de evitar las perdidas de calor y conservar la temperatura en el interior del horno, se estableció el espesor en función del trabajo realizado por Flores y Orrellana (2014, p. 68). El recubrimiento exterior será una carcasa metálica.

3.1.8. FUSIÓN II

El segundo proceso de fusión se lo realizará en un horno rotatorio, debido a la mayor probabilidad de alcanzar un equilibrio entre las fases durante el giro del equipo y a la capacidad de trabajar a temperaturas de hasta 1 200 °C (Rovin y Rovin, 2020, p. 5-10).

La eficiencia energética del equipo será del 30 % debido a las pérdidas de calor existentes en el proceso (Liu, Li, Cheung y Wu, 2016, p. 16).

El material refractario será seleccionado bajo los mismos parámetros que los del horno de crisol de acuerdo con la norma ASTM C-181. El quemador será de tipo

atmosférico y trabajará con un 10 % de exceso de oxígeno en el aire. El horno se seleccionará de catálogo tomando en cuenta una velocidad de giro de entre 0,5-5,0 rpm (Kolczyk, Miczkowski y Czernecki, 2017, p. 4).

3.1.9. TRATAMIENTO DE GASES

Para la retención de partículas sólidas presentes en los gases provenientes de los procesos de fusión, se propone el uso de un ciclón. Para la selección del equipo se debe tener en cuenta el flujo de materia calculado a partir del balance de masa.

La presión de entrada en el equipo se calculará a través del diseño de las tuberías con la ayuda de software como InstruCalc o Aspen HYSYS. El tamaño de partícula presente en los gases de los procesos de fusión tiene un diámetro de 2,5; 10,0 y de 50,0 μm (Karagoz, Avci, Surmen y Sendogan, 2013, p. 35).

El 45,45 % corresponden a partículas de 50 μm de diámetro por lo que una serie de ciclones pueden separar dichas partículas de la corriente gaseosa (Boren, 2006, p. 4). Se tendrá también una relación de altura/ancho de 2,5 como criterio de selección y el flujo volumétrico se calculará mediante la relación de Zenz presente en la Ecuación 3.4 (Karagoz et al., 2013, p. 35).

$$Q = \frac{2,5 \times (D^2) \times v}{16} \quad [3.4]$$

Donde:

Q: es el flujo volumétrico (ft^3/s)

D: es el diámetro del ciclón (ft)

v: es la velocidad de entrada al ciclón (ft/s)

Se evaluará también la implementación de una columna de adsorción con lechada de cal. Esta columna cumple con la función principal de producir sulfato de calcio

al reaccionar la cal con el SO₂ (Hurtado C., 2005, p. 11). El caudal del gas para el diseño se calculará en función del diseño de tuberías y del balance de masa.

La concentración inicial del SO₂ se estimará mediante cálculos a partir de la composición de la pasta de la batería y según datos bibliográficos, con lo que se planea estimar la cantidad de SO₂ presente en la corriente gaseosa. En función del balance de masa se estimará el flujo másico de la corriente gaseosa de entrada, en base a las operaciones unitarias anteriores.

La concentración final se regirá a lo establecido por el MAE (Ministerio del Ambiente Ecuatoriano) en el ANEXO 9 del TULSMA (Texto Unificado de Legislación Secundaria del Ministerio del Ambiente) sobre los límites máximos de concentraciones de emisión al aire para la fundición de metales en hornos, como se indica en la Tabla 3.1 (Texto Unificado de Legislación Secundaria Del Ministerio Del Ambiente, 2017, p. 34-36). Con el fin de cumplir con la normativa en el Ecuador.

Tabla 3.1. Límites máximos de concentraciones de emisión al aire para la fundición de metales en hornos, incluyendo la obtención de aluminio, fundido de cobre, plomo y zinc (mg/Nm³)

Contaminante	Fuente fija existente: con autorización de entrar en funcionamiento antes de enero de 2003	Fuente fija existente: con autorización de entrar en funcionamiento desde enero de 2003	Fuente fija nueva: en funcionamiento a partir de marzo de 2013	Observaciones
Partículas totales	600	250	50 30, si hay la presencia de metales pesados	Cubilotes y hornos de 1 a 5 t/h
Partículas totales	300	150	50 30, si hay la presencia de metales pesados	Cubilotes y hornos de 1 a 5 t/h
Partículas totales	350	250	50 30, si hay la presencia de metales pesados	Arco eléctrico < 5 t

Tabla 3.1. Límites máximos de concentraciones de emisión al aire para la fundición de metales en hornos, incluyendo la obtención de aluminio, fundido de cobre, plomo y zinc (mg/Nm³) (continuación...)

Partículas totales	150	120	50 30, si hay la presencia de metales pesados	Arco eléctrico > 5 t
Dióxido de azufre			1000, fundición de cobre 400, fundición de plomo o zinc	
Metales pesados			0,5 As, 0,05 Cd, 1 Cu, 0,2 Pb, 0,05 Hg	Fundición de cobre
Metales pesados			0,1 As, 0,05 Cd, 0,5 Cu, 0,5 Pb, 0,05 Hg, 1 Zn	Fundición de plomo o zinc

(MAE,2017, p. 34-36)

3.2. CRITERIOS DE DISEÑO EQUIPOS SECUNDARIOS

Los equipos secundarios incluyen: 3 tanques de almacenamiento de reactivos (NaOH, Ca(OH)₂ y combustible), 3 bombas, un compresor y un teclé. Estos equipos se usan para alimentar al sistema principal los reactivos necesarios.

3.2.1. TANQUE DE ALMACENAMIENTO

Los tanques de almacenamiento se dimensionarán en función del volumen de almacenamiento, con base en la norma API650 “Código de diseño para tanques atmosféricos de almacenamiento sobre la superficie”. Los tanques tendrán un tipo de techo fijo cónico autosoportado y se diseñaron con un factor de sobredimensionamiento de 20 % al ser tanques que trabajan a presión atmosférica (API 650,2016, p. 1).

El material de construcción de los tanques se seleccionará en función del material a almacenar. El tanque se fabricará con placas de acero al carbono grado C de especificación A-283 (API 650,2016, p. 1). El volumen del tanque se calcula en función del volumen del cuerpo cilíndrico y del cabezal cónico según la Ecuación 3.5.

$$V_T = V_c + V_t \quad [3.5]$$

Donde:

V_T : es el volumen del tanque (m^3)

V_c : es el volumen del cuerpo cilíndrico (m^3)

V_t : es el volumen del cabezal cónico (m^3)

El volumen del cuerpo cilíndrico se calculará en función de la Ecuación 3.6.

$$V_c = \pi \times \frac{D^2}{4} \times h \quad [3.6]$$

Donde:

D : es el diámetro nominal del tanque (m)

H : es la altura del cilindro (m)

El volumen del cabezal cónico se determinará según la Ecuación 3.7.

$$V_t = \frac{1}{3} \pi \times \frac{D^2}{4} \times h_c \quad [3.7]$$

Donde:

h_c : es la altura del cabezal cónico (m)

La altura del cabezal cónico se calculará en función del ángulo con respecto a la horizontal, como se indica en la Ecuación 3.8.

$$h_c = \frac{\sin(\theta) \times r}{\cos(\theta)} \quad [3.8]$$

Donde:

θ : es el ángulo respecto a la horizontal (°)

r: es el radio del tanque (m)

El espesor del cuerpo cilíndrico se determinará a partir del método de un pie, el cual se aplica para tanques con un diámetro menor a 60,96 m. Este método calcula el espesor tanto en condiciones de diseño como por prueba hidrostática (API 650,2016). El espesor seleccionado será el de mayor valor. La Ecuación 3.9 describe el cálculo del espesor por condiciones de diseño; mientras que la Ecuación 3.10 describe el cálculo del espesor por prueba hidrostática.

$$t_{cd} = \frac{0,0005 \times D \times (h - 30,48) \times G}{S_d} + CP \quad [3.9]$$

Donde:

t_{cd} : es el espesor del tanque en condiciones de diseño (mm)

D: es el diámetro nominal del tanque (cm)

h: es la altura del nivel del líquido (cm)

G: es la densidad del fluido

CP: es la corrosión permisible (mm)

S_d : es el esfuerzo permisible por condiciones de diseño (kg/cm^2)

$$t_{ct} = \frac{0,0005 \times D \times (h - 30,48)}{S_t} \quad [3.10]$$

Donde:

t_{ct} : es el espesor del tanque por prueba hidrostática (mm)

S_t : es el esfuerzo permisible por prueba hidrostática (kg/cm²)

Los máximos esfuerzos permisibles de los diferentes tipos de materiales se indican en la Figura 3.3.

ESPECIFICACION	GRADO	ESFUERZO EN PUNTO CEDENCIA	ESFUERZO A LA TENSION	ESFUERZO DE DISEÑO	ESFUERZO DE PRUEBA
ASTM					
A-283	C	2110	3870	1410	1580
A-285	C	2110	3870	1410	1580
A-131	A,B,CS	2390	4080	1600	1750
A-36		2530	4080	1630	1750
A-131	EH36	2580	4990	1200	2140
A-442	55	2110	3870	1410	1580
A-442	60	2250	4220	1500	1690
A-573	58	2250	4080	1500	1690
A-573	65	2460	4570	1640	1850
A-573	70	2950	4920	1970	2110
A-516	55	2110	3870	1410	1580
A-516	60	2250	4220	1500	1690
A-516	65	2460	4570	1640	1850
A-516	70	2670	4920	1780	2000
A-662	B	2810	4570	1830	1960
A-662	C	3020	4920	1970	2110
A-537	1	3510	4920	1970	2110
A-537	2	4220	5620	2250	2410
A-633	C,D	3510	4920	1970	2110
A-678	A	3510	4920	1970	2110
A-678	B	4220	5620	2250	2410
A-737	B	3510	4920	1970	2110

Figura 3.3. Materiales más comunes y esfuerzos permisibles (kg/cm²)
(API 650, 2016)

El espesor del techo del tanque se calculará en función de la Ecuación 3.11. Tomando en cuenta que el espesor debe estar dentro del rango de 4,76 mm a 12,7 mm (API 650, 2016).

$$T_t = \frac{D}{4800 \times \sin(\theta)} \quad [3.11]$$

Donde:

T_t : es el espesor mínimo requerido (mm)

D : es el diámetro nominal del tanque (mm)

θ : es el ángulo respecto a la horizontal (°)

3.2.2. TUBERÍAS, BOMBAS Y COMPRESORES

Dentro del proceso planteado se requiere de un sistema de transporte de fluidos tanto para transportar el combustible y reactivos a los equipos, como para los productos y residuos generados. Para las tuberías de líquido se utilizarán bombas y para las tuberías de gases se utilizarán compresores. A continuación, se detallan los criterios para el dimensionamiento de estos sistemas.

3.2.2.1. Sistemas líquidos

Los sistemas de líquido están compuestos por tres tipos de equipos principales: secciones de tubería, bombas y los accesorios. Las secciones de tubería se seleccionarán en función del flujo másico, la velocidad de dicho flujo y el fluido a transportar. Para la selección tanto del tamaño, como del tipo de tubería se tendrá como base la norma ASME B36.10. "*Standard specification for welded and seamless wrought Steel*", según la Figura 3.4 (ASME B36.10, 2015, p. 3).

Diameter Nominal		Schedule		Outside Diameter - D - (mm)	Wall Thickness - t - (mm)	Inside Diameter - d - (mm)	Inside Area (cm ²)	Pipe Weight (kg/m)	Water Weight (kg/m)
(inches)	(mm)								
1/8	6	10S		10.3	1.245	7.811	0.479	0.277	0.048
		Std	40		1.727	6.846	0.368	0.364	0.037
		XS	80		2.413	5.474	0.235	0.468	0.024
1/4	8	10S		13.7	1.651	10.398	0.846	0.489	0.085
		Std	40		2.235	9.23	0.669	0.630	0.067
		XS	80		3.023	7.654	0.460	0.794	0.046
3/8	10	10S		17.145	1.651	13.843	1.505	0.629	0.151
		Std	40		2.311	12.523	1.232	0.843	0.123
		XS	80		3.2	10.745	0.907	1.098	0.091
1/2	15	5S		21.336	1.651	18.034	2.554	0.799	0.255
		10S			2.108	17.12	2.302	0.997	0.230
		Std	40		2.769	15.798	1.960	1.265	0.190
		XS	80		3.734	13.868	1.510	1.617	0.151
			160		4.75	11.836	1.100	1.938	0.110
		XXS			7.468	6.4	0.322	2.247	0.032
3/4	20	5S		26.67	1.651	23.368	4.289	1.016	0.429
		10S			2.108	22.454	3.960	1.273	0.396
		Std	40		2.87	20.93	3.441	1.680	0.344
		XS	80		3.912	18.846	2.790	2.190	0.279
			160		5.537	15.596	1.910	2.878	0.191
		XXS			7.823	11.024	0.954	3.626	0.095
1	25	5S		33.401	1.651	30.099	7.115	1.289	0.712
		10S			2.769	27.863	6.097	2.086	0.610
		Std	40		3.378	26.645	5.576	2.494	0.558
		XS	80		4.547	24.307	4.640	3.227	0.464
			160		6.35	20.701	3.366	4.225	0.337
		XXS			9.093	15.215	1.818	5.436	0.182
1 1/4	32	5S		42.164	1.651	38.862	11.862	1.645	1.186
		10S			2.769	36.626	10.536	2.683	1.054
		Std	40		3.556	35.052	9.650	3.377	0.965
		XS	80		4.851	32.462	8.276	4.452	0.828
			160		6.35	29.464	6.818	5.594	0.682
		XXS			9.703	22.758	4.068	7.747	0.407
1 1/2	40	5S		48.26	1.651	44.958	15.875	1.893	1.587
		10S			2.769	42.722	14.335	3.098	1.433
		Std	40		3.683	40.894	13.134	4.038	1.313
		XS	80		5.06	38.1	11.401	5.395	1.140
			160		7.137	33.986	9.072	7.219	0.907
		XXS			10.16	27.94	6.131	9.521	0.613
2	50			60.325	13.335	21.59	3.661	11.455	0.366
					15.875	16.51	2.141	12.645	0.214
		5S			1.651	57.023	25.538	2.383	2.554
		10S			2.769	54.787	23.575	3.920	2.357
		Std	40		3.912	52.501	21.648	5.428	2.165
		XS	80		5.537	49.251	19.051	7.461	1.905
2 1/2	65			73.025	8.712	42.901	14.455	11.059	1.446
					11.074	38.177	11.447	13.415	1.145
		5S			14.275	31.775	7.930	16.168	0.793
		10S			17.45	25.425	5.077	18.402	0.508
		Std	40		2.108	68.809	37.186	3.677	3.719
		XS	80		3.048	66.929	35.182	5.246	3.518
3	80			88.9	5.156	62.713	30.889	8.607	3.089
					7.01	59.005	27.344	11.382	2.734
		5S			9.525	53.975	22.881	14.876	2.288
		10S			14.021	44.983	15.892	20.348	1.589
		Std	40		17.145	38.735	11.784	23.564	1.178
		XS	80		20.32	32.385	8.237	26.341	0.824
3	80			88.9	2.108	84.684	56.324	4.5	5.632
					3.048	82.804	53.851	6.436	5.385
		5S			5.486	77.928	47.696	11.255	4.770
		10S			7.62	73.66	42.614	15.233	4.261
		Std	40		11.1	66.7	34.942	21.240	3.494
		XS	80		15.24	58.42	26.805	27.610	2.680
3	80			88.9	18.415	52.07	21.294	31.925	2.129
					21.59	45.72	16.417	35.743	1.642

Figura 3.4. Clasificación para tubería al carbono, aleaciones y de acero inoxidable (ASME B36.10, 2010, p. 3)

Para el dimensionamiento de bombas se tendrá en cuenta el flujo másico y la velocidad en la línea de tubería tanto en la succión como en la descarga. En la Tabla 3.2 se indican valores típicos de velocidad tanto en la succión y como en la descarga para bombas.

Tabla 3.2. Velocidades de succión y descarga de fluidos líquidos

Tipo	Velocidad de succión (ft/s)	Velocidad de descarga (ft/s)
Reciprocante	1-2	3-6
Centrifuga	2-3	6-9

(Osorio S. 2013, p. 10).

Al contar con la velocidad es posible calcular el área transversal de la tubería y seleccionar el tamaño adecuado en función de la norma ASME B36.10 “*Standard specification for welded and seamless wrought steel*” a través de la Ecuación 3.12 (ASME B36.10, 2015).

El material de la tubería se seleccionará en función de la norma internacional ASME B31.1 “*Process piping*” (ASME B31.3, 2013).

$$A_T = \frac{Q}{V} \quad [3.12]$$

Donde:

A_T : es el área transversal de la tubería (m^2)

Q : es el caudal (m^3/s)

V : velocidad del fluido (m/s)

El cálculo de pérdidas por accesorios y por tubería se determinará tanto para las líneas de succión como para las de descarga. La cabeza de pérdidas se determinará en función de la Ecuación 3.13.

$$h_F = \frac{f_D \times L \times V^2}{D_T \times 2g} \quad [3.13]$$

Donde:

h_F : es la cabeza de pérdidas (m)

F_D : es el factor de Darcy

L : es la longitud de la tubería (m)

D_T : es el diámetro interno de la tubería(m)

g : es la aceleración de la gravedad (m/s^2)

El factor de Darcy se determinará en función del diagrama de Moody como se indica en la Figura 3.5.

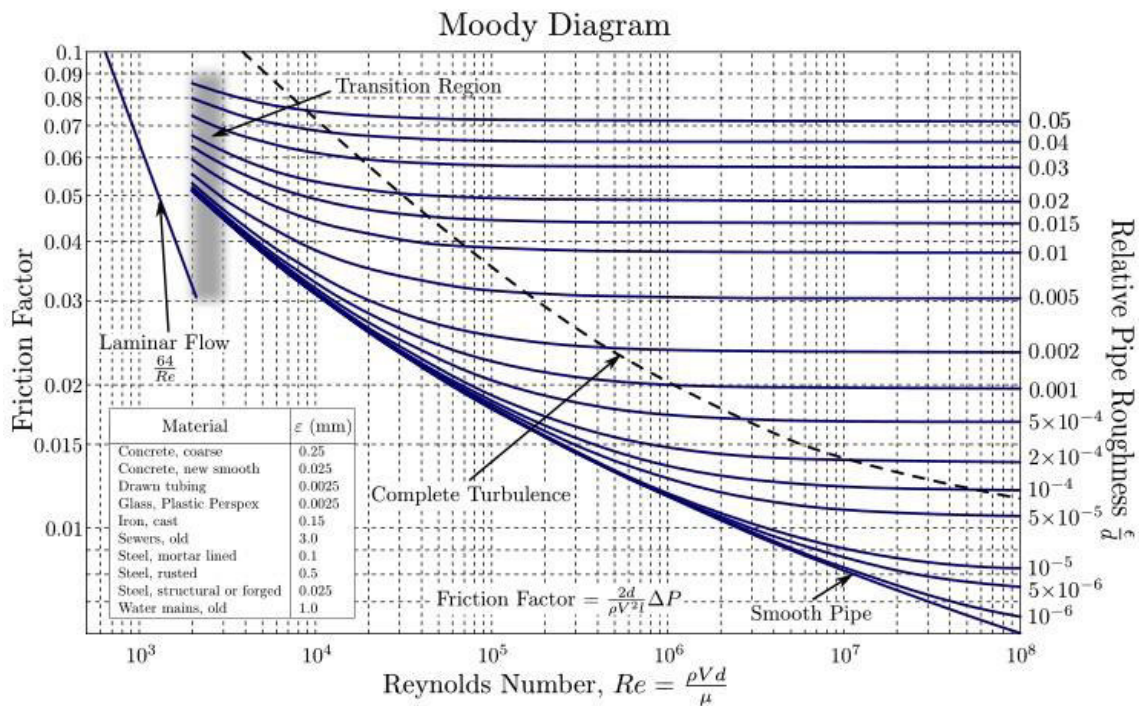


Figura 3.5. Diagrama de Moody
(Zapata, 2019, p. 1)

Como se observa en la Figura 3.5 es necesario determinar el número de Reynolds y la rugosidad relativa de la tubería en función del material del que está compuesta. El cálculo del número de Reynolds se realizará a partir de la Ecuación 3.14.

$$Re = \frac{V \times \delta \times D_T}{\mu} \quad [3.14]$$

Donde:

Re: es el numero adimensional de Reynolds

V: es la velocidad del fluido (m/s)

δ : es la densidad del fluido (kg/m³)

μ : es la viscosidad del fluido (kg m/s)

Es necesario calcular también la altura máxima que puede generar la bomba, es decir la cabeza de bomba. La cabeza de bomba se calculará a partir de la ecuación de Bernoulli como se muestra en la Ecuación 3.15.

$$H_B = \frac{\Delta P}{\gamma} + \frac{\Delta v^2}{2g} + \Delta Z + h_{FS} + h_{FD} + \sum K \frac{v^2}{2g} \quad [3.15]$$

Donde:

H_B: es la cabeza de bomba (m)

ΔP : es la diferencia de presión (Pa)

γ : es el peso específico del fluido (N/m³)

Δv : es la diferencia de velocidad (m/s)

g: es la aceleración de la gravedad (m²/s)

ΔZ : es la diferencia de altura (m)

h_{FS} : es la cabeza de pérdidas en la succión (m)

h_{FD} : es la cabeza de pérdidas en la descarga (m)

K: es una constante de cada accesorio en la línea

Para el cálculo de la potencia de bomba se usará la Ecuación 3.16.

$$P_B = Q \times \gamma \times H_B$$

[3.16]

Donde:

P_B : es la potencia de bomba (W)

Q : es el caudal (m^3/s)

γ : es el peso específico del fluido (N/m^3)

3.2.2.2. Sistemas gaseosos

Dentro del sistema propuesto, se deberá transportar aire a los dos hornos en donde se efectúa la fundición y a los procesos de tratamiento de gases para separar los contaminantes. El transporte de estos fluidos se realizará por tuberías para gases siguiendo la norma ASTM 335 "*Standard Specification for Seamless Ferritic Alloy-Steel Pipe for High-Temperature Service*" (ASTM, 2018).

Estos procesos necesitan de equipos específicos para lograr su transporte como lo son: compresores, bombas de vacío, ventiladores o sopladores. Para transportar el aire se propone el uso de un compresor, el cual elevará la presión del aire y permitirá el uso del fluido en los equipos mencionados con anterioridad. Entre los tipos de compresores de aire se tienen:

- Compresores de pistón
- Compresores de scroll (doble rotor)
- Compresores de tornillo rotativo (un solo rotor)

Los tres tipos de compresores permiten tener una corriente continua de aire, y su selección dependerá de la capacidad de los equipos y de la disponibilidad de los mismos dentro del territorio nacional.

Dentro del dimensionamiento se considerará un proceso isotérmico con lo que se puede aplicar la Ecuación 3.17 (Perry, 1992, p. 10-37).

$$P_c = 2,78E - 4 \times Q \times P_1 \times \ln\left(\frac{P_2}{P_1}\right) \quad [3.17]$$

Donde:

P_c : es la potencia del compresor(W)

Q : es el caudal del gas (m^3/s)

P_1 : es la presión de entrada al compresor (Pa)

P_2 : es la presión de salida del compresor (Pa)

Dentro del proceso de tratamiento de gases se necesita también de un equipo tipo ventilador para impulsar los gases a través del ciclón y de la torre de adsorción. La potencia de este equipo se calculará según la Ecuación 3.18.

$$P_v = 2,72E \times 5 \times Q \times P \quad [3.18]$$

Donde:

P_v : es la potencia del ventilador (kW)

Q : es el caudal del gas (m^3/s)

P : es la presión del gas (Pa)

4. DISEÑO DE LA PLANTA

El presente capítulo se divide en tres partes principales: balance de masa, balance de energía y dimensionamiento de equipos. El dimensionamiento de equipos se realizará mediante la aplicación de las ecuaciones del Capítulo 3. Se ejecutará cada etapa para la obtención de los tres productos a partir de baterías ácido-plomo en desuso.

El número de baterías a procesar por mes es de 22 500. Tomando en cuenta que una batería de este tipo tiene una masa promedio de 15 kg, la planta diseñada tratará

337 500 kg de baterías al mes. Si se toma en cuenta que los días laborables anualmente son 290 se tratará un total de:

$$\frac{22\,500 \text{ baterías}}{\text{mes}} \times \frac{12 \text{ meses}}{1 \text{ año}} = 270\,000 \frac{\text{baterías}}{\text{año}}$$

Como se estableció en el Capítulo 2 se planea abarcar un 25 % del total de baterías en desuso a nivel nacional. El proceso planteado es de tipo continuo, como base de cálculo se tendrá los 337 500 kg de baterías en desuso que representa la materia prima del proceso al mes.

4.1. BALANCE DE MASA

El balance de masa se realizó para cada proceso propuesto. El balance de masa tiene como principio la ley de Lavoisier que establece que la masa no se crea ni se destruye solo se transforma.

Cada proceso indica las corrientes de entrada y de salida, a través de un diagrama de bloques.

4.1.1. DESMONTAJE, TRITURACIÓN, FILTRACIÓN I

En la Figura 4.1 se indica el diagrama de bloques de los tres primeros procesos, junto con las corrientes de entrada y salida de cada proceso. La primera etapa se divide en tres procesos: desmontaje manual de las baterías, trituración de la batería y un primer proceso de filtración.

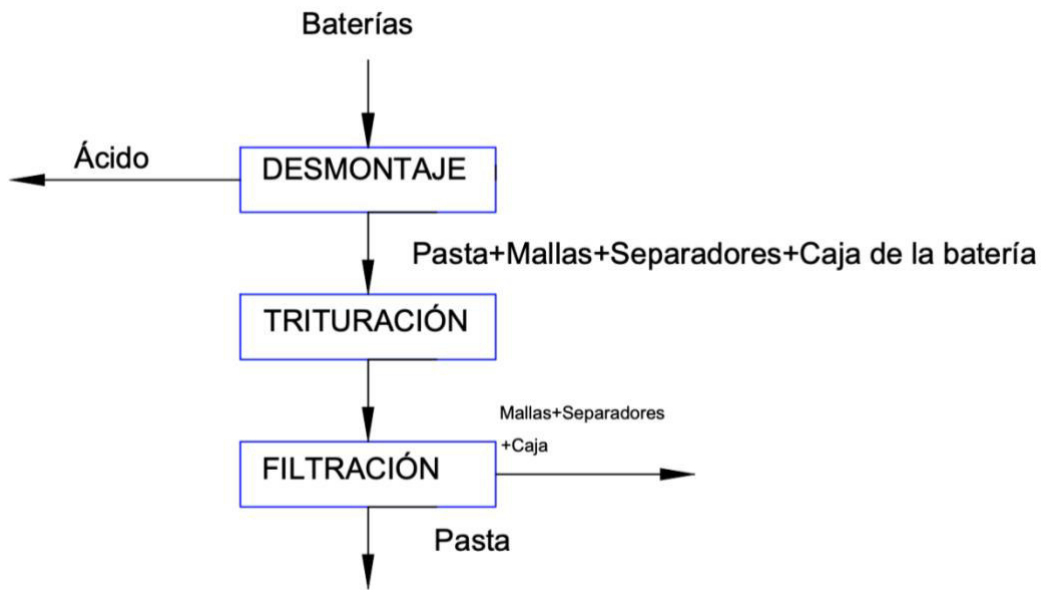


Figura 4.1. Corrientes de proceso de las tres primeras operaciones

La corriente de Baterías que ingresará al proceso de desmontaje es de 337 500 kg al mes. La cantidad total de baterías al día ingresaran en continuo a través del primer proceso en donde se separará el ácido del resto de baterías por lo que la corriente del ácido es igual al 19,5 % del peso total de la corriente Baterías, según Errington, Hawkins, & Lim (2010, p. 4), como se indica en la Ecuación 4.1.

$$\text{Ácido} = 0,1950 \times \text{peso Baterías} \quad [4.1]$$

$$\text{Ácido} = 0,1950 \times 337\,500 \frac{\text{kg}}{\text{mes}}$$

$$\text{Ácido} = 65\,812,50 \frac{\text{kg}}{\text{mes}}$$

La corriente de Pasta+Mallas+Separadores+Caja de la batería es la diferencia entre la corriente de Baterías y la de Ácido, expuesta en la Ecuación 4.2.

$$Pasta + Mallas + Separadores + Caja de la batería = Baterías - \text{Ácido} \quad [4.2]$$

$$Pasta + Mallas + Separadores + Caja de la batería$$

$$= 337\,500,00 \frac{kg}{mes} - 65\,812,50 \frac{kg}{mes}$$

$$Pasta + Mallas + Separadores + Caja de la batería = 271\,687,50 \frac{kg}{mes}$$

La corriente de Pasta+Mallas+Separadores+Caja de la batería pasa a través del proceso de trituración sin pérdida de masa, al tratarse únicamente de un proceso de reducción de tamaño. En el primer proceso de filtración la corriente de Pasta equivale a un 41,20 % en peso de la corriente de Baterías en la entrada según Errington, Hawkins, & Lim, (2010, p. 4), como se indica en la Ecuación 4.3.

$$Pasta = 0,412 \times \text{peso Baterías} \quad [4.3]$$

$$Pasta = 0,412 \times 337\,500,00 \frac{kg}{mes}$$

$$Pasta = 139\,050,00 \frac{kg}{mes}$$

La diferencia entre la corriente de Pasta y la corriente de Pasta+Mallas+Separadores+Caja de la batería, representará la corriente de Mallas+Separadores+Caja como se expone en la Ecuación 4.4.

$$Mallas + Separadores + Caja = Pasta + Mallas + Separadores + Caja - Pasta \quad [4.4]$$

$$\text{Mallas} + \text{Separadores} + \text{Caja} = 271\,687,50 \frac{\text{kg}}{\text{mes}} - 139\,050 \frac{\text{kg}}{\text{mes}}$$

$$\text{Mallas} + \text{Separadores} + \text{Caja} = 132\,637,50 \frac{\text{kg}}{\text{mes}}$$

4.1.2. NEUTRALIZACIÓN

En la Figura 4.2. se indican las corrientes pertenecientes al proceso de neutralización, en el cual se da una reacción de neutralización entre el ácido proveniente de las baterías y una base fuerte, en este caso hidróxido de sodio.

La concentración del ácido de la batería es del 38 % (QUIMIPUR, 2012, p. 1). La concentración del hidróxido de sodio para neutralizar es del 50 % (Errington, Hawkins y Lim, 2010, p. 4).

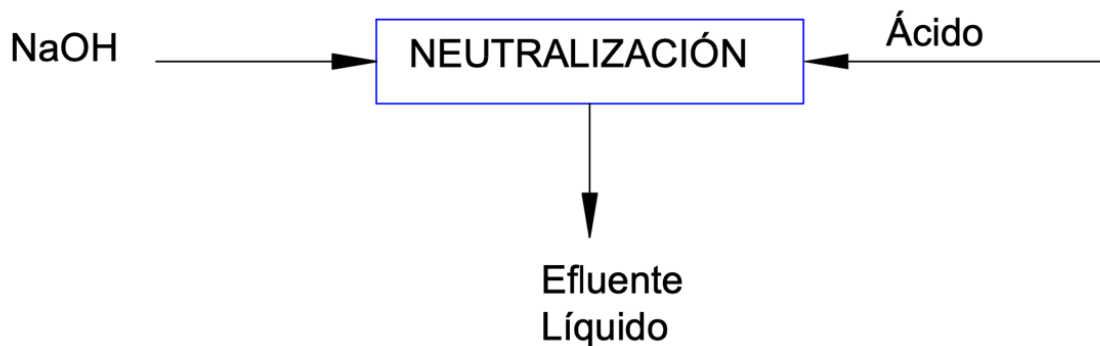


Figura 4.2. Corrientes del proceso de neutralización

El proceso de neutralización tiene como base la Ecuación 2.3. Como corriente de entrada se tiene a la corriente de Ácido proveniente del proceso de desmontaje, a través de la estequiometría se puede calcular el flujo másico de NaOH.

$$\text{NaOH} = 65\,812,50 \frac{\text{kg solÁcido}}{\text{mes}} \times \frac{38 \text{ kg } H_2SO_4}{100 \text{ kg solÁcido}} \times \frac{1 \text{ kgmol } H_2SO_4}{98 \text{ kg } H_2SO_4} \times \frac{2 \text{ kgmol NaOH}}{1 \text{ kgmol } H_2SO_4} \times \frac{40 \text{ kg NaOH}}{1 \text{ kgmol NaOH}} \times \frac{100 \text{ kg solNaOH}}{50 \text{ kg NaOH}}$$

$$NaOH = 40\,830,61 \frac{kg}{mes}$$

Para calcular la corriente de Efluente Líquido es necesario sumar las corrientes de entrada al proceso de neutralización.

$$Efluente\ Líquido = NaOH + \text{Ácido} \quad [4.5]$$

$$Efluente\ Líquido = 40\,830,61 \frac{kg}{mes} + 65\,812,50 \frac{kg}{mes}$$

$$Efluente\ Líquido = 106\,643,11 \frac{kg}{mes}$$

La composición de la corriente Efluente Líquido se calculará en función de la estequiometría de la reacción para el caso de la especie sulfato de sodio. En el caso del agua se suma el agua que entra tanto en la corriente de Ácido como en el corriente de NaOH más el agua generada por la reacción. Se asumió una eficiencia de reacción del 100 % (Errington, Hawkins y Lim,, 2010, p. 4)

$$Na_2SO_4 = 65\,812,50 \frac{kg\ sol\ \acute{a}cido}{mes} \times \frac{38\ kg\ H_2SO_4}{100\ kg\ sol\ \acute{a}cido} \times \frac{1\ kgmol\ H_2SO_4}{98\ kg\ H_2SO_4} \times \frac{1\ kgmol\ Na_2SO_4}{1\ kgmol\ H_2SO_4} \times \frac{142\ kg\ Na_2SO_4}{1\ kgmol\ Na_2SO_4} SO_4.$$

$$Na_2SO_4 = 36\,237,17 \frac{kg\ Na_2SO_4}{mes}$$

$$H_2O = 0,50 \times NaOH + 0,62 \times \text{Ácido} + \left(65\,812,50 \frac{kg\ sol\ \acute{a}cido}{mes} \times \frac{38\ kg\ H_2SO_4}{100\ kg\ sol\ \acute{a}cido} \times \frac{1\ kgmol\ H_2SO_4}{98\ kg\ H_2SO_4} \times \frac{2\ kgmol\ H_2O}{1\ kgmol\ H_2SO_4} \times \frac{18\ kg\ H_2O}{1\ kgmol\ H_2O} \right).$$

$$H_2O = 0,50 \times 40\,830,61 \frac{kg}{mes} + 0,62 \times 65\,812,50 \frac{kg}{mes} + \left(65\,812,50 \frac{kg\ sol\ \acute{a}cido}{mes} \times \frac{38\ kg\ H_2SO_4}{100\ kg\ sol\ \acute{a}cido} \times \frac{1\ kgmol\ H_2SO_4}{98\ kg\ H_2SO_4} \times \frac{2\ kgmol\ H_2O}{1\ kgmol\ H_2SO_4} \times \frac{18\ kg\ H_2O}{1\ kgmol\ H_2O} \right).$$

$$H_2O = 70\,405,94 \frac{kg}{mes}$$

4.1.3. DESULFURIZACIÓN Y FILTRACIÓN II

Las etapas de desulfurización y filtración II se indican en la Figura 4.3 junto con las respectivas corrientes de entrada y salida para cada uno de los procesos. La solución de hidróxido de sodio tiene una concentración de 50 % m/m de NaOH.

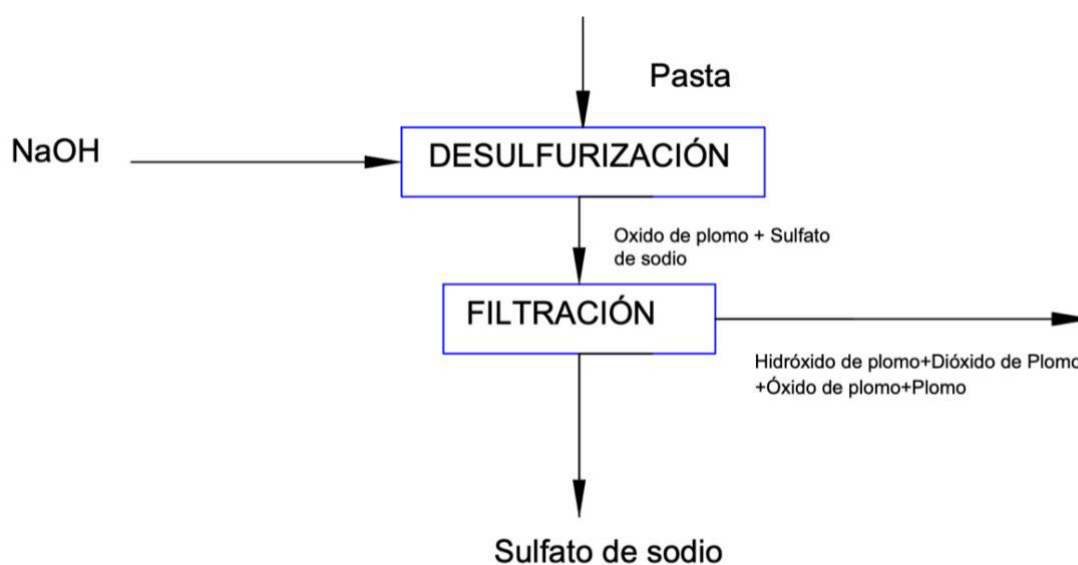


Figura 4.3. Corrientes de los procesos de desulfurización y filtración

La composición de la pasta de batería se indica en la Tabla 4.1.

Tabla 4.1. Composición de la pasta de batería

Elemento	% m/m
PbSO ₄	50
PbO ₂	20
PbO	10
Pb	20

(Quimi y Palomino, 2012, p. 58)

El cálculo de la corriente de NaOH se realizó en función de la estequiometría de la Ecuación 2.4. Tomando en cuenta el 10 % de exceso mencionado en los criterios de diseño y la cantidad de sulfato de plomo presente en la corriente Pasta.

$$NaOH = 69\,525,00 \frac{kg\ PbSO_4}{mes} \times \frac{1\ kgmol\ PbSO_4}{303\ kg\ PbSO_4} \times \frac{2\ kgmol\ NaOH}{1\ kgmol\ PbSO_4} \times \frac{40\ kg\ NaOH}{1\ kgmol\ NaOH} \times 1,10.$$

$$NaOH = 20\,192,08 \frac{kg}{mes}$$

La masa de agua que entra en la corriente es la misma que la de NaOH, al representar el 50 % de la corriente.

El cálculo de la corriente de Óxido de plomo +Sulfato de sodio se realizó en función de la Ecuación 2.4 con una conversión del 95% como se indicó en los criterios de diseño y se considera que los óxidos de plomo no reaccionan con el hidróxido de sodio, al ser este selectivo para el sulfato de plomo (Quimi y Palomino, 2012, p. 58).

$$PbOH = 69\,525 \frac{kg\ PbSO_4}{mes} \times \frac{1\ kgmol\ PbSO_4}{303\ kg\ PbSO_4} \times \frac{1\ kgmol\ PbOH}{1\ kgmol\ PbSO_4} \times \frac{241\ kg\ PbOH}{1\ kgmol\ PbOH} \times 0,95.$$

$$PbOH = 52\,533,82 \frac{kg}{mes}$$

$$Na_2SO_4 = 69\,525 \frac{kg\ PbSO_4}{mes} \times \frac{1\ kgmol\ PbSO_4}{303\ kg\ PbSO_4} \times \frac{1\ kgmol\ Na_2SO_4}{1\ kgmol\ PbSO_4} \times \frac{142\ kg\ Na_2SO_4}{1\ kgmol\ Na_2SO_4} \times 0,95.$$

$$Na_2SO_4 = 30\,953,54 \frac{kg}{mes}$$

Dentro de la etapa de filtración se separa la masa de sulfato de sodio de la del resto de los componentes sólidos.

4.1.4. SEPARACIÓN

En la etapa de separación tanto la parte de los Separadores como la de la Caja se separan del resto de componentes de la corriente proveniente de la Filtración I al entrar al separador hidrodinámico, como se indica en la Figura 4.4.

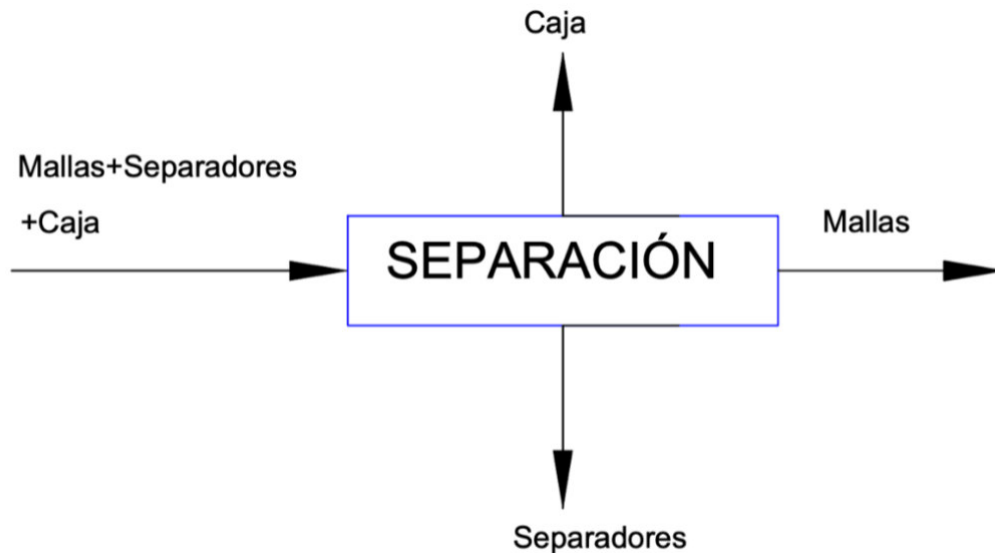


Figura 4.4. Corrientes del proceso de separación

Para el cálculo de las tres corrientes de salida de la etapa de separación se tomó en cuenta la composición de la batería antes mencionada. En el caso de la corriente de Separadores representa un 14,76 % de la corriente de entrada. La corriente de Caja representa un 16,54 % de la corriente de entrada y la corriente Mallas resulta de la resta de las dos corrientes anteriores, es decir 91 125 kg/mes.

4.1.5. FUSIÓN I

En la elaboración del balance de masa para el proceso de fundición I se tomó como referencia el trabajo de Cabrera (1993). En la Figura 4.5 se indican las corrientes del proceso.

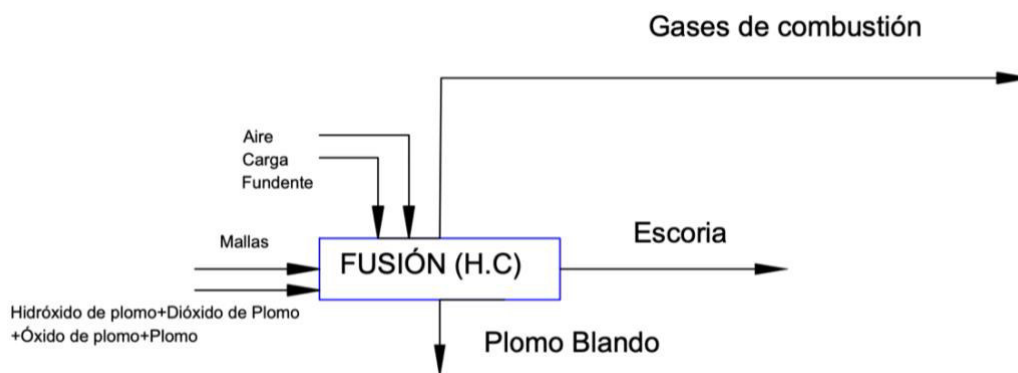


Figura 4.5. Corrientes del proceso de Fusión I

La carga fundente representa el 11,02 % (Cabrera, 1993, p. 128). del total de la carga, en este caso la suma de las corrientes Mallas e Hidróxido de plomo+ Dióxido de plomo+ Óxido de plomo+ Plomo donde también se añadió los reactivos no reaccionados y la humedad de la torta, como se indica en la Ecuación 4.6.

$$Carga\ fundente = 0,1102 \times (Mallas + Hidróxido\ de\ plomo + Dióxido\ de\ plomo + Óxido\ de\ plomo + Plomo) \quad [4.6]$$

$$Carga\ fundente = 0,1102 \times \left(239\ 011,69 \frac{kg}{mes} \right)$$

$$Carga\ fundente = 26\ 339,09 \frac{kg}{mes}$$

La composición de la carga fundente se indica en la Tabla 4.2.

Tabla 4.2. Composición de la carga fundente

Material	Porcentaje (%)	Flujo másico (kg/mes)
Carbón	68,75	18 118,99
Caliza	20,31	5 352,68
Hierro	10,94	2 883,23

Según el trabajo de Cabrera (1993), la corriente de Plomo Blando tiene un valor de 16 7217,30 kg/mes; mientras que la escoria tiene un valor de 21 810,95 kg/mes. La corriente de Plomo Blando representa un 38,66 % de las corrientes de entrada y la corriente de escoria representa un 5,04 % del flujo másico de entrada (p. 128).

La carga fundente se calculó en función del flujo másico del material a fundir de esta manera por cada carga de 100,00 kg se necesita 69,96 kg de aire para conseguir 70,00 kg de plomo blando aproximadamente y generar 101,90 kg de gases de combustión (Cabrera, 1993, p. 128).

4.1.6. FUSIÓN II Y REFINADO

Los procesos de Fundición II y Refinado se indican en la Figura 4.6. junto con las corrientes de entrada y de salida de cada uno.

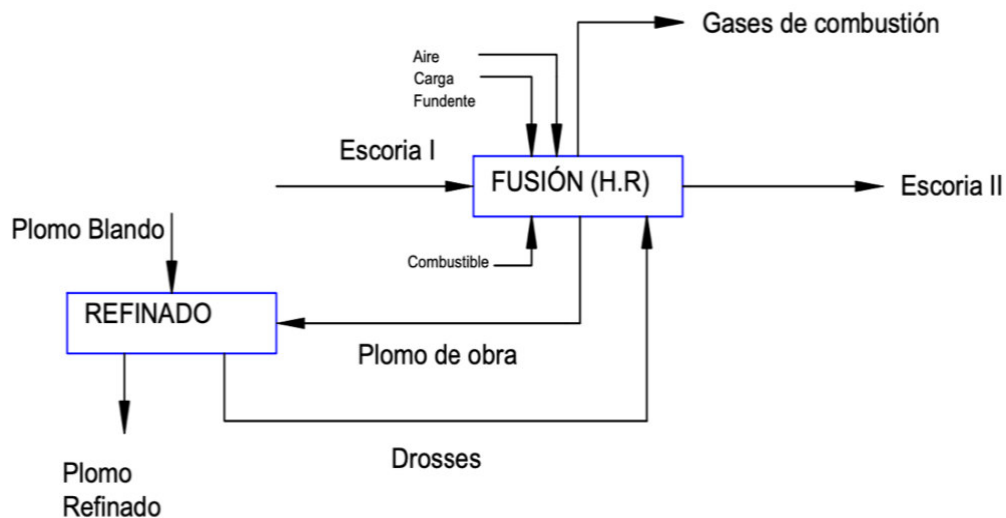


Figura 4.6. Corrientes de los procesos de Fusión II y Refinado

En la Fundición II se tienen 5 corrientes de entrada y 2 corrientes de salida. El cálculo de la carga fundente se realizó en función de la Tabla 4.3 y la carga del horno (Escoria I).

Tabla 4.3. Composición de la carga fundente

Componente	Porcentaje (%)
Carbón	32,50
Caliza	9,12
Mineral de hierro	18,24
Silicato	36,49
Fluorita	3,65

(Wilches J, 2006, p. 33)

La corriente de Aire de entrada se calculó en función de la ecuación 4.7, como una combustión completa y con diésel como combustible. La masa de combustible se calculó en el balance de energía, en la sección 4.2.



Teniendo en cuenta que el aire contiene un 21 % de oxígeno para motivos del cálculo y que el quemador funciona con un 15 % de exceso de aire, se tiene:

$$O_2 = 1\,037,20 \frac{\text{kg de } C_{12}H_{26}}{\text{mes}} \times \frac{1 \text{ kgmol } C_{12}H_{26}}{170 \text{ kg } C_{12}H_{26}} \times \frac{\frac{37}{2} \text{ kgmol } O_2}{1 \text{ kgmol } C_{12}H_{26}} \times \frac{32 \text{ kg } O_2}{1 \text{ kgmol } O_2}$$

$$O_2 = 3\,611,89 \frac{\text{kg}}{\text{mes}}$$

$$\text{Aire} = 3\,611,89 \frac{\text{kg } O_2}{\text{mes}} \times \frac{100 \text{ kg Aire}}{21 \text{ kg } O_2} \times 1,15$$

$$\text{Aire} = 19\,779,40 \frac{\text{kg}}{\text{mes}}$$

De la misma forma se calculó la corriente Gases de combustión

$$CO_2 = 1\,037,20 \frac{\text{kg de } C_{12}H_{26}}{\text{mes}} \times \frac{1 \text{ kgmol } C_{12}H_{26}}{170 \text{ kg } C_{12}H_{26}} \times \frac{12 \text{ kgmol } CO_2}{1 \text{ kgmol } C_{12}H_{26}} \times \frac{32 \text{ kg } CO_2}{1 \text{ kgmol } CO_2}$$

$$CO_2 = 3\,221,42 \frac{\text{kg}}{\text{mes}}$$

$$H_2O = 1\,037,20 \frac{\text{kg de } C_{12}H_{26}}{\text{mes}} \times \frac{1 \text{ kgmol } C_{12}H_{26}}{170 \text{ kg } C_{12}H_{26}} \times \frac{13 \text{ kgmol } H_2O}{1 \text{ kgmol } C_{12}H_{26}} \times \frac{18 \text{ kg } H_2O}{1 \text{ kgmol } H_2O}$$

$$H_2O = 1\,427,67 \frac{kg}{mes}$$

El nitrógeno de aire se lo considera inerte por lo que el flujo másico del mismo pasa a la corriente de Gases de combustión con un valor de 14 946,34 kg/mes.

El cálculo de las corrientes de Plomo Refinado, Plomo de obra y Escoria II se realizó con un balance de masa por especies y general, al conocer las concentraciones de plomo en cada corriente, a partir de las ecuaciones 4.8, 4.9 y 4.10.

Balance general del sistema

$$\begin{aligned} \text{Aire} + \text{Carga Fundente} + \text{Escoria I} + \text{Combustible} + \text{Plomo Blando} = \\ \text{Gases de combustión} + \text{Escoria II} + \text{Plomo Refinado} \end{aligned} \quad [4.8]$$

$$18\,919,42 \frac{kg}{mes} + 9\,693,76 \frac{kg}{mes} + 21\,810,95 \frac{kg}{mes} + 1\,037,20 \frac{kg}{mes} + 167\,217,30 \frac{kg}{mes} = \\ 19\,595,43 \frac{kg}{mes} + \text{Escoria II} + \text{Plomo Refinado}.$$

$$199\,083,20 \frac{kg}{mes} = \text{Escoria II} + \text{Plomo Refinado}.$$

Balance específico de plomo

$$0,22 \text{ Escoria I} + 0,995 \text{ Plomo Blando} = 0,001 \text{ Escoria II} + 0,999 \text{ Plomo Refinado} \quad [4.9]$$

$$0,22 \left(21\,810,95 \frac{kg}{mes} \right) + 0,995 \left(167\,217,30 \frac{kg}{mes} \right) = 0,001 \text{ Escoria II} + \\ 0,999 \text{ Plomo Refinado}.$$

$$0,22 \left(21\,810,95 \frac{kg}{mes} \right) + 0,995 \left(167\,217,30 \frac{kg}{mes} \right) = 0,001 \text{ Escoria II} + \\ 0,999 \left(199\,083,20 \frac{kg}{mes} - \text{Escoria II} \right).$$

$$\text{Escoria II} = 27\,760,01 \frac{kg}{mes}$$

$$\text{Plomo Refinado} = 171\,323,19 \frac{kg}{mes}$$

El cálculo de las corrientes de Plomo de obra y de Drosses se realizó en función del balance de masa en el proceso de Refinado.

Balance general proceso de Refinado

$$Plomo\ Blando + Plomo\ de\ obra = Drosses + Plomo\ Refinado \quad [4.10]$$

$$167\ 217,30 \frac{kg}{mes} + Plomo\ de\ obra = Drosses + 171\ 323,19 \frac{kg}{mes}$$

$$-4\ 105,89 \frac{kg}{mes} = Drosses - Plomo\ de\ obra$$

Balance específico proceso de Refinado de Plomo

Las concentraciones de las corrientes de plomo se obtuvieron del trabajo de Errington et al., (2010, p. 4).

$$0,995\ Plomo\ Blando + 0,980\ Plomo\ de\ obra = 0,8609\ Drosses + 0,999\ Plomo\ Refinado \quad [4.11]$$

$$0,995(167\ 217,30) \frac{kg}{mes} + 0,980\ Plomo\ de\ obra = 0,8609 (-4\ 105,89 \frac{kg}{mes} + Plomo\ de\ obra) + 0,999(171\ 323,19) \frac{kg}{mes}.$$

$$Plomo\ de\ obra = 10\ 382,89 \frac{kg}{mes}$$

$$Drosses = 6\ 277,00 \frac{kg}{mes}$$

4.1.7. TRATAMIENTO DE GASES

El tratamiento de gases se da en dos etapas, una de recuperación de material particulado y la otra de reducción de la concentración de contaminantes. En este caso, el contaminante a reducir es el dióxido de azufre. En la Figura 4.7 se indican las corrientes de entrada y de salida del proceso.

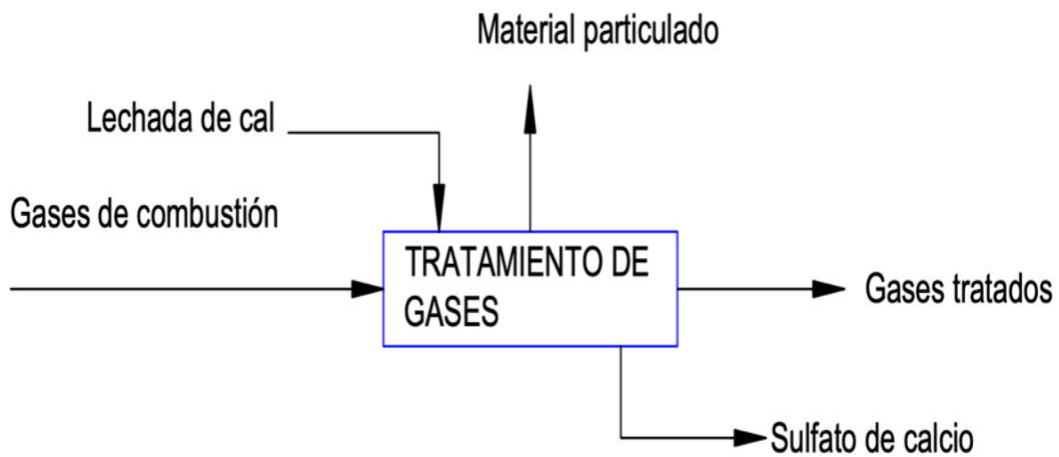


Figura 4.7. Corrientes del proceso de Tratamiento de gases

Los gases de combustión tienen como componentes principales: material particulado, dióxido de azufre y dióxido de carbono. El material particulado separable representa 80,27 % de la corriente de Gases de combustión, el dióxido de azufre un 16,72 % y el dióxido de carbono un 3,01 %; el sobrante representa material no separable debido a su tamaño (IPCC, 2006, p. 82).

$$\text{Material particulado} = 0,8027 \text{ Gases de combustión} \quad [4.12]$$

$$\text{Material particulado} = 0,8027 \left(263\,151,07 \frac{\text{kg}}{\text{mes}} \right)$$

$$\text{Material particulado} = 211\,220,16 \frac{\text{kg}}{\text{mes}}$$

El proceso de adsorción con lechada de cal se da con una solución de hidróxido de calcio al 20 % m/m en una torre de adsorción. En este proceso se da la reacción de formación del sulfato de calcio hidratado que sigue las Ecuaciones 4.13, 4.14 y 4.15.





Siguiendo el mecanismo de reacción, primero se da la formación del sulfito hidratado y en una segunda etapa de reacción se da la formación del sulfato, la eficiencia de reacción es del 97 %, para la primera reacción (Hurtado C., 2005, p. 11).

$$\begin{aligned} \text{Sulfito de calcio hidratado} &= 44\,004,20 \frac{\text{kg SO}_2}{\text{mes}} \times \frac{1 \text{ kgmol SO}_2}{64 \text{ kg SO}_2} \times \frac{1 \text{ kgmol CaSO}_3 \cdot \frac{1}{2} \text{H}_2\text{O}}{1 \text{ kgmol SO}_2} \times \\ &\frac{129 \text{ kg CaSO}_3 \cdot \frac{1}{2} \text{H}_2\text{O}}{1 \text{ kgmol CaSO}_3 \cdot \frac{1}{2} \text{H}_2\text{O}} \times 0,97. \end{aligned}$$

$$\text{Sulfito de calcio hidratado} = 86\,035,09 \frac{\text{kg}}{\text{mes}}.$$

$$\begin{aligned} \text{Sulfito de calcio} &= 86\,035,09 \frac{\text{kg CaSO}_3 \cdot \frac{1}{2} \text{H}_2\text{O}}{\text{mes}} \times \frac{1 \text{ kgmol CaSO}_3 \cdot \frac{1}{2} \text{H}_2\text{O}}{129 \text{ kg CaSO}_3 \cdot \frac{1}{2} \text{H}_2\text{O}} \times \frac{1 \text{ kgmol CaSO}_3}{1 \text{ kgmol CaSO}_3 \cdot \frac{1}{2} \text{H}_2\text{O}} \times \\ &\frac{120 \text{ kg CaSO}_3}{1 \text{ kgmol CaSO}_3}. \end{aligned}$$

$$\text{Sulfito de calcio} = 80\,032,64 \frac{\text{kg}}{\text{mes}}.$$

$$\text{Sulfato de calcio} = 80\,032,64 \frac{\text{kg CaSO}_3}{\text{mes}} \times \frac{1 \text{ kgmol CaSO}_3}{120 \text{ kg CaSO}_3} \times \frac{1 \text{ kgmol CaSO}_4}{1 \text{ kgmol CaSO}_3} \times \frac{136 \text{ kg CaSO}_4}{1 \text{ kgmol CaSO}_4}.$$

$$\text{Sulfato de calcio} = 90\,703,66 \frac{\text{kg}}{\text{mes}}.$$

La corriente de gases tratados se compone del resto de compuestos que no se trataron dentro del proceso como se indica en la Tabla 4.4.

4.1.8. BALANCE DE MASA FINAL

En la Tabla 4.4 se indica el flujo másico y composición de cada una de las corrientes del proceso propuesto.

Tabla 4.4 Balance de masa del proceso

Corriente	Flujo másico (kg/mes)	Composición(m/m)
DESMONTAJE		
Baterías	337 500,00	Mallas: 27,00 % Separadores: 5,80 % Pasta: 41,20 % Caja: 6,50 % Ácido: 19,50 %
NEUTRALIZACIÓN		
Ácido	65 812,50	H ₂ SO ₄ : 38,00 % H ₂ O: 62,00 %
NaOH I	40 830,61	NaOH: 50,00 % H ₂ O: 50,00 %
Efluente Líquido	106 643,11	Na ₂ SO ₄ : 33,98 % H ₂ O: 66,02 %
TRITURACIÓN		
Pasta+Mallas+Separadores+ Caja de la Batería	271 687,50	Pasta: 51,18 % Mallas: 33,54 % Separadores: 7,20 % Caja: 8,07 %
FILTRACIÓN I		
Pasta+Mallas+Separadores+ Caja de la Batería	271 687,50	Pasta: 51,18 % Mallas: 33,54 % Separadores: 7,20 % Caja: 8,07 %

Tabla 4.4 Balance de masa del proceso (continuación...)

Corriente	Flujo másico (kg/mes)	Composición(m/m)
Mallas+Separadores+Caja	132 637,50	Mallas: 68,70 % Separadores: 14,76% Caja: 16,54 %
Pasta	139 050,00	PbSO ₄ : 50,00 % PbO ₂ : 20,00 % PbO: 10,00 % Pb: 20,00 %
DESULFURIZACIÓN		
NaOH II	40 384,20	NaOH: 50,00 % H ₂ O: 50,00 %
Pasta desulfurizada	177 414,95	PbOH: 29,61 % Na ₂ SO ₄ : 17,45 % PbO: 8,00 % PbO ₂ : 16,00 % Pb: 16,00 % PbSO ₄ : 2,00 % NaOH: 1,00 % H ₂ O: 11,00 %
FILTRACIÓN II		
Sulfato de sodio	50 136,01	Na ₂ SO ₄ : 61,74 % H ₂ O: 38,26 %
Hidróxido de plomo+Dióxido de plomo+ Óxido de plomo+Plomo	127 278,94	PbOH: 41,27 % PbO:10,92 % PbO ₂ : 21,85 % Pb:21,85 % PbSO ₄ : 2,73 % NaOH: 1,37 %
SEPARACIÓN		
Caja	21 937,50	PP: 100,00 %

Tabla 4.4 Balance de masa del proceso (continuación...)

Corriente	Flujo másico (kg/mes)	Composición(m/m)
Separadores	19 575,00	PE: 100,00 %
Mallas	91 125,00	Pb: 57,00 % PbO ₂ : 38,00 % Sb: 4,90 % Ca: 0,10 %
FUSIÓN I		
Mallas	91 125,00	Pb: 57,00 % PbO ₂ : 38,00 % Sb: 4,90 % Ca: 0,10 %
Hidróxido de plomo+Dióxido de plomo+ Óxido de plomo+Plomo	127 278,94	PbOH: 41,27 % PbO: 10,92 % PbO ₂ : 21,85 % Pb: 21,85 % PbSO ₄ : 2,73 % NaOH: 1,37 %
Carga Fundente I	26 354,90	Carbón: 68,75 % Caliza: 20,31 % Mineral de hierro: 10,94 %
Aire	167 217,30	N ₂ : 71,00 % O ₂ : 29,00 %
Escoria I	21 810,95	Pb: 22,00 % Impurezas: 78,00 %
Plomo Blando	167 217,30	Pb: 99,50 % Impurezas: 0,50 %
REFINADO		
Plomo Refinado	171 323,19	Pb: 99,90 % Impurezas: 0,10 %

Tabla 4.4 Balance de masa del proceso (continuación...)

Corriente	Flujo másico (kg/mes)	Composición(m/m)
FUSIÓN II		
Drosses	88 127,62	Pb: 86,09 % Impurezas: 13,91 %
Combustible	1 037,20	C ₁₂ H ₂₆ : 100 %
Aire	19779,40	N ₂ : 79,00 ,00% O ₂ : 21,00 %
Carga fundente II	9 693,76	Carbón: 32,50 % Caliza: 9,12 % Mineral de hierro: 18,24 % Fluorita: 3,65 % Silicato: 36,49 %
Escoria II	27 760,01	Pb: 0,10 % Impurezas: 99,90 %
Plomo de obra	10 376,93	Pb: 98,00 % Impurezas: 2,00 %
TRATAMIENTO DE GASES		
Gases de combustión	263 151,07	M Particulado: 80,28 % SO ₂ : 16,72 % CO ₂ : 3,00 %
Dióxido de Azufre	167 151,51	CO ₂ : 4,72 % SO ₂ : 26,33 % M Particulado: 68,94 %
Lechada de cal	254 399,28	Ca(OH) ₂ : 20,00 % H ₂ O: 80,00 %
Gases tratados	164 610,79	M particulado: 70,01 % CO ₂ : 4,80 % N ₂ : 24,39 % SO ₂ : 0,80 %

Tabla 4.4 Balance de masa del proceso (continuación...)

Corriente	Flujo Másico (kg/mes)	Composición(m/m)
Sulfato de calcio	307 754,37	CaSO4: 29,47 % H2O: 70,03 % Ca(OH)2: 0,50%

4.2. BALANCE DE ENERGÍA

4.2.1. TANQUE DE DESULFURIZACIÓN

En el tanque de desulfurización se tiene un calentamiento desde la temperatura ambiente 22,40 ° C hasta los 50,00 ° C. El calentamiento se da a través de resistencias eléctricas. El calor específico de las especies se obtuvo del Manual del Ingeniero Químico de Perry (1992). El balance se realizó en función de la Ecuación 4.16.

$$Q = m \times cpm \times (T_2 - T_1) + \Delta Hrx \quad [4.16]$$

Donde:

Q: es el calor requerido(kJ/mes)

cpm: es el calor específico de la solución (J/kg °C)

T₂: es la temperatura final (°C)

T₁: es la temperatura inicial (°C)

ΔHrx : es la entalpía de reacción (kJ/mes)

$$Q = 177\,414,95 \frac{\text{kg mezcla}}{\text{mes}} \times 664,19 \frac{\text{J}}{\text{kg } ^\circ\text{C}} \times (50 - 22,4) - 9\,772,97 \frac{\text{kJ}}{\text{mes}}$$

$$Q = 3\,252\,331\,972 \frac{\text{J}}{\text{mes}} \times \frac{1 \text{ kJ}}{1\,000 \text{ J}} - 9\,772,97 \frac{\text{kJ}}{\text{mes}}$$

$$Q = 3\,242\,559 \frac{\text{kJ}}{\text{mes}}$$

4.2.2. HORNO ROTATORIO

Cálculo de la masa de combustible

Se calientan los reactivos desde una temperatura de 22,4 °C hasta una temperatura de 1 200 °C. Se asume que las pérdidas del calor se restan directamente y son iguales al 70 % del calor entregado por el combustible, según los criterios de diseño. Se desprecia el contenido calorífico de aire de combustión.

$$E - S + G - C = A \quad [4.17]$$

$$E - S = 0$$

$$Q_{\text{entrada}} = \text{masa de los reactivos} \times c_p \text{ de mezcla} \times T1 - \\ \text{masa de los reactivos} \times c_p \text{ mezcla} \times TF + \text{masa de los reactivos} \times Lp + \\ \text{masa de los productos} \times c_p \text{ de los productos} \times (T2 - TF) \quad [4.18]$$

Los poderes calóricos de las especies se obtuvieron del Manual del Ingeniero Químico. De Perry (1992).

$$Q_{\text{entrada}} = 26\,173\,999,27 \frac{\text{kJ}}{\text{mes}}$$

$$Q_{\text{real}} = 26\,173\,999,27 \frac{\text{kJ}}{\text{mes}} \times 1,7$$

$$Q_{\text{real}} = 44\,495\,798,76 \frac{\text{kJ}}{\text{mes}}$$

$Q_{real} = \text{masa de combustible} \times \text{Poder calorífico del combustible}$

$$\text{Masa de combustible} \times P_i = 44\,495\,798,76 \text{ kJ}$$

El poder calorífico del diésel tiene un valor de 42 900 kJ/kg (Scott J, 2017, p. 1).

$$\text{Masa de combustible} = \frac{44\,495\,798,76 \frac{\text{kJ}}{\text{mes}}}{42\,900 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}}$$

$$\text{Masa de combustible} = 1\,037,20 \frac{\text{kg}}{\text{mes}}$$

4.3. DIMENSIONAMIENTO Y ESPECIFICACIONES DE LOS EQUIPOS

4.3.1. DIMENSIONAMIENTO Y ESPECIFICACIONES DE LOS EQUIPOS PRINCIPALES

4.3.1.1. Almacenamiento de baterías

Como se indica en el Capítulo 3, las baterías se receptorán en una bodega de almacenamiento de materia prima, bajo las condiciones requeridas. Se almacenarán en pallets de 5 niveles de baterías y de 3 niveles de pallets. En función de lo establecido y teniendo en cuenta que los pallets son de forma cuadrada con dimensiones de 1 140 mm por 1 140 mm con una altura de 138 mm (europalet, 2020, p. 1). Se estableció que cada pila de baterías tendrá una altura de 1 088 mm y un ancho de 1 140 mm como se indica en la Figura 4.8.

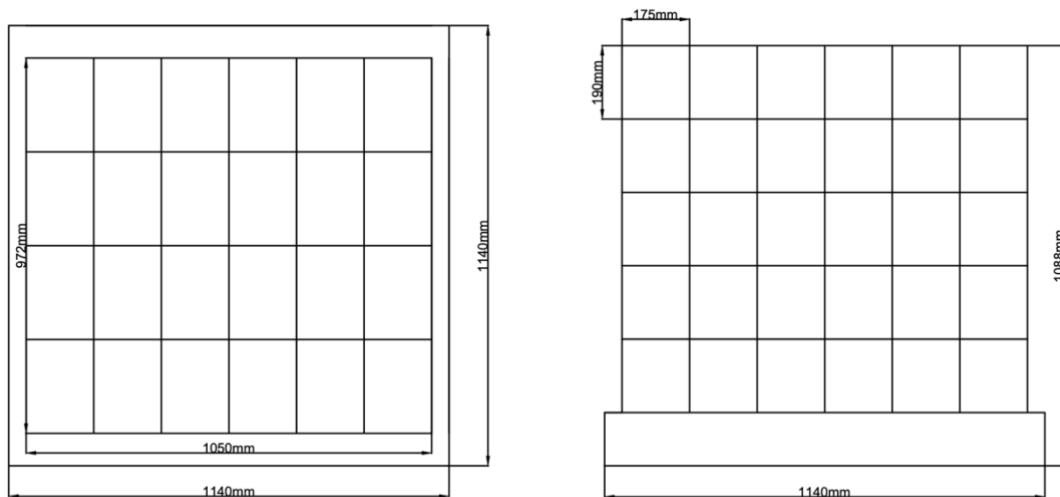


Figura 4.8. Disposición de baterías en pallets

4.3.1.2. Neutralización

El equipo seleccionado para la neutralización del ácido sulfúrico es un tanque cilíndrico de acero inoxidable 316, por el carácter ácido y básico de la materia prima. El flujo másico se calculó al sumar la cantidad de solución de hidróxido de sodio requerida en el proceso de neutralización y la cantidad de ácido proveniente de las baterías, según el balance de masa de la sección 4.1.

$$65\,812,50 \frac{\text{kg de ácido}}{\text{mes}} + 40\,830,61 \frac{\text{kg de NaOH}}{\text{mes}} = 106\,643,11 \frac{\text{kg}}{\text{mes}}$$

La densidad de la mezcla se calculó con los porcentajes de cada especie y la densidad del NaOH se consideró de 2,13 g/cm³ (Cydsa, 2015, p. 1).

$$\text{Densidad de mezcla} = 1,409 \frac{\text{kg}}{\text{L}}$$

$$\text{Flujo volumétrico} = \text{Flujo másico} \div \text{Densidad de mezcla} \quad [4.19]$$

Reemplazando los datos en la Ecuación 4.19.

$$\text{Flujo volumétrico} = 75\,687,09 \frac{L}{\text{mes}} \times \frac{1 \text{ mes}}{22 \text{ días}} \times \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}} = 143,35 \frac{L}{h}$$

Se asumió un 10 % de sobredimensionamiento, con el fin de evitar un desbordamiento en el tanque (Muñoz, 2021, p. 4).

$$\text{Flujo de operación} = 5,57 \frac{ft^3}{h}$$

Se asumieron 8 horas de tiempo de contingencia

$$\text{Volumen de operación} = 7,94 \text{ bbl}$$

Al ser el volumen de operación menor a 1 000 bbl se estimó un volumen nominal de 48,56 ft³/h. Se calculó un diámetro interno de 3,21 ft a través de la geometría del tanque y una altura de 6,00 ft para el tanque de neutralización. Con una relación Di/h de 0,55, que se obtiene al dividir el diámetro calculado y la altura del tanque.

4.3.1.3. Trituración

El equipo de trituración se seleccionó en función del work index. El work index se calculó en función de la Ecuación 4.20.

Cálculo del WI (kwh/st)

$$WI = \frac{62}{P_{100}^{0,23} \times Grp^{0,625} \times \left(\frac{10}{\sqrt{P_{80}}} - \frac{10}{\sqrt{F_{80}}} \right)} \quad [4.20]$$

Donde:

P_{100} : abertura en micrones de la malla de corte utilizada para cerrar el circuito (tamaño 100 % pasante del producto)

Grp: gramos de undersize (producto final del circuito) producido por revolución del molino de barras, bajo condiciones de equilibrio (100% carga circulante)

F80: tamaño 80 % pasante de la alimentación fresca al circuito de molienda (μm)

P80: tamaño 80 % pasante del producto final del circuito de molienda (μm)

WI: índice de trabajo del material (kw-h/st)

Tomando en cuenta la Ecuación 4.21 para el cálculo del P_{100} .

$$P_{80} = 0,3 \times (P_{100})^{1,186} \quad [4.21]$$

$$65\,000\mu\text{m} = 0,3 \times (P_{100})^{1,186}$$

$$P_{100} = 3\,1548,7 \approx 3\,1549$$

$$WI = \frac{62}{3\,1549^{0,23} \times 3\,906,25^{0,625} \times \left(\frac{10}{\sqrt{65\,000}} - \frac{10}{\sqrt{190\,000}} \right)}$$

$$WI = 2 \text{ kW} - \text{h/st}$$

Para el cálculo de la energía requerida por la trituradora se considera la masa y el work index antes calculado por medio de la Ecuación 4.22.

$$E = WI \times m \quad [4.22]$$

Donde:

WI: es el work index (kW-h/st)

m: es la masa (st)

$$E = 2 \frac{\text{kW} - \text{h}}{\text{st}} \times 234375,00 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ st}}{0,9071 \text{ t}} \times \frac{1 \text{ t}}{1000 \text{ kg}} = 516,76 \text{ kW} - \text{h}$$

Se selecciona la trituradora de catálogo en función del flujo másico en la alimentación y del tamaño de partícula en la alimentación y descarga y el requerimiento energético. En la Figura 4.9. se establecen los modelos a tomar en cuenta para la selección.

PARÁMETRO TÉCNICO

Modelo	Rango de ajuste del puerto de (mm)	Tamaño máximo de alimentación (mm)	Capacidad (t/h)	Potencia power (kw)	Dimensión(LxWxH) (mm)
P6S1010	20-100	600	100-200	90-110	2800x1925x2305
P6S1210	20-100	900	140-285	110-160	2871x1967x2600
P6S1214	20-100	900	200-400	160-200	2871x2307x2600
P6S1317	20-200	950	250-500	200-315	3175x2781x2800
P6S1420	20-200	1000	400-600	315-375	3582x3205x3118
P6S1620	20-200	1200	550-700	400-500	4056x3395x3356

Figura 4.9. Modelos de trituradoras de martillos
(ZGM, 2020, p. 1)

Se seleccionó el modelo P6S1010, que acepta un tamaño de partícula en la entrada de 600 mm y con un ajuste que va desde los 20 mm hasta los 100 mm.

4.3.1.4. Filtración I

El primer proceso de filtración requiere de la separación de los componentes sólidos provenientes de la trituración de los componentes líquidos, a través de una separación en húmedo. El equipo es una criba vibratoria que se seleccionó de catálogo. El modelo se seleccionó en función del tamaño del material de entrada, el tamaño de la malla y el flujo másico calculado en el balance de masa.

Según los criterios de diseño:

Tamaño del material de entrada: 65mm

Tamaño de malla: 6 mm

Flujo másico de entrada: 271687,50 kg/mes

Se calculó el flujo másico en kilogramos por hora. Tomando en cuenta la Constitución del Ecuador (2008), que estipula en el artículo 47 del Código del Trabajo un total de 40 horas de trabajo a la semana por trabajador, lo que se estima en 22 días laborables al mes, con el fin de establecer la cantidad de días que la planta estara en operación al mes, este criterio se aplicara par atodas las corrientes del presente trabajo.

$$271687,50 \frac{kg}{mes} \times \frac{1 mes}{22 días} \times \frac{1 día}{24 h} = 514,56 \frac{kg}{h}$$

En función de la Figura 4.10 de catálogo de la empresa DAHAN, se seleccionó el modelo DH-800, con una Potencia del motor de 0,55 kW; un diámetro: 750 mm y una velocidad del motor de 1440 rpm.

Model	Power (kw)	Sieve diameter (mm)	Granularity (mm)	Voltage (V)	RPM (r/min)	Throughput (kg/h)
DH-400	0.18	350	<10	380	1440	100
DH-600	0.25	550	<10	380	1440	500
DH-800	0.55	750	<10	380	1440	800
DH-1000	0.75	920	<10	380	1440	1400
DH-1200	1.1	1120	<10	380	1440	2100
DH-1500	1.5	1420	<10	380	1440	2600
DH-1800	2.2	1720	<10	380	1440	3300

Figura 4.10. Modelos de cribas vibratorias
(DAHAN, 2021, p. 1)

4.3.1.5. Desulfurización

El equipo diseñado para la desulfurización de la pasta es un tanque cilíndrico de acero inoxidable 316, por el carácter ácido y básico de la materia prima. Dicho tanque cuenta con calentamiento a través de resistencias eléctricas.

Al igual que el tanque de neutralización el flujo másico se calculo en función del balance de masa y la densidad del hidróxido de sodio es la misma de la sección 4.3.1.2, con lo que obtuvo la densidad de mezcla de la solución.

$$139\,050 \frac{\text{kg de pasta}}{\text{mes}} + 40\,384,2 \frac{\text{kg de NaOH}}{\text{mes}} = 179\,434,2 \frac{\text{kg}}{\text{mes}}$$

$$\text{Densidad de mezcla} = 6,792 \frac{\text{kg}}{\text{L}}$$

Al reemplazar los valores en la Ecuación 4.19.

$$\text{Flujo volumétrico} = 26\,418,46 \frac{\text{L}}{\text{mes}} \times \frac{1 \text{ mes}}{22 \text{ días}} \times \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}} = 50,03 \frac{\text{L}}{\text{h}}$$

Se asumió un 10% de sobredimensionamiento, con el fin de evitar un desbordamiento en el tanque (Muñoz, 2021, p. 4).

$$\text{Flujo de operación} = 1,77 \frac{\text{ft}^3}{\text{h}}$$

Se asumieron 8 horas de tiempo de contingencia

$$\text{Volumen de operación} = 2,52 \text{ bbl}$$

Al ser el volumen de operación menor a 1000 bbl se estimó un volumen nominal de 18,16 ft³/h. Se calculó un diámetro interno de 1,96 ft a través de la geometría del tanque, al ser de forma cilíndrica y una altura de 6 ft para el tanque de desulfuración, con una relación Di/h de 0,33.

4.3.1.6. Filtración II

Debido al tamaño de partícula de la solución, se seleccionó un filtro-prensa para el segundo proceso de filtración, con el fin de separar el material sólido del líquido. El

equipo se seleccionó de catálogo en función del flujo másico y los parámetros establecidos en los criterios de diseño.

Tiempo batch: 0,25 h

Grosor de la torta: 30 mm

Duración de cada ciclo: 8 h

$$\text{Flujo másico} = 177\,414,95 \frac{\text{kg}}{\text{mes}} \times \frac{1 \text{ mes}}{22 \text{ días}} \times \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}} = 336,01 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

La densidad de mezcla se calculó en función de los porcentajes de las especies y la densidad de cada especie.

$$\text{Densidad de mezcla} = 6,986 \frac{\text{kg}}{\text{L}}$$

El flujo volumetrico se calculo a partir de la Ecuacion 4.19.

$$\text{Flujo volumétrico} = 336,01 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{\text{L}}{6,986 \text{ kg}} = 48,10 \frac{\text{L}}{\text{h}}$$

$$\text{Volumen} = \text{Flujo volumétrico} \times \text{tiempo} \quad [4.23]$$

Se asume un tiempo de una hora ya que es el tiempo que se demora en pasar toda la corriente a través del equipo, por lo que el volumen requerido es de 48,10 L. Se seleccionó el modelo en función de los parametros del catálogo de la empresa SIELLE. Como se indica en la Figura 4.11.

Model	Filter area (m ²)	Filter plate size(mm)	Filter cake thickness (mm)	Filter chamber volume(L)	Filter plate number(PCS)	Filter Pressure(MPa)	Motor power(KW)	Dimension(mm)
XY4/450-30U	4	450*450	30	60	9	0.6	2.2	2230*800*900
XY5/450-30U	5	450*450		79	12			2630*800*900
XY6/630-30U	6	630*630		95	7			2200*1050*1150
XY8/630-30U	8			119	9			2400*1050*1150
XY10/630-30U	10			154	12			2540*1050*1150
XY12/630-30U	12			178	14			3130*1050*1150
XY15/630-30U	15	226		18	3550*1050*1150			
XY10/870-30U	10	870*870		154	7		2720*1270*1300	
XY20/870-30U	20			307	15		3500*1270*1300	
XY18/1000-30U	18	1000*1000		270	10		3470*1400*1400	
XY35/1000-30U	35			525	20		5470*1400*1400	
XY28/1250-30U	28	1250*1250		420	10		4110*1770*1600	
XY55/1250-30U	55			833	20		6510*1770*1600	

Figura 4.11. Modelos de filtro prensa
(SIELLE, 2021, p. 1)

El modelo seleccionado es el XY4/450-30U. Las ventajas que presenta el equipo son dos principales: el mantener la presión a través de un sistema eléctrico, lo que facilita el uso del equipo y la otra ventaja es la extracción manual al tener 9 platos lo que convierte al equipo en un equipo compacto (SIELLE,2021,p. 1). La presión en el filtro es de 0,6 MPa y el motor tiene una potencia de 2,2 kW. El tamaño de la torta se ajusta a los criterios de diseño y logra porcesar la totalidad del flujo másico en una hora.

4.3.1.7. Separación

El proceso de separación se realizará en un equipo de separación hidrodinámica ya que al tener materiales metálicos y plásticos la diferencia de densidad en un medio líquido permite separar los distintos materiales. El equipo se seleccionará en

función del flujo másico calculado en el balance de masa. El equipo se seleccionó a partir de la Figura 4.12.

$$\text{Flujo másico} = 132\,637,50 \frac{\text{kg}}{\text{mes}} \times \frac{1 \text{ mes}}{22 \text{ días}} \times \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}} = 251,21 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Model	Motor Power	Screw Diameter	Length	Capacity
FWT-1200-1	3KW	300mm	4m/6m	500-1000kg/hr
FWT-1200-2	4KW	380mm	4m/6m	2000kg/hr
FWT-1200-3	4KW+4KW	380mm	4m/6m	3000kg/hr
FWT-1500	4KW+4KW	380mm	6m	4000-5000kg/hr

Figura 4.12. Modelos de separadores hidrodinámicos
(Premier, 2021, p. 1)

El modelo seleccionado es el FWT-1200-1, que cuenta con un diámetro de compuerta de 300 mm y un flujo máximo de 1 000 kg/h. El material se alimentará de forma manual al contar con el flujo másico mínimo que es de 500 kg/h. El equipo presenta un motor de 3 kW y cumple con las dimensiones establecidas en los criterios de diseño.

4.3.1.8. Fusión I

El diseño del horno de crisol se realizará en función del trabajo realizado por Flores E.&Orellana R.(2014). Como primer paso se calculó el flujo másico por horas de la carga que entraría al horno. Los datos utilizados se calcularon con anterioridad en el balance de masa.

$$218\,403,94 \frac{\text{kg de plomo}}{\text{mes}} + 26\,354,90 \frac{\text{kg de carga fundente}}{\text{mes}} = 244\,758,84 \frac{\text{kg}}{\text{mes}}$$

$$\text{Flujo másico} = 244\,758,84 \frac{\text{kg}}{\text{mes}} \times \frac{1 \text{ mes}}{22 \text{ días}} \times \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}} = 463,56 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Se seleccionó el material refractario en función de la temperatura de operación en este caso 850 °C, teniendo en cuenta la clasificación de la ASTM C-181 “*Índice de trabajabilidad de Arcilla refractaria y refractarios Plásticos de Alta Alúmina*”(ASTM, 2018, p. 3). A partir de la Figura 3.1 el material refractario seleccionado es el *Low Duty* al soportar una temperatura de hasta 1595 °C, con la siguiente composición.

Composición:

- 60-70 %SiO₂
- 23-33% Al₂O₃
- 6-10 % Otros

El material aislante se seleccionó a partir de la temperatura de trabajo como se indicó en los criterios de diseño del horno. El material seleccionado es Diatomita de alta densidad con una conductividad térmica de 0,025 y una temperatura máxima de seguridad de 1 000 °C. Además de una resistencia a la compresión de 270 kg/cm² (ASTM, 2018, p. 3).

El tipo de quemador será de tipo atmosférico debido a la versatilidad que este presenta y el precio frente a diferentes tipos de quemadores.

El material para el crisol será de grafito debido a su resistencia en altas temperaturas y las dimensiones se calcularon en función de la Figura 4.13. Se asume el crisol como un cilindro perfecto para fines de cálculo (Flores y Orellana, 2014, p. 1).

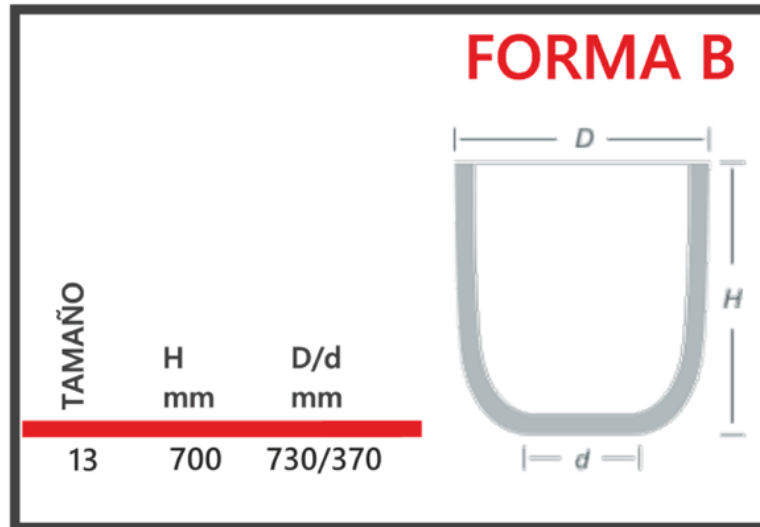


Figura 4.13. Forma de crisol
(termimex, 2021, p. 1)

Se asumió al crisol como un cilindro perfecto para facilitar el cálculo del volumen.

Volumen del crisol: $0,293m^3$

La densidad de la mezcla se obtuvo del trabajo realizado por Flores y Orellana (2014).

Densidad de mezcla: $8,78 \frac{g}{cm^3}$

$$\text{Peso de la carga} = 0,293m^3 \times \frac{100^3cm^3}{1 m^3} \times 8,78 \frac{g}{cm^3} \times \frac{1kg}{1000g} = 2572,54 kg$$

Se estableció un factor de seguridad del 20 % aproximadamente, con el fin de no llenar el crisol al máximo y evitar desbordes durante la fundición. La masa por carga siguiendo esta premisa se estableció en 2058,03 kg (Flores y Orellana, 2014, p. 1).

Las dimensiones del horno toman en cuenta las dimensiones del crisol más el espesor del aislante y material refractario como principales componentes del horno según Flores y Orellana (2014).

Reemplazando los valores en la Ecuación 3.3.

$$\text{Diámetro interior del horno} = 730 \text{ mm} + 225 \text{ mm} = 955 \text{ mm}$$

La altura al interior del horno se calculo según la Ecuación 3.2.

$$H_{\text{interior}} = 700 \text{ mm} + 128 \text{ mm} + 50 \text{ mm} = 878 \text{ mm}$$

Espesor del refractario: 2 pulgadas

Espesor del aislante: 2 pulgadas

(Flores y Orellana, 2014, p. 20).

4.3.1.9. Fusión II

El diseño del horno rotatorio se seleccionó de catálogo en función del flujo másico de entrada al equipo, con los valores del balance de masa. Considerando que el equipo trabaja en lotes.

$$\text{Flujo másico} = \text{Esoria I} + \text{Drosses} + \text{Carga fundente II} \quad [4.24]$$

Reemplazando los valores en la ecuacion 4.24

$$\text{Flujo másico} = 21\,810,95 \frac{\text{kg}}{\text{mes}} + 88\,127,62 \frac{\text{kg}}{\text{mes}} + 9\,693,76 \frac{\text{kg}}{\text{mes}} = 119\,632,33 \frac{\text{kg}}{\text{mes}}$$

$$\text{Flujo másico} = 11\,9632,33 \frac{\text{kg}}{\text{mes}} \times \frac{1 \text{ mes}}{22 \text{ días}} \times \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}} = 226,58 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Temperatura de operación: 1200 °C

Selección del material refractario en función de la Figura 3.1.

Material refractario: *Low Duty*

Composición:

- 60-70 %SiO₂
- 23-33% Al₂O₃
- 6-10 % Otros

Tipo de quemador: atmosférico

A partir del catálogo en la Figura 4.14 se indican las especificaciones del horno seleccionado.

Rotation angle	360°
Slewing mechanism	Motor drives big gear
Raw materials	Lead, brass, copper, pure aluminum, aluminum alloy
Material loss	1T battery waste 600kg-650kg lead ingot Pure copper: 0.5% -1% or less
Burner power	30KW/h
Burner calorific value	500kg with 500,000 kcal burner 1T with 1 million kcal burner 2T with 1.5 million-2 million kcal burner
fuel	Lead: coke, coal Aluminum, copper: gas (natural gas, gas, liquefied petroleum gas), oil (diesel, gasoline, heavy oil) Electric furnace is recommended for brass because of its lower boiling point
Fuel loss	Burner to fuel loss 60-80kg / T Natural gas loss 60-80kg / m ³ 10% coke for 1T lead
Melting efficiency	Copper: 500KG, 1T, 2T / h
Length, width and height	3T: 2800*2000*1900 6T: 3410*2212*2640 10T:5100*2212*2640

Figura 4.14. Especificaciones horno rotatorio
(WUXYWONDERY, 2021, p. 1)

4.3.1.10. Refinación

El proceso de refinación se llevará a cabo en una planta de refinación con ollas de refinado para tratar las distintas impurezas del plomo. Se consideró un único equipo debido a la disponibilidad de este tipo de plantas en el mercado.

Flujo másico = Plomo Blando + Plomo de obra

$$\text{Flujo másico} = 167217,30 \frac{\text{kg}}{\text{mes}} + 10376,93 \frac{\text{kg}}{\text{mes}} = 177\,594,23 \frac{\text{kg}}{\text{mes}}$$

$$\text{Flujo másico} = 177594,23 \frac{\text{kg}}{\text{mes}} \times \frac{1 \text{ mes}}{22 \text{ días}} \times \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}} = 336,35 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

El equipo funcionará con un mínimo de 5 t/día de trabajo hasta 30 t/día, está fabricado en acero inoxidable y pesa un aproximado de 3,2 toneladas. Cada olla de refinación tiene un grosor de 40 mm, con una forma semiesférica. La planta cuenta con una bomba para el transporte del plomo de una olla a otra (Lufeng, 2021, p. 1).

4.3.1.11. Tratamiento de gases

El tratamiento de gases se divide en dos operaciones, la primera tendrá como equipo un ciclón para la recolección de partículas y la segunda parte una torre de adsorción con lechada de cal.

4.3.1.11.1. Separación de partículas

El sistema de separación de partículas provenientes de la corriente gaseosa, se realizará en función del flujo másico de entrada al equipo calculados en el balance de masa, la relación altura/ancho y la velocidad de entrada al equipo.

$$\text{Flujo másico} = 263\,151,07 \frac{\text{kg}}{\text{mes}}$$

$$\text{Flujo másico} = 263\,151,07 \frac{\text{kg}}{\text{mes}} \times \frac{1 \text{ mes}}{22 \text{ días}} \times \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}} = 498,39 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

El cálculo del flujo volumétrico se realizó con los criterios de diseño establecidos y teniendo en cuenta la Figura 4.15.

Technical Parameters of China supplier high efficient reliable quality industrial dust cyclone separator for high temperature gas dusting					
Model	Inlet dust concentration		Inlet velocity 12m/s	nlet velocity 15m/s	Inlet velocity 18m/s
model No.	Diameter(mm)	Allowed dust concentra	Gas volume (m3/h)	Gas volume (m3/h)	Gas volume (m3/h)
CLT/A2.0	Ø200	150	300	370	440
CLT/A2.5	Ø250	165	460	580	690
CLT/A3.0	Ø300	180	670	8330	1000
CLT/A3.5	Ø350	190	910	1140	1360
CLT/A4.0	Ø400	200	1180	1480	1780
CLT/A4.5	Ø450	225	1500	1870	2250
CLT/A5.0	Ø500	250	1860	2320	2780
CLT/A5.5	Ø550	275	2240	2800	3360
CLT/A6.0	Ø600	300	2670	2340	4000
CLT/A6.5	Ø650	325	3130	3920	4700
CLT/A7.0	Ø700	350	3630	4540	5440
CLT/A7.5	Ø750	375	4170	5210	6250
CLT/A8.0	Ø800	400	4750	5940	7130

Figura 4.15. Catálogo separador de partículas
(TIANYI, 2021, p. 1)

Se calculó del flujo volumétrico en función de la Ecuación 4.25

$$Q = \frac{2,5(D^2)v}{16} \quad [4.25]$$

$$Q = \frac{2,5 \times (D^2) \times 59,04 \frac{ft}{s}}{16}$$

En función de la Figura 4.15 se selecciona un diámetro de 200 mm=0,656 ft

$$Q = 3,97 \frac{ft^3}{s} \times \frac{3\,600\,s}{1\,h} \times \frac{1\,m^3}{3,28^3 ft^3} = 405,01 \frac{m^3}{h}$$

Comparando con el flujo másico establecido en el balance de masa y teniendo en cuenta una densidad de mezcla de $1,07 \text{ kg/m}^3$

$$Q = 378,55 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

Con lo que se estableció la altura del ciclón en 500 mm y el diámetro en 200 mm. El equipo seleccionado presenta una estructura simple, es de fácil instalación y cuenta con más de una zona de carga y de descarga de material. Cuenta además con una zona de recolección en donde se acumula el polvo y la escoria (TIANYI, 2021, p. 1).

4.3.1.11.2. Adsorción con lechada de cal

El equipo se seleccionó de catálogo a través del cálculo del flujo másico indicado en el balance de masa y considerando una concentración final del SO_2 de 0,80 % con una eficiencia de separación del 97 % (Hurtado C., 2005, p. 11). Como se indica en la Figura 4.16.

$$\text{Flujo másico} = 167\,151,51 \frac{\text{kg}}{\text{mes}}$$

$$\text{Flujo másico} = 167\,151,51 \frac{\text{kg}}{\text{mes}} \times \frac{1 \text{ mes}}{22 \text{ días}} \times \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}} = 316,57 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Criterios de diseño

Concentración de SO_2 en la entrada(w/w): 26,33 % (IPCC, 2006, p. 82).

Concentración de SO_2 en la salida(w/w): 0,80 % (Hurtado C., 2005, p. 11).

Eficiencia de separación: 97 %

Aplicación	Todo tipo de horno, desulfuración de caldera					
Volumen de aire (m ³ /h)	12000-14000	18000-21000	30000-34000	60000-65000	105000-110000	225000-230000
Velocidad del viento de entrada (m/s)	12-20					
Eficiencia de eliminación de polvo (%)	95-99					
Eficiencia de desulfuración (%)	> 90					
Ringelman negro	<1					
Resistencia (pa)	<1200					
Relación agua-aire (kg/m ³ ;	1,5-2,0					
La mayor concisión de agua (t/h)	12,6	18,9	30,6	58,5	99	200

Figura 4.16. Catálogo torres de adsorción
(Botou Yite, 2021, p. 1)

El modelo seleccionado se alinea con los criterios de diseño establecidos al tener una eficiencia de desulfurización mayor al 90 %. La velocidad de entrada que permite el equipo está entre 12 y 20 m/s, lo establecido para el sistema es de 18 m/s. El equipo permite un flujo máximo de 14 000 m³/h de gases de combustión (Botou Yite, 2021, p. 1).

4.3.2. DIMENSIONAMIENTO Y ESPECIFICACIONES DE LOS EQUIPOS SECUNDARIOS

Los equipos secundarios incluyen: 3 tanques de almacenamiento de reactivos (hidróxido de calcio, hidróxido de sodio y diésel), 3 bombas para los tres sistemas de bombeo de los reactivos líquidos, un compresor y un teclé. Estos equipos se usan para alimentar al sistema principal los reactivos necesarios para la transformación de las partes de la batería.

4.3.2.1. Tanque de almacenamiento

4.3.2.1.1. Tanque de hidróxido de calcio

El tanque de hidróxido de calcio alberga un total de 115,11 m³ al mes; considerando que el tanque se llena una única vez al mes y 12 veces anualmente, el tanque totalmente lleno abastece para 4 semanas laborables.

El diámetro nominal se calculó en función de la Ecuación 3.6, asumiendo 6 pies de altura al ser las planchas comerciales de acero de esta dimensión y un sobredimensionamiento del 20 %, con el fin de evitar problemas con la integridad del tanque.

$$115,11 \text{ m}^3 \times 1,20 = \pi \times \frac{D^2}{4} \times 1,8288 \text{ m}$$

$$D = 9,81 \text{ m}$$

La altura del cabezal cónico se calculó en función del ángulo con respecto a la horizontal, como se indica en la Ecuación 3.8, en este caso 15°; al ser un cabezal toricónico (Massa J, 2015, p. 376).

$$h_c = \frac{\text{sen}(15^\circ) \times 4,90 \text{ m}}{\text{cos}(15^\circ)}$$

$$h_c = 1,31 \text{ m}$$

El volumen del cabezal cónico se determinó según la Ecuación 3.7.

$$V_t = \frac{1}{3} \pi \times \frac{9,81^2 \text{ m}^2}{4} \times 1,31 \text{ m}$$

$$V_t = 33,08 \text{ m}^3$$

El volumen total es la suma del volumen del cuerpo y el volumen del cabezal cónico por lo que el volumen del tanque es de 171,22 m³.

El cálculo del espesor por condiciones de diseño se realizó mediante la Ecuación 3.9 y la Figura 3.3. con un esfuerzo máximo permisible de 1 410 kg/cm² (API 650,2016).

$$t_{cd} = \frac{0,0005 \times D \times (h - 30,48) \times G}{S_d} + CP$$

$$t_{cd} = \frac{0,0005 \times 980,70 \text{ cm} \times (182,90 \text{ cm} - 30,48) \times 2,21}{1410 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}} + 2 \text{ mm}$$

$$t_{cd} = 2,13 \text{ mm}$$

El cálculo del espesor por prueba hidrostática se realizó mediante la Ecuación 3.10 y la Figura 3.3. con un esfuerzo máximo permisible de 1 580 kg/cm² (API 650,2016).

$$t_{ct} = \frac{0,0005 \times D \times (h - 30,48)}{S_t}$$

$$t_{ct} = \frac{0,0005 \times 980,70 \text{ cm} \times (182,90 \text{ cm} - 30,48)}{1580 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}}$$

$$t_{ct} = 0,05 \text{ mm}$$

El mayor espesor es el de condiciones de diseño. Sin embargo, el espesor mínimo para tanques con un diámetro inferior a 15,20 m es de 4,76 mm por lo que el valor del espesor será igual a 4,76 mm, como se indica en los criterios de diseño.

El espesor del techo del tanque se calculó en función de la Ecuación 3.11. Tomando en cuenta que el espesor debe estar dentro del rango de 4,76 mm a 12,7 mm.

$$T_t = \frac{9806,73 \text{ mm}}{4\,800 \times \text{sen}(15^\circ)}$$

$$T_t = 7,89 \text{ mm}$$

El espesor por formula es de 7,89 mm más los 2 mm de corrosión permisible, se obtiene un valor de 9,89 mm.

4.3.2.1.2. Tanque de combustible

El tanque de combustible alberga un total de 1,22 m³ al mes; considerando que el tanque se llena una única vez al mes y 12 veces anualmente, el tanque totalmente lleno abastece para 4 semanas laborables.

El diámetro nominal se calculó en función de la Ecuación 3.6, asumiendo 6 pies de altura al ser las planchas comerciales de acero de esta dimensión y un sobredimensionamiento del 20 %, con el fin de evitar problemas con la integridad del tanque.

$$1,22\text{m}^3 \times 1,20 = \pi \times \frac{D^2}{4} \times 1,8288 \text{ m}$$

$$D = 1,01 \text{ m}$$

La altura del cabezal cónico se calculó en función del ángulo con respecto a la horizontal, como se indica en la Ecuación 3.8, en este caso 15°; al ser un cabezal toricónico (Massa J, 2015, p. 376).

$$h_c = \frac{\text{sen}(15^\circ) \times 0,50 \text{ m}}{\text{cos}(15^\circ)}$$

$$h_c = 0,14 \text{ m}$$

El volumen del cabezal cónico se determinó según la Ecuación 3.7.

$$V_t = \frac{1}{3}\pi \times \frac{1,01 \text{ m}^2}{4} \times 0,14 \text{ m}$$

$$V_t = 0,04 \text{ m}^3$$

El volumen total es la suma del volumen del cuerpo y el volumen del cabezal cónico por lo que el volumen del tanque es de 1,50 m³.

El cálculo del espesor por condiciones de diseño se realizó mediante la Ecuación 3.9 y la Figura 3.3. con un esfuerzo máximo permisible de 1 410 kg/cm² (API 650, 2016).

$$t_{cd} = \frac{0,0005 \times D \times (h - 30,48) \times G}{S_d} + CP$$

$$t_{cd} = \frac{0,0005 \times 100 \text{ cm} \times (182,9 \text{ cm} - 30,48) \times 0,85}{1410 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}} + 2 \text{ mm}$$

$$t_{cd} = 2,00 \text{ mm}$$

El cálculo del espesor por prueba hidrostática se realizó mediante la Ecuación 3.10 y la Figura 3.3. con un esfuerzo máximo permisible de 1 580 kg/cm² (API 650, 2016).

$$t_{ct} = \frac{0,0005 \times D \times (h - 30,48)}{S_t}$$

$$t_{ct} = \frac{0,0005 \times 100 \text{ cm} \times (182,9 \text{ cm} - 30,48)}{1580 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}}$$

$$t_{ct} = 0,004 \text{ mm}$$

El mayor espesor es el de condiciones de diseño. Sin embargo, el espesor mínimo para tanques con un diámetro inferior a 15,20 m es de 4,76 mm por lo que el valor del espesor será igual a 4,76 mm.

El espesor del techo del tanque se calculó en función de la Ecuación 3.11. Tomando en cuenta que el espesor debe estar dentro del rango de 4,76 mm a 12,7 mm.

$$T_t = \frac{1009,68 \text{ mm}}{4800 \times \text{sen}(15^\circ)}$$

$$T_t = 0,81 \text{ mm}$$

El espesor por formula es de 0,81 mm más los 2 mm de corrosión permisible, se obtiene un valor de 2,81 mm. Sin embargo, el espesor mínimo es de 4,76 mm por lo que este será el valor seleccionado.

4.3.2.1.3. Tanque de hidróxido de sodio

El tanque de hidróxido de sodio alberga un total de 38,13 m³ al mes, considerando que el tanque se llena una única vez al mes y 12 veces anualmente, el tanque totalmente lleno abastece para 4 semanas laborables.

El diámetro nominal se calculó en función de la Ecuación 3.6, asumiendo 6 pies de altura al ser las planchas comerciales de acero de esta dimensión y un sobredimensionamiento del 20 %.

$$38,13 \text{ m}^3 \times 1,20 = \pi \times \frac{D^2}{4} \times 1,8288 \text{ m}$$

$$D = 5,64 \text{ m}$$

La altura del cabezal cónico se calculó en función del ángulo con respecto a la horizontal, como se indica en la Ecuación 3,8, en este caso 15°; al ser un cabezal toricónico (Massa J, 2015, p. 376).

$$h_c = \frac{\text{sen}(15^\circ) \times 2,82 \text{ m}}{\cos(15^\circ)}$$

$$h_c = 0,76 \text{ m}$$

El volumen del cabezal cónico se determinó según la Ecuación 3.7.

$$V_t = \frac{1}{3} \pi \times \frac{5,64^2 \text{ m}^2}{4} \times 0,76 \text{ m}$$

$$V_t = 6,31 \text{ m}^3$$

El volumen total es la suma del volumen del cuerpo y el volumen del cabezal cónico por lo que el volumen del tanque es de 52,06 m³.

El cálculo del espesor por condiciones de diseño se realizó mediante la Ecuación 3.9 y la Figura 3.3. con un esfuerzo máximo permisible de 1 410 kg/cm²(API 650,2016).

$$t_{cd} = \frac{0,0005 \times D \times (h - 30,48) \times G}{S_d} + CP$$

$$t_{cd} = \frac{0,0005 \times 564,4 \text{ cm} \times (182,9 \text{ cm} - 30,48) \times 2,13}{1410 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}} + 2 \text{ mm}$$

$$t_{cd} = 2,06 \text{ mm}$$

El cálculo del espesor por prueba hidrostática se realizó mediante la Ecuación 3.10 y la Figura 3.3. con un esfuerzo máximo permisible de 1580 kg/cm²(API 650, 2016).

$$t_{ct} = \frac{0,0005 \times D \times (h - 30,48)}{S_t}$$

$$t_{ct} = \frac{0,0005 \times 564,4 \text{ cm} \times (182,9 \text{ cm} - 30,48)}{1580 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}}$$

$$t_{ct} = 0,03 \text{ mm}$$

El mayor espesor es el de condiciones de diseño. Sin embargo, el espesor mínimo para tanques con un diámetro inferior a 15,2 m es de 4,76 mm por lo que el valor del espesor será igual a 4,76 mm.

El espesor del techo del tanque se calculó en función de la Ecuación 3.11. Tomando en cuenta que el espesor debe estar dentro del rango de 4,76 mm a 12,7 mm.

$$T_t = \frac{5644,04 \text{ mm}}{4800 \times \text{sen}(15^\circ)}$$

$$T_t = 4,54 \text{ mm}$$

El espesor por formula es de 4,54 mm más los 2 mm de corrosión permisible, se obtiene un valor de 6,54 mm.

4.3.2.2. Tuberías, bombas y compresores

La selección de tuberías y bombas se realizó en función de la distribución de la planta. Para el sistema de tuberías tiene como principio la ecuación de Bernoulli mencionada en los criterios de diseño. Se indican los cálculos respectivos para el dimensionamiento de las líneas de succión y de descarga de la planta.

4.3.2.2.1. Sistema de distribución de hidróxido de calcio

Se diseñó el sistema de tuberías en función de la localización en planta de cada equipo, dicho sistema cuenta con tres segmentos de tubería rectos, un codo y una bomba centrífuga. El dimensionamiento del sistema se realizó en función del cálculo del diámetro de la tubería.

El cálculo del área transversal de la tubería de succión se realizó en función de la Ecuación 4.26.

$$At = \frac{m}{v} \quad [4.26]$$

Donde:

m: es el flujo volumétrico (m³/h)

v: es la velocidad del fluido (m/h)

Se asume una velocidad inicial de 0,8 m/s (Osorio S. 2013, p. 10).

El flujo a dispensar es de 481,8 kg/h lo que equivale a 0,3486 m³/h, en función de la densidad del fluido y del flujo másico calculado en el balance de masa.

$$At = \frac{0,40 \frac{m^3}{h}}{0,80 \frac{m}{s} \times \frac{60 s}{1 min} \times \frac{60 min}{1 h}} = 1,39E - 04 m^2$$

El diámetro de la tubería se determinó a partir de la Ecuación 4.27.

$$D = \sqrt{\frac{4 \times At}{\pi}} \quad [4.27]$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \times 1,39E - 04 m^2}{\pi}} = 0,0133 m = 0,53 in$$

El diámetro se seleccionó en función de la norma ASTM A53/A53M-02, como se indica en los criterios de diseño. Según la norma el diámetro más cercano es el de 1/2 pulgada estándar de cedula 40. A través de este diámetro se recalculó el área transversal y en función de esta área se calcula la velocidad real del fluido en la tubería, por medio de la Ecuación 4.26.

$$0,0127 \text{ m} = \sqrt{\frac{4 \times At}{\pi}}$$

$$At = 1,27E - 04 \text{ m}^2$$

$$1,27E - 04 \text{ m}^2 = \frac{0,40 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}}{v}$$

$$v = 3\,169,60 \frac{\text{m}}{\text{h}} = 0,88 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Al estar el valor de la velocidad entre 0,60 y 2,20 m/s, cumple con lo establecido para la línea de succión (Osorio S. 2013, p. 10).

En el caso de la línea de descarga se sigue el mismo procedimiento al seleccionar inicialmente una velocidad del fluido de 5 m/s y aplicar la Ecuación 4.26.

$$At = \frac{0,40 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}}{5 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times \frac{60 \text{ s}}{1 \text{ min}} \times \frac{60 \text{ min}}{1 \text{ h}}} = 2,23E - 05 \text{ m}^2$$

El diámetro de la tubería se determinó a partir de la Ecuación 4.27.

$$D = \sqrt{\frac{4 \times 2,23E - 05 \text{ m}^2}{\pi}} = 0,005 \text{ m} = 0,21 \text{ in}$$

El diámetro se seleccionó en función de la norma ASTM A53/A53M-02, como se indica en los criterios de diseño. Según la norma el diámetro más cercano es el de 1/4 pulgada estándar de cedula 40. A través de este diámetro se recalculó el área transversal y en función de esta área se calcula la velocidad real del fluido en la tubería.

$$0,0063 \text{ m} = \sqrt{\frac{4 \times At}{\pi}}$$

$$At = 3,17E - 05 \text{ m}^2$$

$$3,17 E - 05 \text{ m}^2 = \frac{0,40 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}}{v}$$

$$v = 12\,678,38 \frac{\text{m}}{\text{h}} = 3,52 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Al estar el valor de la velocidad entre 0,60 y 2,20 m/s; cumple con lo establecido para la línea de descarga (Osorio, 2013, p. 10).

El dimensionamiento de la bomba se realizó en función de los criterios de diseño. La cabeza de pérdidas se determinó con los valores de velocidad calculados en esta sección, la aceleración de la gravedad es de $9,81 \text{ m/s}^2$ y la longitud de la tubería en función de la distribución en planta propuesta es de 1,75 m. El factor de Darcy se determinará en función de la Figura 3.5.

Se determinó el tipo de régimen al calcular el número de Reynolds, a partir de la Ecuación 3.14. Tanto para la succión como para la descarga. La densidad del fluido es de $1\,200 \text{ kg/m}^3$, en solución al 20% m/m (AIR LIQUIDE. 2016, p. 4). La viscosidad es de 6,20 cp (Bragagnini V. 2009, p. 5). El diámetro y velocidad son los calculados en la sección anterior.

$$Res = \frac{0,88 \frac{m}{s} \times 1200 \frac{kg}{m^3} \times 0,013 m}{0,0062 \frac{kg}{ms}} = 2164,19$$

El régimen en la succión se consideró de tipo laminar al ser el número de Reynolds calculado cercano a 2100 y estar trabajando con datos bibliográficos que pueden variar durante la operación (Jiménez C. 2018, p. 20).

En el caso de la línea de descarga, los datos de viscosidad, densidad son los mismos que en la succión. En el caso del diámetro y la velocidad se usaron los datos calculados en la sección anterior.

$$Red = \frac{3,52 \frac{m}{s} \times 1200 \frac{kg}{m^3} \times 0,006 m}{0,0062 \frac{kg}{ms}} = 4\,328,37$$

Dentro de la línea de descarga se identificó un flujo turbulento, ya que el número de Reynolds calculado es mayor a 4000. El cálculo del número de Reynolds es uno de los requisitos para lograr determinar el factor de Darcy a partir del diagrama de Moody, junto con la rugosidad que depende del material de la tubería, en este caso es de 0,025 mm según la Figura 3.5.

La línea de succión presenta un régimen laminar, por lo que el factor de fricción de Darcy depende únicamente del número de Reynolds y se calculó en función de la Ecuación 4.28.

$$fd = \frac{64}{Re}$$

[4.28]

$$fd = \frac{64}{2\,164,19} = 0,030$$

El régimen turbulento de la línea de descarga presenta un factor de fricción de Darcy en función del diagrama de Moody de la Figura 3.5.

El valor de rugosidad relativa para flujo turbulento se calcula en función de la Ecuación 4.29.

$$\text{Rugosidad relativa} = \frac{\varepsilon}{D}$$

[4.29]

Donde:

ε : es la rugosidad absoluta del material (m)

D: es el diámetro de la tubería (m)

Aplicando la Ecuación 4.29.

$$\text{Rugosidad relativa} = \frac{0,025 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1000 \text{ mm}}}{0,006 \text{ m}} = 0,0042$$

Con el número de Reynolds calculado y la rugosidad relativa se obtuvo del diagrama de Moody un factor de Darcy de 0,05 para la línea de descarga de la tubería. A partir de las rugosidades y con los datos calculados se determinó la cabeza de pérdidas en la línea de succión. Se consideró 1,20 m de longitud según la distribución en planta, se calculó la cabeza de pérdidas con la Ecuación 3.13, reemplazando los datos obtenidos en la sección anterior.

$$h_{Fs} = \frac{0,030 \times 1,20 \text{ m} \times 0,88^2 \frac{\text{m}^2}{\text{s}^2}}{0,013 \text{ m} \times 2 \left(9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}\right)} = 0,11 \text{ m}$$

La cabeza de pérdidas en la descarga se calculará en función de la Ecuación 3.13. Considerando el factor de Darcy, una longitud de tubería de 0,55 m y el diámetro y velocidad del fluido calculados en la sección anterior.

$$h_{Fd} = \frac{0,05 \times 0,55 \text{ m} \times 3,52^2 \frac{\text{m}^2}{\text{s}^2}}{0,006 \text{ m} \times 2 \left(9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}\right)} = 2,89 \text{ m}$$

La cabeza de bomba se calculó en a partir de la Ecuación 3.15, la cual depende a su vez de la constante de los accesorios usados en el sistema de tuberías, dichas constantes se establecen en la Tabla 4.5.

Tabla 4.5. Accesorios usados en la línea de transporte de hidróxido de calcio

Sección	Accesorio	Cantidad	K
Succión	Codo 90°	1	0,9
	Válvula de bola	1	10,0
	Pérdidas entrada de tubería	-	0,5
Descarga	Codo 90°	1	0,9
	Válvula de bola	1	10,0
	Pérdidas salida de tubería	-	1,0

(Perry, 1992, p. 6-18)

Para el cálculo de la cabeza de bomba la diferencia de velocidad se establece en función de las velocidades en la línea de descarga y de succión. Existe un cambio de altura de 0,45 m y la cabeza de pérdidas en la succión como en la descarga corresponden a las calculadas en esta sección. La cabeza de pérdidas por accesorios se determinó en función de los valores de la Tabla 4.5. De esta forma, la cabeza de la bomba se calculo con la Ecuación 3.15 tomando en cuenta las perdidas tanto en la succión y la descarga calculadas en esta sección.

$$H_B = \frac{3,52^2 \frac{\text{m}^2}{\text{s}^2} - 0,88^2 \frac{\text{m}^2}{\text{s}^2}}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} + (0,45\text{m} - 0) + 0,11 \text{ m} + 2,89 \text{ m} + (0,9 + 10) \times \frac{0,88^2 \frac{\text{m}^2}{\text{s}^2}}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} + (0,9 + 10) \times \frac{3,52^2 \frac{\text{m}^2}{\text{s}^2}}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$H_B = 11,35 \text{ m}$$

En el cálculo de la potencia de bomba se consideró la Ecuación 3.16, para lo cual el caudal es el establecido a través del balance de masa y la densidad, la cabeza de bomba es la calculada en esta sección y el peso específico se calculo en función de la aceleración de la gravedad y la densidad del fluido.

$$P_B = 0,40 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ h}}{60 \text{ min}} \times \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ s}} \times 1200 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 11,35 \text{ m}$$

$$P_B = 14,85 \text{ W} \approx 0,02 \text{ HP}$$

4.3.2.2.2. Sistema de distribución de combustible

Se diseñó el sistema de tuberías en función de la localización en planta, dicho sistema cuenta con tres segmentos de tubería rectos, un codo y una bomba centrífuga. El dimensionamiento del sistema se realizó a partir del cálculo del diámetro de la tubería.

El cálculo del área transversal de la tubería de succión se realizó en función de la Ecuación 4.26.

Se asume una velocidad inicial de 2,2 m/s (Osorio S. 2013, p. 10).

El flujo a dispensar es de 47,15 kg/h lo que equivale a 0,3486 m³/h, calculado en función de la densidad del fluido y del flujo másico calculado en el balance de masa.

$$A_t = \frac{0,06 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}}{2,2 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times \frac{60 \text{ s}}{1 \text{ min}} \times \frac{60 \text{ min}}{1 \text{ h}}} = 7,00E - 06 \text{ m}^2$$

El diámetro de la tubería se determinó a partir de la Ecuación 4.27.

$$D = \sqrt{\frac{4 \times 7,00E - 06 \text{ m}^2}{\pi}} = 0,003 \text{ m} = 0,12 \text{ in}$$

El diámetro se seleccionó en función de la norma ASTM A53/A53M-02, como se indicó en los criterios de diseño. Según la norma el diámetro más cercano es el de 1/8 pulgada estándar de cedula 40. A través de este diámetro se recalcula el área transversal y en función de esta área se calcula la velocidad real del fluido en la tubería, mediante la aplicación de las ecuaciones 4.26 y 4.27.

$$0,003 \text{ m} = \sqrt{\frac{4 \times At}{\pi}}$$

$$At = 7,92 E - 06 \text{ m}^2$$

$$7,92 E - 06 \text{ m}^2 = \frac{0,06 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}}{v}$$

$$v = 7\,005,58 \frac{\text{m}}{\text{h}} = 1,95 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

La velocidad se encuentra dentro del rango normal de succión 0,6 a 2,2 m/s (Osorio S. 2013, p. 10).

En el caso de la línea de descarga se sigue el mismo procedimiento con las Ecuaciones 4.26 y 4.17; seleccionando inicialmente una velocidad del fluido de 7,5 m/s.

$$At = \frac{0,06 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}}{7,5 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times \frac{60 \text{ s}}{1 \text{ min}} \times \frac{60 \text{ min}}{1 \text{ h}}} = 2,05 E - 06 \text{ m}^2$$

El diámetro de la tubería se determinó a partir de la Ecuación 4.27.

$$D = \sqrt{\frac{4 \times 2,05E - 06 \text{ m}^2}{\pi}} = 0,002\text{m} = 0,06 \text{ in}$$

El diámetro se seleccionó en función de la norma ASTM A53/A53M-02, como se indicó en los criterios de diseño. Según la norma el diámetro más cercano es el de 1/8 pulgada estándar de cedula 40. A través de este diámetro se recalcula el área transversal y en función de esta área se calcula la velocidad real del fluido en la tubería a través de las ecuaciones 4.26 y 4.27.

$$0,003 \text{ m} = \sqrt{\frac{4 \times At}{\pi}}$$

$$At = 7,92 E - 06 \text{ m}^2$$

$$7,92 E - 06 \text{ m}^2 = \frac{0,06 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}}{v}$$

$$v = 7\,005,58 \frac{\text{m}}{\text{h}} = 1,95 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

La velocidad no se encuentra dentro del rango normal para líneas de descarga, por lo que se considera sobredimensionada, al no contar con una tubería de menor diámetro dentro de la norma.

El dimensionamiento de la bomba se realizó en función de los criterios de diseño. La cabeza de pérdidas se determinó con los valores de velocidad calculados en esta sección, la aceleración de la gravedad es de 9,81m/s y la longitud de la tubería en función de la distribución en planta propuesta es de 5 m. El factor de Darcy se determinará en función de la Figura 3.5.

Se determinó el tipo de régimen al calcular el número de Reynolds con la ecuación 3.14. Tanto para la línea de succión como para la descarga. La densidad del diésel es de 850 kg/m^3 (PETROBRAS, 2016, p. 1). La viscosidad del fluido es de $6,2\text{cp}$ (PETROBRAS, 2016, p. 1). El diámetro y velocidad son los calculados en la sección anterior.

$$Res = \frac{v \times \delta \times D}{\eta}$$

$$Res = \frac{1,95 \frac{m}{s} \times 850 \frac{kg}{m^3} \times 0,006 m}{0,0029 \frac{kg}{m \cdot s}} = 1\,790,88$$

El régimen en la succión es de tipo laminar al ser el número de Reynolds calculado menor a 2100 (Jiménez C. 2018, p. 20).

En el caso de la línea de descarga, los datos de viscosidad, densidad son los mismos que en la succión. En el caso del diámetro y la velocidad se usaron los datos calculados en esta sección.

$$Red = \frac{1,95 \frac{m}{s} \times 850 \frac{kg}{m^3} \times 0,006 m}{0,0029 \frac{kg}{m \cdot s}} = 1\,790,88$$

Dentro de la línea de descarga se identificó un flujo laminar, ya que el número de Reynolds calculado es menor a 2100. El cálculo del número de Reynolds es uno de los requisitos para lograr determinar el factor de Darcy a partir del diagrama de Moody, junto con la rugosidad que depende del material de la tubería, en este caso es de $0,025 \text{ mm}$ según la Figura 3.5.

La línea de succión y de descarga presentan un régimen laminar, por lo que el factor de fricción de Darcy depende únicamente del número de Reynolds, según la Ecuación 4.28.

$$fd = \frac{64}{Re}$$

$$fd = \frac{64}{1790,88} = 0,036$$

A partir de las rugosidades y con los datos calculados en esta sección se determinó la cabeza de pérdidas en la línea de succión con la Ecuación 3.13. Se consideró 3,35 m de longitud según la distribución en planta.

$$h_{Fs} = \frac{0,036 \times 3,35 \text{ m} \times 1,95^2 \frac{\text{m}^2}{\text{s}^2}}{0,003 \text{ m} \times 2 \left(9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}\right)} = 7,28 \text{ m}$$

La cabeza de pérdidas en la descarga se calculará en función de la Ecuación 3.13. Considerando el factor de Darcy, una distancia de 1,65 m y el diámetro y velocidad del fluido calculados en la sección anterior.

$$h_{Fd} = \frac{0,036 \times 1,65 \text{ m} \times 1,95^2 \frac{\text{m}^2}{\text{s}^2}}{0,003 \text{ m} \times 2 \left(9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}\right)} = 3,58 \text{ m}$$

La cabeza de bomba se calculará en a partir de la Ecuación 3.15, la cual depende a su vez de la constante de los accesorios usados en el sistema de tuberías, dichas constantes se establecen en la Tabla 4.6.

Tabla 4.6. Accesorios usados en la línea de transporte de hidróxido de calcio

Sección	Accesorio	Cantidad	K
Succión	Válvula de bola	1	10,0
	Pérdidas entrada de tubería	-	0,5
Descarga	Codo 90°	1	0,9
	Válvula de bola	1	10,0

(Perry, 1992, p. 6-18)

Para el cálculo de la cabeza de bomba la diferencia de velocidad se establece en función de las velocidades en la línea de descarga y de succión. Existe un cambio de altura de 0,10 m y la cabeza de pérdidas en la succión como en la descarga corresponden a las calculadas en esta sección. La cabeza de pérdidas por accesorios se determinará en función de los valores de la Tabla 4.6. De esta forma, la cabeza de la bomba es:

$$H_B = (0,10 \text{ m} - 0) + 7,28 \text{ m} + 3,58 \text{ m} + (10,00) \times \frac{1,95^2 \frac{\text{m}^2}{\text{s}^2}}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} + (0,90 + 10,00) \times \frac{1,95^2 \frac{\text{m}^2}{\text{s}^2}}{2 \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$H_B = 15,01 \text{ m}$$

En el cálculo de la potencia de bomba se consideró la Ecuación 3.16, para lo cual el caudal es el establecido a través del balance de masa y la densidad, la cabeza de bomba es la calculada en esta sección y el peso específico se calculará en función de la aceleración de la gravedad y la densidad del fluido.

$$P_B = 0,3486 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ h}}{60 \text{ min}} \times \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ s}} \times 850 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 15,01 \text{ m}$$

$$P_B = 12,12 \text{ W} \approx 0,02 \text{ HP}$$

4.3.2.2.3. Sistema de distribución de hidróxido de sodio

Se diseñó el sistema de tuberías en función de la localización en planta, dicho sistema cuenta con dos segmentos de tubería rectos, dos codos y una bomba centrífuga. El dimensionamiento del sistema se realizó en función del cálculo del diámetro de la tubería.

El cálculo del área transversal de la tubería de succión se realizó en función de la Ecuación 4.26.

Se asume una velocidad inicial de 0,6 m/s (Osorio S. 2013, p. 10).

El flujo para dispensar es de 153,82 kg/h lo que equivale a 0,10 m³/h. calculado en función de la densidad del fluido y del flujo másico calculado en el balance de masa.

$$At = \frac{0,10 \frac{m^3}{h}}{0,60 \frac{m}{s} \times \frac{60 s}{1 min} \times \frac{60 min}{1 h}} = 4,65E - 05 m^2$$

El diámetro de la tubería se determinó a partir de la Ecuación 4.27.

$$D = \sqrt{\frac{4 \times 4,65E - 05 m^2}{\pi}} = 0,008m = 0,30 in$$

El diámetro se seleccionó en función de la norma ASTM A53/A53M-02. Según la norma el diámetro más cercano es el de ¼ pulgada estándar de cedula 40. A través de este diámetro se recalcula el área transversal y en función de esta área se calcula la velocidad real del fluido en la tubería, con las Ecuaciones 4.26 y 4.27.

$$0,006 m = \sqrt{\frac{4 \times At}{\pi}}$$

$$At = 3,17E - 05 m^2$$

$$3,17E - 05 m^2 = \frac{0,10 \frac{m^3}{h}}{v}$$

$$v = 3\,174,56 \frac{m}{h} = 0,88 \frac{m}{s}$$

Al estar la velocidad entre 0,6 y 2,2 m/s, cumple con lo establecido para la línea de succión (Osorio S. 2013, p. 10).

En el caso de la línea de descarga se sigue el mismo procedimiento escogiendo inicialmente una velocidad del fluido de 2,5 m/s.

$$At = \frac{0,10 \frac{m^3}{h}}{2,5 \frac{m}{s} \times \frac{60 s}{1 min} \times \frac{60 min}{1 h}} = 1,12E - 05 m^2$$

El diámetro de la tubería se determinó a partir de la Ecuación 33.

$$D = \sqrt{\frac{4 \times 1,12E - 05 m^2}{\pi}} = 0,004m = 0,15 in$$

El diámetro se seleccionó en función de la norma ASTM A53/A53M-02. Según la norma el diámetro más cercano es el de 1/8 pulgada estándar de cedula 40. A través de este diámetro se recalcula el área transversal y en función de esta área se calcula la velocidad real del fluido en la tubería, con las Ecuaciones 4.26 y 4.27.

$$0,003 m = \sqrt{\frac{4 \times At}{\pi}}$$

$$At = 7,91 E - 06 m^2$$

$$7,91 E - 06 m^2 = \frac{0,10 \frac{m^3}{h}}{v}$$

$$v = 12 698,24 \frac{m}{h} = 3,53 \frac{m}{s}$$

La velocidad se encuentra en el rango de 2,4 a 7,5 m/s el cual se considera el ideal para las líneas de descarga (Osorio S. 2013, p. 10).

El dimensionamiento de la bomba se realizó en función de los criterios de diseño. La cabeza de pérdidas se determinó con los valores de velocidad calculados en esta sección y con la Ecuación 3.15, la aceleración de la gravedad es de 9,81 m/s y la longitud de la tubería en función de la distribución en planta propuesta es de 6,45 m. El factor de Darcy se determinó en función de la Figura 3.5.

Se determinó el tipo de régimen al calcular el número de Reynolds, en función de la Ecuación 3.14. Tanto para la succión como para la descarga. La densidad del fluido es de 1529,96 kg/m³, en solución al 50%w/w (Cydsa, 2015, p. 1). La viscosidad es de 78,3 cp (Cydsa, 2015, p. 1). El diámetro y velocidad son los calculados en esta sección anterior.

$$Res = \frac{v \times \delta \times D}{\eta}$$

$$Res = \frac{0,88 \frac{m}{s} \times 1529,96 \frac{kg}{m^3} \times 0,006 m}{0,0783 \frac{kg}{ms}} = 109,41$$

El régimen en la succión es de tipo laminar al ser el número de Reynolds calculado menor a 2100 (Jiménez C. 2018, p. 20).

En el caso de la línea de descarga, los datos de viscosidad, densidad son los mismos que en la succión. En el caso del diámetro y la velocidad se usaron los datos calculados en la sección anterior.

$$Red = \frac{3,53 \frac{m}{s} \times 1200 \frac{kg}{m^3} \times 0,003 m}{0,0783 \frac{kg}{ms}} = 218,83$$

Dentro de la línea de descarga se identificó un flujo laminar, ya que el número de Reynolds calculado es menor a 2100.

La línea de succión y descarga presentan un régimen laminar, por lo que el factor de fricción de Darcy depende únicamente del número de Reynolds y se calculó a partir de la Ecuación 4.28.

$$fd = \frac{64}{Re}$$

En función de lo antes mencionado se reemplazó el número de Reynolds para la línea de succión.

$$fds = \frac{64}{109,41} = 0,58$$

De igual manera se calculó el factor de fricción para la descarga

$$fdd = \frac{64}{218,83} = 0,29$$

Con el número de Reynolds calculado se obtiene del diagrama de Moody un factor de Darcy de 0,58 para la línea de succión y de 0,29 para la línea de descarga de la tubería. A partir de las rugosidades y con los datos calculados se determinará la cabeza de pérdidas en la línea de succión. Considerando 3,35 m de longitud según la distribución en planta, se calculará la cabeza de pérdidas en función de la Ecuación 3.13.

$$h_{Fs} = \frac{0,58 \times 3,35 \text{ m} \times 0,88^2 \frac{\text{m}^2}{\text{s}^2}}{0,006 \text{ m} \times 2 \left(9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}\right)} = 12,23 \text{ m}$$

La cabeza de pérdidas en la distancia se calculará en función de la Ecuación 3.13. Considerando el factor de Darcy, una distancia de 9,19 m y el diámetro y velocidad del fluido calculados en la sección anterior.

$$h_{Fd} = \frac{0,29 \times 9,19m \times 3,53^2 \frac{m^2}{s^2}}{0,003 m \times 2 \left(9,81 \frac{m}{s^2}\right)} = 536,82 m$$

La cabeza de bomba se calculará en a partir de la Ecuación 3.15, la cual depende a su vez de la constante de los accesorios usados en el sistema de tuberías, dichas constantes se establecen en la Tabla 4.7 junto a la cantidad de cada accesorio.

Tabla 4.7. Accesorios usados en la línea de transporte de hidróxido de calcio

Sección	Accesorio	Cantidad	K
Succión	T	1	0,10
	Válvula de bola	1	10,0
	Pérdidas entrada de tubería	-	0,5
Descarga	Codo 90°	1	0,9
	Válvula de bola	1	10,0
	Pérdidas salida de tubería	-	1,0

(Perry, 1982, p. 6-18)

Para el cálculo de la cabeza de bomba la diferencia de velocidad se establece en función de las velocidades en la línea de descarga y de succión. No existe un cambio de altura y la cabeza de pérdidas en la succión como en la descarga corresponden a las calculadas en esta sección. La cabeza de pérdidas por accesorios se determinará en función de los valores de la tabla 4.7. De esta forma, la cabeza de la bomba es:

$$H_B = \frac{3,52^2 \frac{m^2}{s^2} - 0,88^2 \frac{m^2}{s^2}}{2 \times 9,81 \frac{m}{s^2}} + 12,23 m + 536,82 m + (0,10 + 10) \times \frac{0,88^2 \frac{m^2}{s^2}}{2 \times 9,81 \frac{m}{s^2}} + (0,9 + 10) \times \frac{3,52^2 \frac{m^2}{s^2}}{2 \times 9,81 \frac{m}{s^2}}$$

$$H_B = 556,92 m$$

En el cálculo de la potencia de bomba se consideró la Ecuación 3.16, para lo cual el caudal es el establecido a través del balance de masa y la densidad, la cabeza de bomba es la calculada en esta sección y el peso específico se calculará en función de la aceleración de la gravedad y la densidad del fluido.

$$P_B = 0,10 \frac{m^3}{h} \times \frac{1 h}{60 \text{ min}} \times \frac{1 \text{ min}}{60 s} \times 1\,529,96 \frac{kg}{m^3} \times 9,81 \frac{m}{s^2} \times 556,92 m$$

$$P_B = 232,19 W \approx 0,31 HP$$

4.3.2.2.4. Compresor

En el caso del compresor, se usa la Ecuación 3.17. El flujo de aire requerido para los dos hornos es de 274,54 m³/h, calculados a partir del balance de masa y la densidad de los gases de combustión que es de 1,29kg/m³ (IPCC, 2006, p. 82). La presión de entrada es de 0,92 atm, mientras que la de salida es de 8,00 atm.

$$P_c = 2,78E - 4 \times 0,076 \frac{m^3}{s} \times 9\,3219 Pa \times \ln\left(\frac{810\,600 Pa}{93\,219 Pa}\right)$$


$$P_c = 4,27 W$$

4.4. HOJAS DE ESPECIFICACIONES DE LOS EQUIPOS PROPUESTOS

En esta sección se indican las hojas de especificación de los equipos principales, las cuales se establecieron mediante los balances de masa y energía realizados en el capítulo 4, el diseño de equipos principales realizado en la sección anterior y la disponibilidad de los equipos en el mercado tanto local como internacional. Cada hoja de especificación cuenta con las dimensiones de los equipos, la marca y un

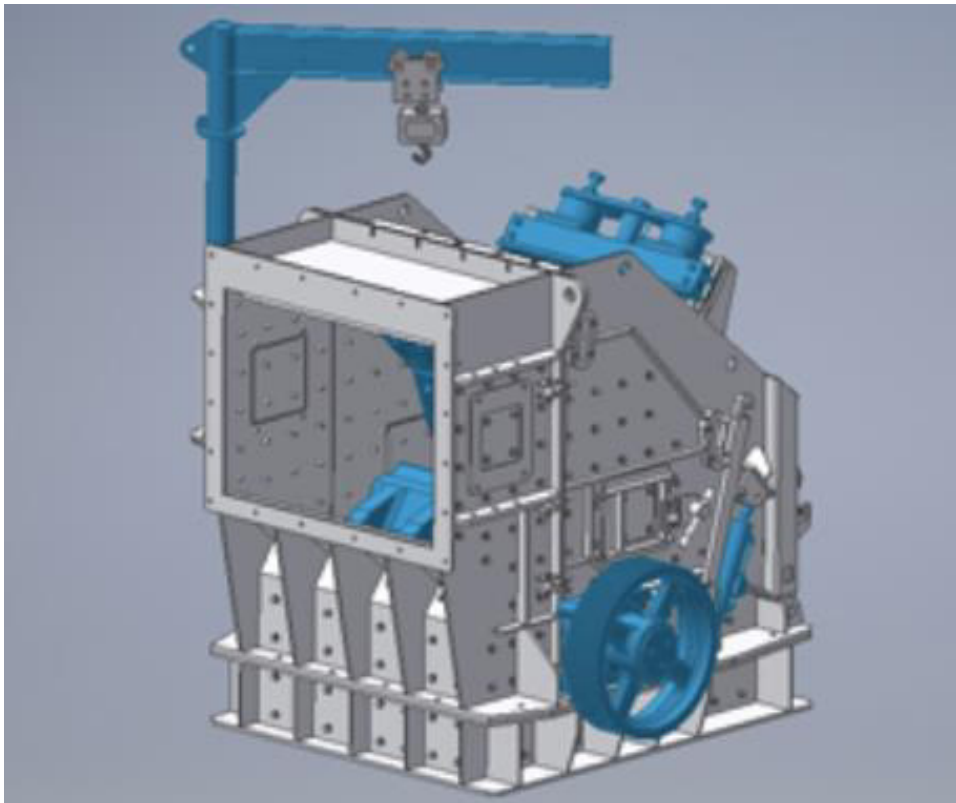
esquema o foto del equipo mencionado. En las Tablas 4.8 a 4.18 se indican los equipos principales.

Tabla 4.8. Hoja de especificación del tanque de neutralización

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 1	
Nombre del equipo: Tanque de Neutralización	
Fabricante: M&H	Modelo: MH-100
Dimensiones: Diámetro interno: 17,76 ft Altura: 18 ft Vertical	Especificaciones: Tiempo de contingencia: 8 h Volumen de operación: 794,14 bbl Potencia del agitador: 1,1 kW Velocidad de agitación: 0-63 rpm El equipo cuenta con dos puertos de entrada y uno de salida Material Acero inoxidable 304 La forma del tanque es cilíndrica
Principio de funcionamiento: La función del tanque de neutralización es la de contener la reacción de neutralización del ácido proveniente de las baterías. Esta reacción se da a temperatura ambiente.	
Modalidad de operación: Batch	
Esquema del equipo <div style="text-align: center;">  </div>	

(Cydsa, 2015, p. 1)

Tabla 4.9. Hoja de especificación de la trituradora de martillos

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 2	
Nombre del equipo: Trituradora de martillos	
Fabricante: ZMG	Modelo: P6S1010
Dimensiones: Largo: 2 800 mm Ancho: 1 925 mm Alto: 2 305 mm	Especificaciones: Capacidad: 100-200 t/h Potencia del motor: 90-110 kW Tamaño máximo de alimentación: 600 mm Rango de puerto: 20-100 mm Material Acero inoxidable
Principio de funcionamiento: La trituradora de martillos tiene como función la reducción de tamaño de las baterías, con el fin de facilitar los procesos de separación posteriores. El equipo cuenta con 16 martillos que reducen el material a través del impacto. La trituradora puede funcionar tanto para una trituración gruesa o fina debido a su puerto ajustable.	
Modalidad de operación: Continuo	
Esquema del equipo 	

(ZMG, 2015, p. 1)

Tabla 4.10. Hoja de especificación de la criba vibratoria

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 3	
Nombre del equipo: Criba vibratoria	
Fabricante: DAHAN	Modelo: DH-800
Dimensiones: Diámetro interno: 750 mm Altura: 1 260 mm	Especificaciones: Capacidad: 800 kg/h Potencia del motor: 0,55 kW Voltaje: 380 V RPM: 1 440 rpm Tamaño máximo de alimentación: 750 mm Granularidad: < 10 mm Material Acero inoxidable
Principio de funcionamiento: Este proceso consiste en hacer pasar el líquido que contiene las partículas a través del filtro, debido a la porosidad del filtro este retiene las partículas sólidas, dejando pasar el líquido. De esta forma se logra la separación de la pasta de batería del resto de componentes.	
Modalidad de operación: Continuo	
Esquema del equipo <div style="text-align: center;">  </div>	

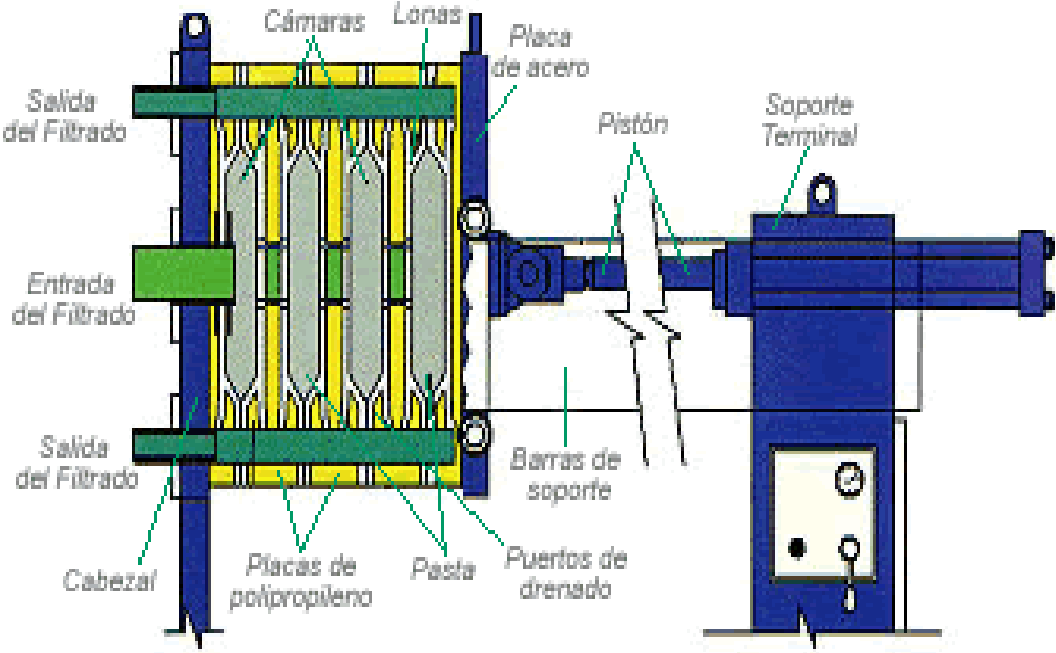
(DAHAN, 2021, p. 1)

Tabla 4.11. Hoja de especificación del tanque de desulfurización

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 4	
Nombre del equipo: Tanque de Desulfurización	
Fabricante: M&H	Modelo: MH-50
Dimensiones: Diámetro interno: 1,96 ft Altura: 6 ft	Especificaciones: Tiempo de contingencia de 8 h Volumen de operación de 2,52 bbl Potencia del agitador: 0,75 kW Velocidad de agitación: 0-63 rpm El equipo cuenta con dos puertos de entrada y uno de salida Material Acero inoxidable La forma del tanque es cilíndrica
Principio de funcionamiento: La función del tanque de desulfurización es la de contener la reacción de desulfurización de la pasta de las baterías, con el fin de obtener como producto sulfato de sodio. El tanque debe calentarse hasta 50 °C a través de resistencias eléctricas colocadas en el interior de la estructura del tanque.	
Modalidad de operación: Batch	
Esquema del equipo 	

(Cydsa, 2015, p. 1)

Tabla 4.12. Hoja de especificación del filtro prensa

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 5	
Nombre del equipo: Filtro prensa	
Fabricante: SIELLE	Modelo: XY5/450-30U
Dimensiones: Largo: 2 630 mm Ancho: 800 mm Alto: 900 mm	Especificaciones: Volumen de la cámara: 79 L Presión del filtro: 0,6 MPa Dimensiones de los platos: 450x450 mm Área de filtrado: 5 m ² Potencia del motor: 2,2 kW
Principio de funcionamiento: Este proceso consiste en hacer pasar la corriente proveniente del proceso de desulfurización a través de los 12 platos del equipo, con la finalidad de separar el plomo del sulfato de sodio. Cada uno de los platos contiene un filtro que permite el paso del sulfato de sodio y retiene el plomo y el resto de los compuestos con lo que se forma la torta, la cual se separa de manera manual de los filtros.	
Modalidad de operación: Continuo	
Esquema del equipo  <p>El diagrama muestra un filtro prensa con los siguientes componentes etiquetados: Cámaras, Lonas, Placa de acero, Salida del Filtrado, Entrada del Filtrado, Salida del Filtrado, Cabezal, Placas de polipropileno, Pasta, Puertos de drenado, Barras de soporte, Pistón y Soporte Terminal. El equipo está montado sobre un soporte con un panel de control que incluye un medidor y un interruptor.</p>	

(SIELLE, 2021, p. 1)

Tabla 4.13. Hoja de especificación del separador hidrodinámico

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 6	
Nombre del equipo: Separador Hidrodinámico	
Fabricante: MOOGE tech	Modelo: FWT-1200-1
Dimensiones: Diámetro de la compuerta: 300 mm Altura: 1,70 m Longitud: 5 m	Especificaciones: Capacidad: 500-1000kg/h Potencia del motor: 3kW Material Acero inoxidable
Principio de funcionamiento: La función de este equipo es separar las tres corrientes de materiales solidos: metales, PE y PP. El equipo es de dos etapas, la primera etapa separa los metales de los plásticos por diferencia de densidades. En la segunda etapa se separan los dos tipos de plásticos siguiendo el principio de la primera etapa.	
Modalidad de operación: Continuo	
Esquema del equipo 	


(Premier, 2021, p. 1)

Tabla 4.14. Hoja de especificación del horno de crisol

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 7	
Nombre del equipo: Horno de Crisol	
Fabricante: Premier	Modelo: SC-GDQ-800
Dimensiones: Diámetro: 2 050 mm Altura: 1 900 mm Longitud: 2 200mm	Especificaciones: Volumen del crisol: 0,30 m ³ Material refractario: Ladrillos de 2 in LowDuty Material Aislante: Diatomita de alta densidad de 2 in Tipo de quemador: atmosférico
Principio de funcionamiento: El proceso de fusión consiste en el paso del estado sólido al líquido a través del aumento de la temperatura, con la finalidad de aumentar la energía interna de la mezcla hasta que la temperatura pase la temperatura de fusión del material en este caso hasta 850° C. En este equipo la llama del quemador impacta en el pedestal de manera directa, este calienta por conducción el crisol que a su vez calienta la carga hasta fundirla.	
Modalidad de operación: Batch	
Esquema del equipo	


(Premier, 2021, p. 1)

Tabla 4.15. Hoja de especificación del horno rotatorio

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 8	
Nombre del equipo: Horno rotatorio	
Fabricante: WONDERY	Modelo: WRT-12T
Dimensiones: Largo: 2620 mm Ancho: 2110 mm Alto: 2170 mm	Especificaciones: Capacidad: 3500 kg Material refractario: Ladrillos de 2 in LowDuty Potencia del ventilador: 3,0 kW Potencia del motor: 7,5 kW Ciclo de fusión: 2 horas
Principio de funcionamiento: El horno rotatorio se usa para fundir la escoria proveniente del primer proceso de fusión. Este tipo de hornos calientan la carga a través de convección. Se evita la pérdida de calor a través del uso de material refractario a lo largo del cuerpo del horno. Este equipo cuenta con un motor que le permite el giro completo del cuerpo del horno.	
Modalidad de operación: Batch	
Esquema del equipo <div style="text-align: center;">  </div>	

(WUXYWONDERY, 2021, p. 1)

Tabla 4.16. Hoja de especificación de las ollas de refinado

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 9	
Nombre del equipo: Ollas de refinado	
Fabricante: Lufeng	Modelo: LF-1323T
Dimensiones: Largo: 2 200,00 mm Ancho: 2 200,00 mm Alto: 1 421,10 mm	Especificaciones: Capacidad: 5-100 t/d Potencia del motor: 350 kW Espesor: 20-60 mm
Principio de funcionamiento: La planta de refinado tiene como función principal, el aumento de la concentración del plomo en el producto final. Esta planta cuenta con 4 equipos principales: las ollas de refinado, una bomba de plomo, un horno y una máquina de fundición.	
Modalidad de operación: Batch	
Esquema del equipo <div style="text-align: center;">  </div>	

(Lufeng, 2021, p. 1)

Tabla 4.17. Hoja de especificación del separador ciclónico

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 10	
Nombre del equipo: Separador ciclónico de partículas	
Fabricante: TIANYI	Modelo: CLT/A2.0
Dimensiones: Diámetro: 200 mm Altura: 500 mm	Especificaciones: Concentración permitida de polvos: 150 g/m ³ Velocidad de entrada: 18 m/s Caudal de gas: 440 m ³ /h
Principio de funcionamiento: Los ciclones son equipos de recolección de partículas. El flujo de gas entra al equipo y a través de la creación de vórtices a través de movimientos rotacionales producidos por corrientes de aire, se logra la separación de partículas finas. El movimiento permite que las partículas se separen al pegarse estas a las paredes.	
Modalidad de operación: Continuo	
Esquema del equipo <div style="text-align: center;">  </div>	

(TIANYI, 2021, p. 1)

Tabla 4.18. Hoja de especificación de la torre de adsorción

HOJA DE ESPECIFICACIÓN N° 11	
Nombre del equipo: Torre de adsorción	
Fabricante: Botou Yite	Modelo: YT-04PL600
Dimensiones: Diámetro: 600 mm Altura: 2 800 mm	Especificaciones: Concentración de SO ₂ en la entrada(m/m): 26,33 % Concentración de SO ₂ en la salida(m/m): 0,80 % Espesor: PP-A/6 Tamaño de la tobera: 200 mm Tamaño del tanque de agua Largo: 500 mm Ancho: 400 mm Alto: 450 mm Potencia de la bomba: 0,75 kW
Principio de funcionamiento: Los gases de combustión entran en la parte inferior de la columna. Al ascender a través del equipo los rociadores ponen en contacto los gases con la lechada de cal. La reacción de neutralización se da en dos fases y la corriente de gas purificado sale por la parte superior de la torre de adsorción.	
Modalidad de operación: Continuo	
Esquema del equipo	
	

(Botou Yite, 2021, p. 1)

4.5. PLANIFICACIÓN DE LA PRODUCCIÓN

El proceso de valorización de baterías de auto en desuso es de tipo continuo. En procesos como la fundición o neutralización la operación arranca una vez juntado el material requerido para el funcionamiento del equipo, es decir trabajan por lotes. Se estableció una triple jornada laboral de 8 horas cada jornada, en turnos rotativos, por lo que la planta trabajará un total de 24 horas diarias, iniciando el primer turno a las 6:00 am hasta las 14:00 pm, el siguiente turno iniciará a las 14:00 pm y culminará a las 22:00 pm y el último turno iniciará a las 22:00 pm y terminará a las 6:00 am del siguiente día.

La jornada laboral inicia con el transporte de las baterías de la bodega de materia prima hacia el área de desmontaje, o en su defecto el acopio de baterías en la bodega de materia prima. La operación de desmontaje tiene un tiempo aproximado de 3 h entre 6 personas trabajando a la vez. La trituradora tiene una capacidad de 100 t/h por lo que en menos de una hora se terminaría de moler el total del material diario. En el caso de la criba se trata de un proceso en continuo, el material pasa a través del separador hidrodinámico que al igual que la criba es de tipo continuo, cada proceso tiene una duración de 30 minutos aproximadamente.

El horno de crisol funcionará a través de lotes que se cargan en el crisol, cada lote se tarda en fundir un aproximado de 2 horas. El horno rotatorio también funciona por lotes y tiene un tiempo de trabajo por lote de 2 horas. El plomo se recolecta para ingresar al proceso de refinado el cual tiene una duración de 2 horas. El tratamiento de gases se realiza en continuo y el equipo tiene una capacidad de procesamiento de hasta 1 500 m³/h, al ser el flujo de gases un tercio aproximado de la capacidad del equipo, el equipo está en la capacidad de trabajar durante 20 minutos y completar el tratamiento de los gases.

El acopio de baterías chatarra se realizará una vez cada 15 días, con la finalidad de mantener el stock de materia prima. El mantenimiento de los equipos se realizará cada 3 meses con el fin de mantener la integridad de los mismos o cuando el equipo lo requiera si se presenta una falla. La limpieza de los equipos se realizará

de manera mensual, con excepción de los dos hornos los cuales requieren de limpieza semanal para evitar el daño del equipo y del producto. La planificación de la producción diaria se presenta a través de un diagrama de Gantt en la Tabla 4.19.

4.6. DIAGRAMA DE BLOQUES

El diagrama de bloques presentado en la Figura 4.17. indica los procesos principales para la valorización de baterías usadas de automóviles. Cada uno de los procesos indicados en el diagrama de bloques han sido descritos y explicados en los capítulos anteriores y desarrollados a través del balance de masa.

El proceso iniciara con el ingreso de 1 022 baterías a la planta de producción. La finalidad de cada operación unitaria presente en el diagrama de bloques planteado es la de obtener los productos con la pureza deseada. Con este fin los procesos de separación y filtración buscan la eliminación de impurezas o la separación de un producto específico del resto de productos.

Los procesos de transformación como las reacciones en este caso ayudan a la purificación de productos o en su defecto la producción de los materiales deseados como es el caso de la desulfurización. Los dos procesos de fundición se plantearon para la obtención del plomo y para su purificación, con la búsqueda de aprovechar la totalidad del plomo presente en las baterías.

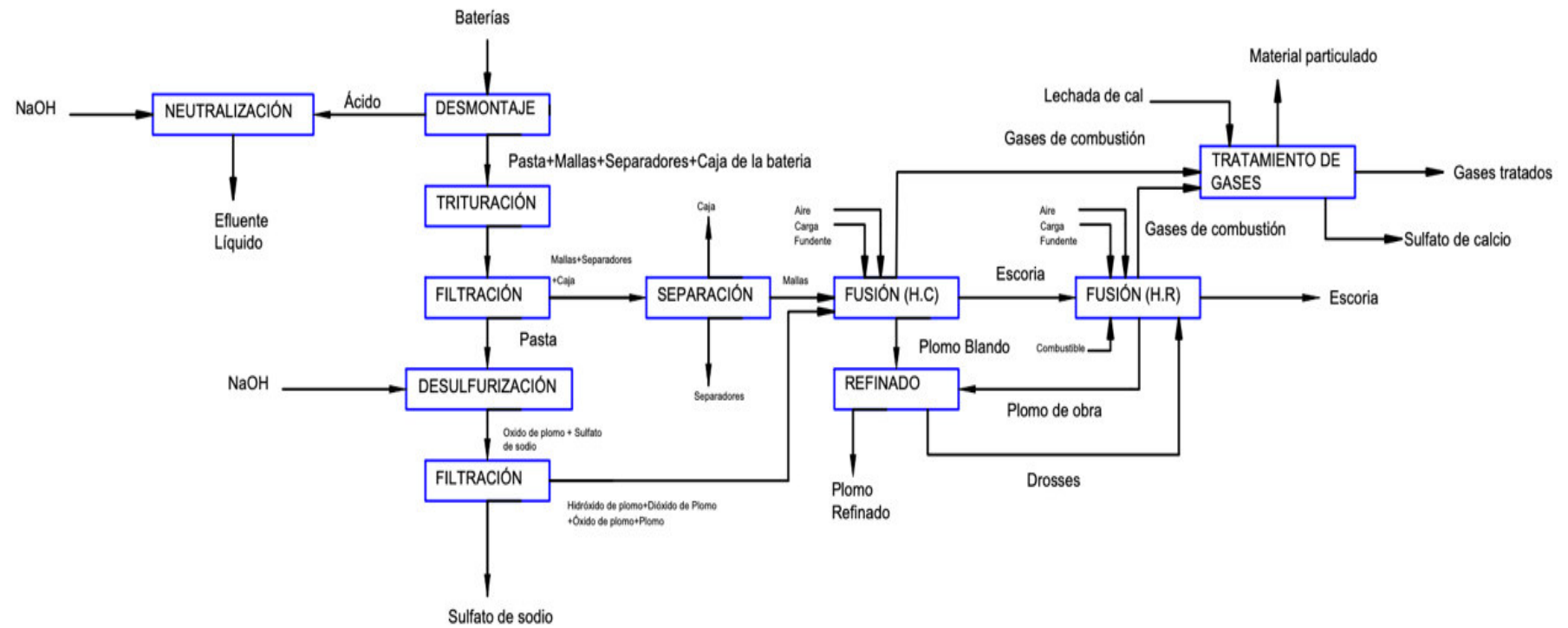


Figura 4.17. Diagrama de bloques del proceso de valorización de baterías de auto chatarra

4.7. DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO

El diagrama de flujo (PFD), se realizó en función del diagrama de bloques de la sección 4.6. El diagrama de flujo es una representación gráfica a partir de figuras de los equipos principales que indican el funcionamiento del proceso productivo. El PFD de la planta de valorización de baterías de auto en desuso se realizó en función del Manual de Ingeniería de Diseño de la empresa Petróleos de Venezuela S.A. (PDVSA,1994).

El diagrama de flujo de procesos presenta un primer vistazo a los equipos sugeridos dentro del proceso productivo, junto con la identificación de los equipos a través de un código. Este tipo de diagrama también incluye la etiqueta de cada equipo y las dimensiones del equipo a utilizarse a través de un cuadro de texto localizado en la parte superior del plano.

Cuenta también con condiciones de operación a través de una tabla que incluyen la temperatura y presión de las diferentes entrada y salidas de los procesos. Cada corriente cuenta con un nombre que la identifica dentro del plano. Esta tabla incluye datos también del flujo másico, y del estado de agregación de la materia.

En la Figura 4.18 se indica el diagrama de Flujo del proceso y representa el plano número 1. El plano número 2 se usó para identificar la simbología del plano 1 y está representado por la Figura 4.19.

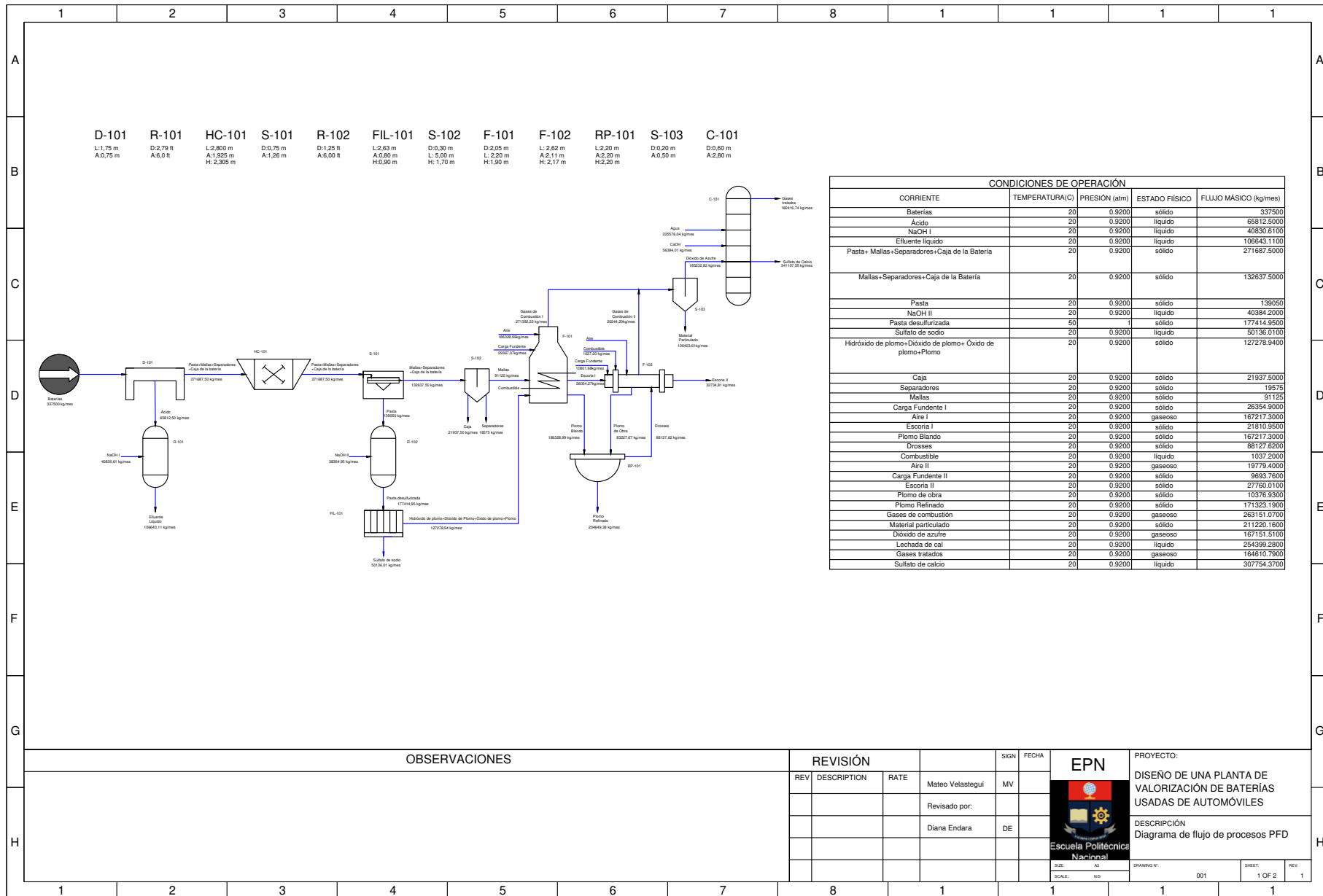


Figura 4.18. Diagrama de flujo del proceso de valorización de baterías de auto en desuso


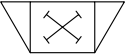




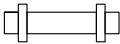



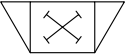




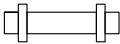



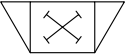




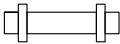



	1	2	3	4	5	6	7	8	1	1	1	1																														
A	<table border="1"> <thead> <tr> <th>Símbolo</th> <th>Equipo</th> <th>Abreviatura</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td></td> <td>Reactor</td> <td>R</td> </tr> <tr> <td></td> <td>Trituradora de martillos</td> <td>HC</td> </tr> <tr> <td></td> <td>Criba</td> <td>S</td> </tr> <tr> <td></td> <td>Filtro prensa</td> <td>FIL</td> </tr> <tr> <td></td> <td>Separador</td> <td>S</td> </tr> <tr> <td></td> <td>Horno</td> <td>F</td> </tr> <tr> <td></td> <td>Horno rotatorio</td> <td>F</td> </tr> <tr> <td></td> <td>Ollas de refinado</td> <td>RP</td> </tr> <tr> <td></td> <td>Torre de adsorción</td> <td>C</td> </tr> </tbody> </table>												Símbolo	Equipo	Abreviatura		Reactor	R		Trituradora de martillos	HC		Criba	S		Filtro prensa	FIL		Separador	S		Horno	F		Horno rotatorio	F		Ollas de refinado	RP		Torre de adsorción	C
Símbolo													Equipo	Abreviatura																												
													Reactor	R																												
													Trituradora de martillos	HC																												
													Criba	S																												
													Filtro prensa	FIL																												
													Separador	S																												
													Horno	F																												
													Horno rotatorio	F																												
													Ollas de refinado	RP																												
	Torre de adsorción	C																																								
B																																										
C																																										
D																																										
E																																										
F																																										
G																																										
H	OBSERVACIONES				<table border="1"> <thead> <tr> <th colspan="3">REVISIÓN</th> <th>SIGN</th> <th>FECHA</th> </tr> <tr> <th>REV</th> <th>DESCRIPTION</th> <th>RATE</th> <th></th> <th></th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td></td> <td></td> <td></td> <td>Mateo Velastegui</td> <td>MV</td> </tr> <tr> <td></td> <td>Revisado por:</td> <td></td> <td></td> <td></td> </tr> <tr> <td></td> <td>Diana Endara</td> <td></td> <td>DE</td> <td></td> </tr> </tbody> </table>			REVISIÓN			SIGN	FECHA	REV	DESCRIPTION	RATE						Mateo Velastegui	MV		Revisado por:					Diana Endara		DE				PROYECTO: DISEÑO DE UNA PLANTA DE VALORIZACIÓN DE BATERÍAS USADAS DE AUTOMÓVILES DESCRIPCIÓN Diagrama de flujo de procesos PFD							
REVISIÓN			SIGN	FECHA																																						
REV	DESCRIPTION	RATE																																								
			Mateo Velastegui	MV																																						
	Revisado por:																																									
	Diana Endara		DE																																							
				ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL		DRAWING N°: 001		SHEET: 1 OF 2		REV: 1																																
	1	2	3	4	5	6	7	8	1	1	1	1																														

Figura 4.19. Simbología del Diagrama de flujo del proceso de valorización de baterías de auto en desuso

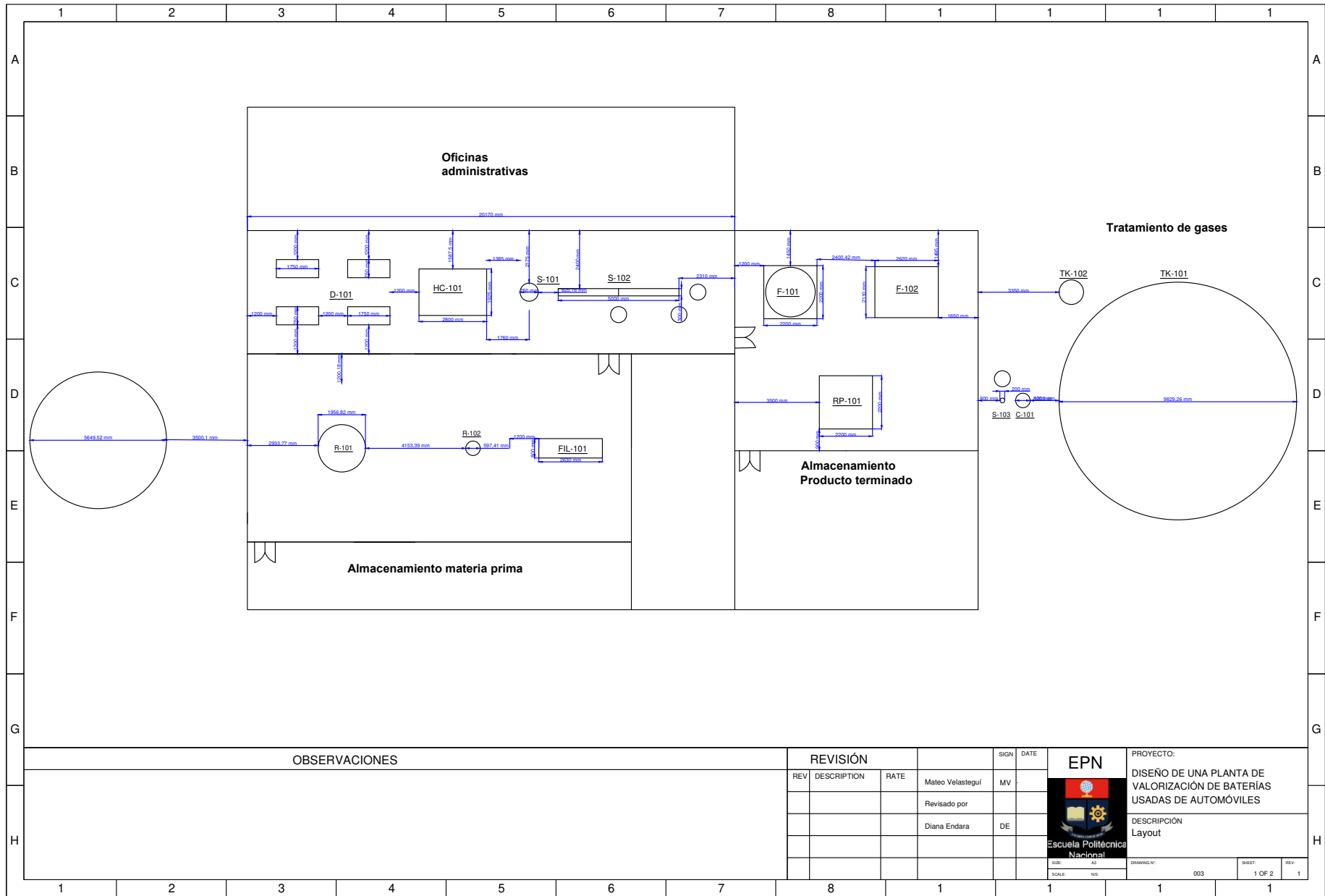
4.8. LAYOUT Y PLANOS DE ELEVACIÓN

El layout es el plano que indica la disposición de los equipos en el espacio físico del área de producción, además de indicar las diferentes secciones de la planta. Los planos de elevación representan la vista lateral de la planta, con los equipos y sus dimensiones reales, además de las líneas de tubería que existen y como se conectan a lo largo del proceso productivo.

Cada equipo fue dibujado en función de las dimensiones indicadas tanto en las hojas de especificación de la sección 4.4 como de las dimensiones indicadas en el PFD de esta sección. Para la separación de cada equipo se tomó en cuenta la normativa establecida por el Manual de Ingeniería de Diseño de la empresa Petróleos de Venezuela SA (PDVSA,1994).

Las dimensiones de cada equipo se expresan en milímetros al igual que la separación de cada equipo. Como se indica en la Figura 4.20 existe un total de 4 zonas dentro de la planta: La zona de producción, la zona de administración y dos bodegas, la zona de producción se divide a su vez en tres subzonas debido a los procesos involucrados y la zona de fundición al trabajar a altas temperaturas se divide del resto de zonas para evitar un alza en la temperatura ambiente que pueda afectar al proceso.

En el caso de los planos de elevación se establecieron 3 sectores que involucran los equipos principales como se observa en la Figura 4.21. El Sector 1 está conformado por: las mesas de desmontaje, la tritura de martillos, la criba vibratoria y el separador hidrodinámico. En el Sector 2 se observa el tanque de neutralización, el tanque de desulfurización y el filtro prensa, junto con la tubería que los une. El Sector 3 es donde se encuentran los equipos de fundición.



OBSERVACIONES

REVISIÓN

SIGN DATE

EPN

PROYECTO:
DISEÑO DE UNA PLANTA DE
VALORIZACIÓN DE BATERÍAS
USADAS DE AUTOMÓVILES

DESCRIPCIÓN
Layout

SIZE: A3	DRAWING N°:	SHEET: 1 OF 2	REV: 1
SCALE: NS	003		

Figura 4.20. Layout de la planta

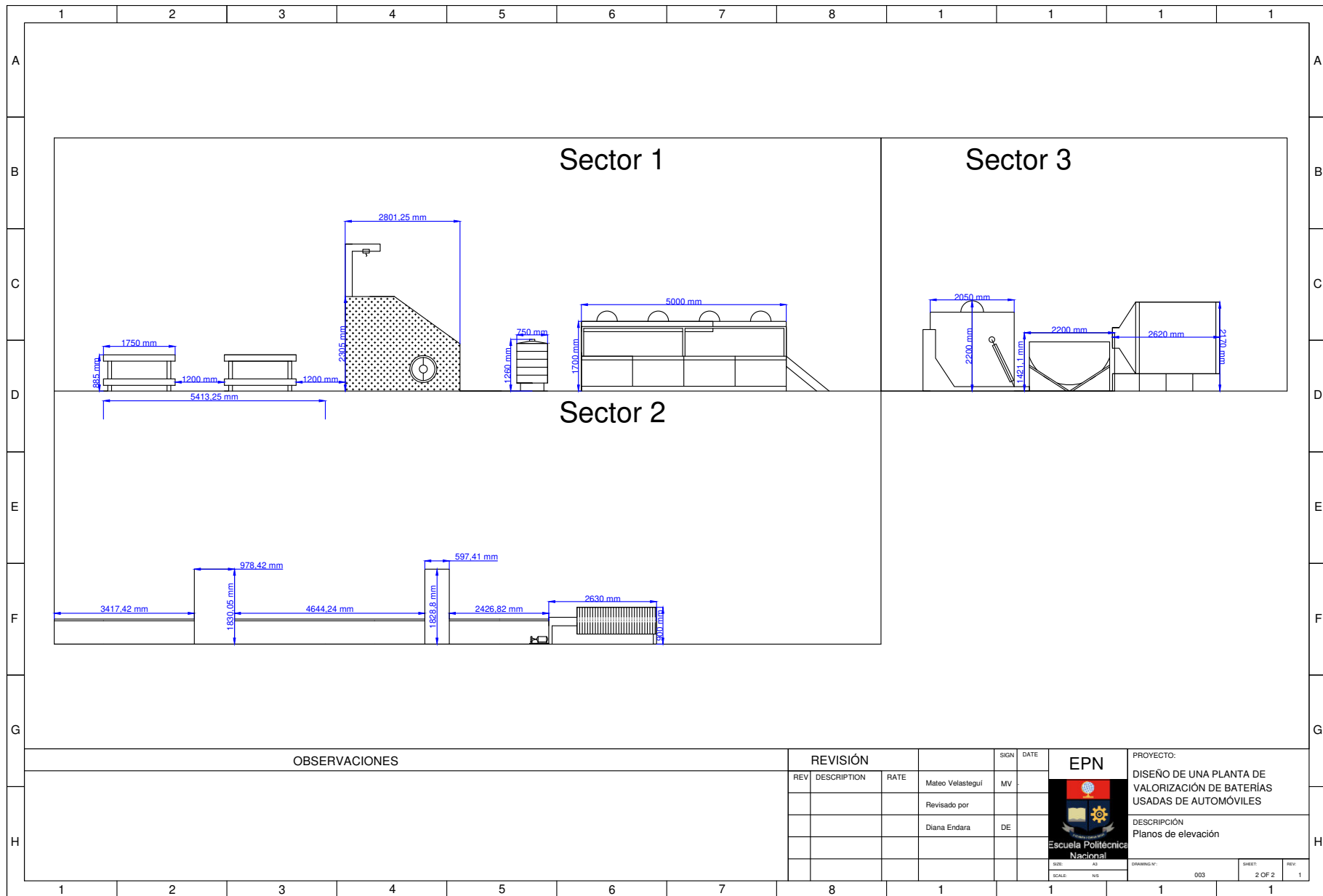


Figura 4.21. Planos de elevación

4.9. DIAGRAMA DE TUBERÍAS E INSTRUMENTACIÓN (P&ID)

El diagrama de tuberías e instrumentación para la planta de valorización de baterías usadas de automóviles esquematiza el proceso productivo a través de las líneas de alimentación y salida de cada equipo. Además de brindar información sobre los lazos de control automático que aseguran el correcto funcionamiento de cada equipo. Este diagrama tiene como base el diagrama de flujo de procesos realizado en la Sección 4.7, se diferencia principalmente por ofrecer un esquema más detallado e incluir las líneas de tubería y de control. El diagrama de tuberías e instrumentación se realizó en función del Manual de Ingeniería de Diseño de la empresa Petróleos de Venezuela S.A. (PDVSA,1994).

Dentro de la planta se establecieron ocho lazos de control en 5 equipos diferentes como se observa en la Figura 4.22. Los equipos y el tipo de sensores que se incluyeron se indican en la Tabla 4.20. Se usó una unidad de control y cada lazo tiene una válvula que se abre o cierra dependiendo de los requerimientos del controlador. La simbología usada en el diagrama se indica en la Figura 4.23.

Tabla 4.20. Equipos se control

Equipo	Sensor
Reactor-101	Sensor de nivel
	Sensor de presión
Reactor-102	Sensor de nivel
	Sensor de presión
	Sensor de temperatura
Separador-102	Sensor de nivel
Horno-101	Sensor de temperatura
Horno-102	Sensor de temperatura

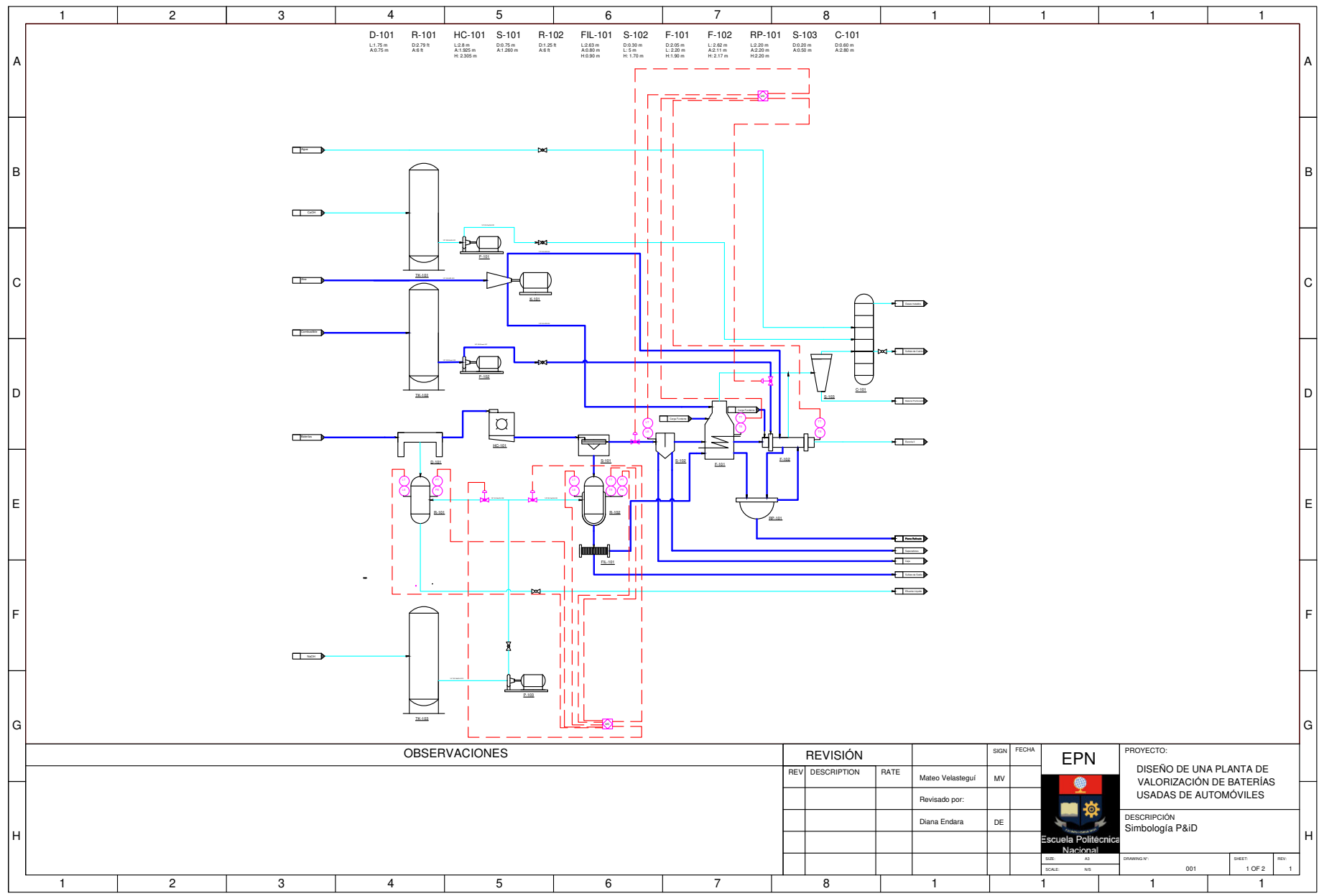


Figura 4.22. P&ID del proceso de valorización de baterías de auto en desuso


















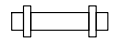






	1	2	3	4	5	6	7	8	1	1	1	1				
A													A			
B	Símbolo	Equipo	Abreviatura	Símbolo	Equipo	Abreviatura	Símbolo	Equipo	Abreviatura							
C		Reactor	R		Ciclón	S		Transmisor de presión	PT							
D		Trituradora de martillos	HC		Bomba	P		Controlador	UC							
E		Criba	S		Tanque de almacenamiento	TK		Proceso principal	-							
F		Filtro prensa	FIL		Valvula de bola	-		Proceso secundario	-							
G		Separador	S		Sensor de nivel	LE		Corriente de control	-							
H		Horno	F		Transmisor de nivel	LT										
I		Horno rotatorio	F		Sensor de temperatura	TE										
J		Ollas de refinado	RP		Transmisor de temperatura	TT										
K		Torre de adsorción	C		Sensor de presión	PE										
L	OBSERVACIONES						REVISIÓN			SIGN	FECHA	EPN				
M							REV	DESCRIPTION	RATE	Mateo Velastegui	MV	 PROYECTO: DISEÑO DE UNA PLANTA DE VALORIZACIÓN DE BATERÍAS USADAS DE AUTOMÓVILES DESCRIPCIÓN: Simbología P&ID				
N										Revisado por:					Diana Endara	DE
O																
P																
Q							SCALE:	NS	DRAWING NO:	002	SHEET:	2 OF 2	REV:	1		
R	1	2	3	4	5	6	7	8	1	1	1	1				

Figura 4.23. Simbología del P&ID del proceso de valorización de baterías de auto en desuso

5. ESTUDIO DE PREFACTIBILIDAD ECONÓMICA

Una vez realizados los cálculos y el diseño correspondiente, se procederá al análisis de pre factibilidad económica planteando un supuesto de abastecimiento y venta de productos de la planta en función del mercado disponible. El estudio se realizará con el fin de comprobar la viabilidad económica de la propuesta de producción. Para cumplir este fin, se realizará el flujo de caja, con lo que se determinará el valor actual neto (VAN) y la tasa interna de retorno (TIR).

5.1. ESTUDIO FINANCIERO

En el estudio financiero del proyecto se indican las entradas y salidas monetarias del proyecto, los cuales se definen como ingresos para las entradas y como egresos para las salidas de capital.

5.1.1. EGRESOS

5.1.1.1. Inversiones

Se define como inversión al uso de una cantidad de dinero dentro de una empresa o en la compra de acciones, con el fin de postergar el beneficio del mismo, el cual puede ser mayor o menor (BBVA,2018, p. 1).

Las inversiones dentro del proyecto se dividen en:

- **Activos fijos:** se refiere al uso de la inversión para la compra de requerimientos físicos como son los terrenos, la infraestructura, la maquinaria, etc.

- Preoperativos: este apartado se refiere a todos los requerimientos posteriores al inicio de la operación de la planta. La inversión se usa en: estudios, permisos, imprevistos y puesta en marcha.
- Capital de trabajo: es la cantidad de dinero que una empresa o institución financiera necesita para desarrollar sus actividades de manera normal (Konfío, 2018, p.1).

En la Tabla 5.1 se indica cómo se divide la inversión dentro del proyecto, junto con el valor monetario correspondiente.

Tabla 5.1. Costo total de la inversión

Denominación	Costo (USD)
Costo del terreno	140 000,00
Infraestructura	30 996,00
Maquinaria	62 707,00
Estudios previos	5 500,00
Capital de trabajo	1 936 719,59
Total	2 175 922,59

El costo del terreno se determinó en función de la oferta de terrenos de las dimensiones requeridas en la zona establecida de la localización de la planta en el Capítulo 2. La infraestructura se calculó en función de las dimensiones del terreno con un total de 1200 m² de construcción, según valores del mercado local el metro de construcción para estructuras tipo galpón está en 25,83 USD (CYPE, 2021, p. 1). Los costos de la maquinaria se estimaron en función de catálogo y las hojas de especificación del Capítulo 4, todos los equipos serán importados de China y Japón. El costo de los estudios se definió como 5 500,00 USD en función del trabajo a realizarse (Easymaint, 2021, p. 1). Por último, el capital de trabajo se calculó en función de los egresos deducibles del primer año de operación y es igual al 50 % del total de los egresos deducibles de impuestos (Konfío, 2018, p. 1).

5.1.1.2. Egresos desembolsables

Los egresos desembolsables corresponden a salidas de capital que genera la empresa y se dividen en tres grupos principales: costos fijos, costos variables y gastos de la empresa. En la Tabla 5.2 se indican los costos fijos de la empresa. Los costos fijos de la empresa son los que la empresa debe pagar independientemente del nivel de operación de la empresa. Según la producción es necesario de un ingeniero químico a cargo de supervisar la producción, 6 operarios que realicen los procesos, un técnico de mantenimiento y de 3 guardias. En el área administrativa se requerirá de un contador y de una secretaria. El mantenimiento se estimó en un 2 % del valor de la maquinaria (Easymaint, 2021, p. 1).

Tabla 5.2. Costos fijos por salarios

Cargo	Cantidad	Sueldo (USD/mes)	Aporte al IESS (USD/mes)	Fondos de reserva (USD/mes)	Décimo tercero (USD/mes)	Décimo cuarto (USD/mes)	Costo total (USD/mes)
Ingeniero químico	1	1 000,00	111,50	83,30	1 000,00	400,00	15 737,60
Operarios	6	400,00	44,60	33,32	400,00	400,00	39 210,24
Técnico de mantenimiento	1	500,00	55,75	41,65	500,00	400,00	8 068,80
Contador	1	500,00	55,75	41,65	500,00	400,00	8 068,80
Secretaria	1	400,00	44,60	33,32	400,00	400,00	65 35,04
Guardia	3	400,00	44,60	33,32	400,00	400,00	19 605,12

(IESS,2011)

En la Tabla 5.3. se indica el total de los costos fijos al sumar el costo anual de salario y el de mantenimiento.

Tabla 5.3. Costos fijos anuales

Denominación	Costo (USD/año)
Salarios	97 225,60
Mantenimiento	1 254,14
Total	98 479,74

Los costos variables son aquellas salidas de capital que dependen de nivel de producción de la planta entre los mismos se incluye el costo de materia prima y el pago de electricidad. En el caso de las baterías que son la materia prima principal se consideró un precio de 10,00 USD, debido a que es el precio que presenta la competencia dentro de la ciudad de Quito. Los costos variables se indican en la Tabla 5.4. Se consideró el precio en el mercado local de los insumos y el precio de la energía eléctrica para este año.

Tabla 5.4. Costos variables anuales

Materia prima e insumos	Consumo anual	Costo anual (USD/año)
Baterías	270 000 baterías	2 700 000,00
NaOH	974 577,72 kg	243 644,43
Agua	2 442 233,09 kg	757,09
Ca(OH)₂	610 558,27 kg	1 769,01
Combustible	12 446,40 kg	54 950,24
Energía eléctrica	16 896,00 kW	7 179,71
	Total	3 008 300,48

(JIAQUI, 2021, p. 1; EPMAPS, 2019, p. 1; ARCONEL, 2020, p. 1)

Los gastos son salidas de capital requeridas para el desenvolvimiento del giro de negocios, entre los más usuales están: los gastos administrativos, y los gastos por ventas. Los costos administrativos corresponden al 15 % de los costos por salario anualmente en función de los cargos que se tienen en el área administrativa. Los costos de ventas se definieron como el 25 % de los costos variables anuales. La Tabla 5.5. indica los gastos anuales de la empresa (Silva D, 2021, p. 1).

Tabla 5.5. Gastos anuales

Denominación	Costo(USD/año)
Gastos administrativos	14 583,84
Gastos de ventas y distribución	752 075,12
Total	766 658,96

5.1.1.3. Egresos no desembolsables

Los egresos no desembolsables se estiman en función del costo de la maquinaria y de la infraestructura y como pierden su valor en el tiempo por su deterioro, para el cálculo de la depreciación se toma en cuenta la Ecuación 5.1.

$$Dp = \frac{V}{N} \quad [5.1]$$

Donde:

Dp: es la depreciación del activo físico (USD/año)

V: es el costo del activo físico (USD)

N: es el tiempo de depreciación (año)

La maquinaria se deprecia en un periodo de 10 años mientras que la infraestructura se deprecia en un periodo de 20 años (LORTI, 2018). Se realizará un ejemplo de cálculo para la depreciación de la infraestructura, según la Ecuación 5.1.

$$Dp = \frac{30\,996,00 \text{ USD}}{20 \text{ años}} = 1549,80 \frac{\text{USD}}{\text{año}}$$

En la Tabla 5.6 se indican los valores por egresos no desembolsables correspondientes a la depreciación de los activos físicos.

Tabla 5.6. Egresos no desembolsables

Activo	Valor (USD)	Depreciación (USD/año)
Maquinaria	62 707,00	6 270,70
Infraestructura	30 996,00	1 549,80
	Total	7 820,50

5.1.2. INGRESOS

Corresponden al ingreso de capital por la venta de los productos de la empresa y el valor de liquidación de la misma después de 6 años al valor del mercado tras la depreciación de los mismos.

5.1.2.1. Ingresos por ventas de productos

Los tres productos definidos en el capítulo 2 son plomo metálico, polipropileno y sulfato de sodio, para determinar el precio de cada producto se consultó en fuentes del mercado local y los ingresos anuales se indican en la Tabla 5.7.

Tabla 5.7. Ingresos por ventas

Producto	Cantidad	Costo	Ventas (USD/año)
Plomo	2 055 878,28 kg/año	2,36 USD/kg	4 841 593,35
Polipropileno reciclado	263 250,00 kg/año	2,00 USD/lb	1 158 300,00
Sulfato de sodio	20 547,55 canecas 20L/año	2,10 USD/caneca	43 149,84
		Total	6 043 043,19

(KITCO, 2021, p. 1; HEBEI,2021, p. 1; PULISI, 2020, p. 1)

5.1.2.2. Ingreso por liquidación de la operación

El ingreso por liquidación de la operación representa al valor monetario tras la venta de toda la operación una vez culminado el último año. En este caso se considera al último año al sexto, se realizó el cálculo con base a la depreciación de la maquinaria e infraestructura. Los valores correspondientes a dicho ingreso se indican en la Tabla 5.8.

Tabla 5.8. Gastos anuales

Denominación	Ingreso (USD)
Infraestructura	161 697,20
Maquinaria	25 082,80
Total	186 780,00

5.2. EVALUACIÓN FINANCIERA

La evaluación financiera tiene como objetivo determinar la rentabilidad de la propuesta a través del cálculo del VAN y del TIR en función del flujo de caja desarrollado.

5.2.1. FLUJO DE CAJA NETO

Se define al flujo de caja como la diferencia entre los cobros y los pagos efectuados por una empresa en un periodo determinado de tiempo. Es una representación de las entradas y salidas de capital reales y de disponibilidad de dinero de una empresa (Martínez S., 2018, p. 1). Los ingresos de capital aumentan anualmente, al considerarse el crecimiento del patio automotor en el país indicado en el Capítulo 1. En la Tabla 5.9 se presenta el flujo de caja neto del proyecto.

Tabla 5.9. Flujo de caja neto del proyecto de valorización de baterías de auto en desuso

	AÑO 0	AÑO 1	AÑO 2	AÑO 3	AÑO 4	AÑO 5	AÑO 6
INGRESOS (USD)	0,00	6.043.043,19	6.496.271,43	6.983.491,79	7.507.253,68	8.070.297,70	8.675.570,03
EGR DEDUC (USD)	0,00	-3.873.439,19	-4.155.467,36	-4.458.647,64	-4.784.566,44	-5.134.929,16	-5.511.569,08
EGR NO DESEMBOLSA (USD)	0,00	-9.820,50	-9.820,50	-9.820,50	-9.820,50	-9.820,50	-7.820,50
UAI (USD)	0,00	2.159.783,51	2.330.983,58	2.515.023,65	2.712.866,73	2.925.548,04	3.156.180,45
IMP 33% (USD)	0,00	712.728,56	769.224,58	829.957,80	895.246,02	965.430,85	1.041.539,55
UDI (USD)	0,00	1.447.054,95	1.561.759,00	1.685.065,85	1.817.620,71	1.960.117,19	2.114.640,90
ajus eg no des (USD)	0,00	9.820,50	9.820,50	9.820,50	9.820,50	9.820,50	7.820,50
ING NO SUJ IMP (USD)							
Ventas de Ed,ter, Maq (USD)							186.780,00
Recup Cap Trab (USD)							1.936.719,59
Amort pues march(USD)							
INVERSIONES							
Terrenos (USD)	-140.000,00						
Edificios (USD)	-30.996,00						
Maquinaria (USD)	-62.707,00						
Gasto puesta en marcha (USD)	-10.000,00						
Capital de trabajo (USD)	-1.936.719,59						
FLUJO NETO (USD)	-2.180.422,59	1.456.875,45	1.571.579,50	1.694.886,35	1.827.441,21	1.969.937,69	4.245.961,00

5.2.2. INDICADORES DE RENTABILIDAD

Los indicadores de rentabilidad para el proyecto son el VAN y el TIR. El Valor actual neto (VAN) representa la diferencia entre los ingresos y egresos de una operación en función de una inversión realizada. Si el valor del VAN es positivo, la inversión realizada está rindiendo una utilidad. Caso contrario si el VAN es negativo la inversión realizada generó una pérdida de capital (Santa Cruz E, 2017, p. 1).

La tasa interna de retorno (TIR) se define como la tasa de interés o de rentabilidad que ofrece una inversión. Es el porcentaje de ganancia o pérdida resultado de cualquier inversión.

Para el cálculo del VAN, se utilizó un interés máximo de 9,33 % según lo establecido por el Banco Central del Ecuador (Banco Central del Ecuador, 2021, p. 1). En la Tabla 5.10 se presentan los valores de los indicadores calculados.

Tabla 5.10. Indicadores financieros

Indicador	Valor
VAN (USD)	6 790 253,51
TIR (%)	73,12
Tiempo de recuperación de la inversión(años)	3

En función de los datos de la tabla 5.10 se establece que la inversión al tener un valor del VAN positivo y un TIR mayor a cero es factible y que el capital invertido se recuperará en el transcurso del tercer año de operación.

6. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

6.1. CONCLUSIONES

- En función de lo reportado por el mercado en el año 2017, la capacidad de la planta se estableció en el procesamiento de 225000 baterías chatarra al mes, lo que equivale a un 25% del total de baterías desechadas dentro del Ecuador.
- La valorización de baterías tuvo como objetivo el máximo aprovechamiento de las partes de la batería. En función de lo antes establecido, los productos a obtenerse son plomo metálico de alta pureza, pellets de polipropileno reciclable el cual conserva hasta el 80% de las características del material virgen y sulfato de sodio en solución. Los tres productos inciden de forma directa en la viabilidad económica del proceso planteado.
- El uso principal del plomo metálico se da en la fabricación de nuevas baterías. El polipropileno reciclado se puede usar en la fabricación de nuevas cajas de baterías, como en otros productos plásticos. El sulfato de sodio tiene aplicaciones en la industria textil. Lo que indica que cada uno de los productos son de interés en el mercado local.
- El proceso planteado tiene tres operaciones claves una para cada producto obtenido. La etapa de desulfurización implica la operación principal en la obtención del sulfato de sodio. El equipo de separación hidrodinámica permite la separación de polipropileno a través de la diferencia de densidad de este con el resto de las partes de la batería. El producto de mayor valor en el mercado es el plomo, los dos procesos de fundición permitirían obtener la mayor cantidad de plomo, con una pureza mayor al 99%.

- En función del proceso de valorización planteado se lograría recuperar un 88,11% del plomo inicial presente en las baterías, lo que equivale a 171151,87 kg de plomo al mes.
- En función del valor actual neto de la empresa (VAN) y de la tasa interna de retorno (TIR), se comprobó la viabilidad económica de la propuesta. El proyecto indica un VAN positivo de 6 790 253,51 USD en un tiempo de 6 años. La tasa interna de retorno es de 73,12 % tras finalizar los 6 años, lo que la hace mayor al 9,33% establecido por el Banco central de Ecuador.

6.2. RECOMENDACIONES

- Analizar el uso de hornos eléctricos, con el fin de reducir las emisiones gaseosas del proceso ocasionadas por la combustión de combustibles fósiles.
- Realizar la ingeniería de detalle del proceso de valorización de baterías chatarra a partir de la ingeniería básica y conceptual y así lograr determinar la viabilidad económica con mayor exactitud.
- Diseñar un filtro de sacos, con la finalidad de comparar la cantidad de material particulado de la corriente de gases de combustión que se puede separar entre los dos equipos. Con la finalidad de reducir al máximo la cantidad de sólidos liberados al ambiente.
- Estudiar la viabilidad económica y técnica de una planta de producción de baterías, usando los productos obtenidos en la planta de valorización de baterías chatarra, con la finalidad de transformar a la propuesta en una planta de procesamiento circular en la que se produzca baterías nuevas a partir de baterías chatarra.

- Realizar el diseño mecánico de los equipos, en función de las hojas de especificación. Con el fin de evaluar los costos de construcción en el país y la viabilidad técnica de los mismos.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. AIJ. (2010). DESIGN RECOMMENDATION FOR STORAGE TANKS AND THEIR SUPPORTS WITH EMPHASIS ON SEISMIC DESIGN. AIJ. Obtenido de :<https://www.ajj.or.jp/jpn/databox/2011/storagetanks2010>.(Mayo,2021).
2. AIRLIQUIDE. (2016). SOLUCION DE HIDROXIDO DE CALCIO. San Isidro : Hoja de datos de seguridad .
3. API 650-American Petroleum Institute (2016), Welded Tanks for Oil Storage(11 Ed., Junio 2007,Addendum 1: Noviembre 2008, Addendum 2: Noviembre 2009, Fecha efectiva 1 de Mayo de 2010). Washington D.C., USA: API Publishing Services
4. Aranda-Hidalgo, J. L., Martín-Santos, M. Á., & Martín-Martín, A. (2014). Nueva herramienta para la operación económica en una planta de desulfuración húmeda de los gases de combustión. Dyna (Spain), 89(3), 7. <https://doi.org/10.6036/6986>
5. Aranque, O. (2010). Planta de trituración mobil. Joyal Crusher. Obtenido de: <https://www.joyalcrusher.com/products/Mobile-Crushing-Plant.html>.(Mayo,2021).
6. ARCONEL. (2020). Catálogo de datos abiertos. Obtenido de: <https://aplicaciones.administracionpublica.gob.ec>. (Diciembre, 2021)
7. Ardiles, E. (2016). UNA EMPRESA RECUPERADORA DE PLOMO, POR MEDIO DE RECICLAJE DE BATERÍAS. Tesis de grado. Universidad de Chile. Chile
8. Arrellano, K. (2015). Desulfuración de pastas de baterías ácidas para la obtención de plomo metálico. Tesis de maestría. Instituto Politécnico

Nacional. México

9. ASG. (2020). SINK FLOAT SEPARATION TANK. ASG. Obtenido de:
<https://www.plasticrecyclingmachine.net/sink-float-separation-tank>.
(Mayo,2021).
10. ASME. (2013). "Tuberías de Vapor y Sistemas de Potencia". USA. nº B31.3.
11. ASME. (2015). "Standard specification for welded and seamless wrought steel USA. nº B36.10.
12. ASTM. (2018a). Standard Test Method for Workability Index of Fireclay and High-Alumina Refractory Plastics1. <https://doi.org/10.1520/C0181-11R18>
13. ASTM. (2018b). Standard Specification for Seamless Ferritic Alloy-Steel Pipe for High-Temperature Service. Doi:10.1520/A0335_A0335M-21^a
14. AUTOYTÉCNICA. (2018). AUTOYTÉCNICA. Obtenido de La Batería Del Auto: Funcionamiento Y Componentes. Obtenido de:
<https://autoytecnica.com/la-bateria-del-auto-funcionamiento-componentes>.(Octubre,2021).
15. Bardo, S. (2001). Estudio tecnico de Baterias. 1–40. Obtenido de:
<https://bit.ly/3t3BZJX>.(Marzo, 2021).
16. Baterías Ecuador. (2021). Empresa. Obtenido de BateriaEcuador:
<http://www.bateriasecuador.com/empresa>.(Octubre, 2021).
17. Bauer, M., Lehner, M., Schwabl, D., Flachberger, H., Kranzinger, L., Pomberger, R., & Hofer, W. (2018). Sink–float density separation of post-consumer plastics for feedstock recycling. Journal of Material

Cycles and Waste Management,20(3). <https://doi.org/10.1007/s10163018-0748-z>

18. BBVA. (2018). Banca Responsable . Obtenido de BBVA:
<https://www.bbva.com/es/que-es-la-inversion/>(Noviembre,2021)
19. BCE. (2020). Reporte de Minería. Obtenido de: <https://contenido.bce.fin.ec/documentos/Estadisticas/Hidrocarburos/ReporteMinero062020>.
(Mayo,2021).
20. BCE. (2010). Tasa de interés. Obtenido de:
<https://www.bce.fin.ec/index.php/component/k2/item/148-tasas-de-interes>. (Octubre,2021).
21. Beltran, A. (2010). ESTUDIO DE FACTIBILIDAD PARA LA IMPLEMENTACIÓN DE UNA PLANTA RECICLADORA DE PLOMO PARA UNA EMPRESA PRODUCTORA Y COMERCIALIZADORA DE BATERIAS AUTOMOTORES, UBICADA EN EL DISTRITO METROPOLITANO DE QUITO. Trabajo de titulación previo a la obtención del título de Ingeniero Comercial .Universidad Politécnica Salesiana.Ecuador
22. Bernardes, A. M., Espinosa, D. C. R., & Tenório, J. A. S. (2004). Recycling of batteries: A review of current processes and technologies. Journal of Power Sources,130(1–2),3. <https://doi.org/10.1016/j.jpowsour.2003.12.026>
23. Bolivar, G. (2019). Sulfato de sodio (Na₂SO₄): estructura, propiedades, usos, obtención. Liferder,3. Obtenido de: <https://www.liferder.com/sulfato-de-sodio>. (Mayo, 2021)
24. Boren, R. M. (2006). EUEC 2005 PahlmanTM process presentation. Electric Utilities Environmental Conference, EUEC 2005: 8th Annual Joint EPA,

DOE, EEI, EPRI Conference on Air Quality, Global Climate Change and Renewable Energy, 2006, 36.

25. Botou Yite Machinery (2021). Catalogo torres de adsorción. Obtenido de Botou Yite: https://btyite.en.com/es_ES/?spm=a2700.details.cordpanyb.2.1ee46892NmaJEt(Octubre,2021)
26. Bragagnini, V. (2009). EVALUACION DE PROPIEDADES DE LECHADAS DE CAL UTILIZADAS EN LA PRODUCCIÓN DE CARBONATO DE CALCIO PRECIPITADO. Cordoba: GISIQ .
27. Cabrera, M. (1993).RECICLAJE DE CHATARRA DE CAHATARRA DE BATERÍAS PARA EXTRACCIÓN DE PLOMO. Escuela Superior Politecnica del Litoral : Guayaquil, Ecuador.
28. Campos, E. (2020). Fundición de Plomo. Correos Del Sur, 1. Obtenido de: https://correodelsur.com/ecos/20200105_fundicion-de-plomo.html.(Mayo,2021).
29. Caudle, R.,(2004). FUNDIR MÁS CON MENOS. 2001, 2–4. Obtenio de: <https://journals.openedition.org/bifea/567>. (Mayo,2021).
30. Constitución del Ecuador. (2008).Codigo del trabajo. Art. 47. 16 de diciembre de 2015. (Ecuador).
31. Cydsa. (2015). Propiedades hidroxido de sodio. Santa Clara , México , México.
32. CYPE. (2021). UBRO EAM020: ESTRUCTURA METÁLICA REALIZADA CON CERCHAS. Obtenido de: http://www.ecuador.generadordeprecios.info/obra_nueva/Estructuras/Acero/Montajes_industrializados/EAM020_Est

ruct_ura_me_talica_realizada_con_c.htm.(Diciembre, 2021)

33. DAEWOO. (2021). Dimensiones de una batería . Información general de la batería Chery QQ3. DAEWOO, Seúl.
34. DAHAN. (11 de Octubre de 2021). Xinxiang Dahan Vibrating Machinery Co., Ltd. Obtenido de Made-in-China. Obtenido de: https://es.made-in-china.com/co_dahan2685386/product_Xinxiang-Dahan-Stainless-Steel-Dh-800-Vibrating-Sieve-Professional-Vibration-Sieve-Shaker-Machine-High-Quality-Vibrating-Screen_eornnnerg.html. (Octubre,2021).
35. De Angelis, G., Medici, F., Montereali, M. R., & Pietrelli, L. (2002). Reuse of residues arising from lead batteries recycle: A feasibility study. *Waste Management*, 22(8), 21. [https://doi.org/10.1016/S0956-053X\(02\)00082-X](https://doi.org/10.1016/S0956-053X(02)00082-X)
36. Easymaint. (15 de Octubre de 2021). *SOFTWARE DE MANTENIMIENTO (CMMS) PARA TODO TIPO DE INDUSTRIAS*. Obtenido de Easymaint make it simple: <https://www.easymaint.net/es> .(Noviembre,2021).
37. EFE. (2019). Parque automotor de Ecuador creció en 1,4 millones de vehículos en una década. *El Comercio*, 1. Obtenido de: <https://www.elcomercio.com/actualidad/negocios/parque-automotor-ecuador-crecimiento-decada.html>. (Mayo,2021)
38. ENGITEC. (2000). *PROCESO ENGITEC-CX*. Obtenido de ENGITEC: <http://www.engitec.com>.(Septiembre,2021).
39. EPMAPS. (2019). *PLIEGO TARIFARIO EPMAPS*. Obtenido de: <https://www.aguaquito.gob.ec/wp-content/uploads/2019/06/Pliego-Tarifario-EPMAPS-05.2019>
40. europalet. (2021). *Europalet Reciclado Homologado EUR EPAL 1ª Especial*.

Obtenido de europalet: <https://www.europalet.com/palets-1200-x-800>.(Octubre,2021)

41. Ercros. (2016). Acido Sulfurico,1. Obtenido de <http://www.ercros.es/>(Enero,2021)
42. Errington, B., Hawkins, P., & Lim, A. (2010). Isasmelt™ Para Reciclaje De Plomo. *Journal of Power Sources*, 1-12. Obtenido de: https://www.isasmelt.com/en/download/TechnicalPapersIsasmelt/ISAS_MELT. (Enero,2021).
43. Flores, E., & Orellana, R. (2014). *DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE UN HORNO DE CRISOL PARA ALEACIONES NO FERROSAS*. Ciudad Universitaria : Universidad de El Salvador .
44. Galvis, N.(2014). *CARACTERIZACIÓN DEL POLIPROPILENO RECICLADO DISPONIBLE A PARTIR DE TAPAS, PARA REINCORPORARLO EN PROCESOS PRODUCTIVOS, MEZCLADO CON POLIPROPILENO VIRGEN*. Bogota: Universidad EAFIT.
45. GoodFellow. (2020). Polipropileno (PP). *Catalogo de Materiales*, 1(1), 1. Obtenido de: <https://www.goodfellow.com/catalogue/>.(Mayo,2021)
46. Gutierrez, A. (2018). *La batería del coche: cómo funciona y cuánto dura*. Obtenido de RODES: <https://www.ro-des.com/mecanica/bateria-del-coche-como-funciona-y-cuanto-dura>.(Septiembre,2021).
47. Hurtado, C. V. (2005). *Tecnologías De Desulfuración De Gases*. *Revista Metalúrgica* N°, 26, 11.
48. HEBEI. (2021). *Productos polimericos*. https://es.made-in-china.com/co_benjinxin/. (Diciembre, 2021)

49. IDA. (2019). *Baterías de automóviles: tipos y características*. Obtenido de Autoridad deconduccióninternacional:<https://idaoffice.org/es/posts/car-batteries-types-and-characteristics-es>.(Septiembre,2021)
50. IESS. (2021). Servicios y prestyaciones (AFILIADOS). Obtenido de: <https://www.iesgob.ec/en/web/afiliado/servicios-y-prestaciones>.(Diciembre, 2021)
51. INEN. (2011). Tuberías de Vapor y Sistemas de Potencia. Primera edición. *Ecuador nº 2533:2011*.
52. INEC. (2020). Anuario de estadísticas de transporte. INEC,4. Obtenido de: [https:// www.ecuadorencifras .gob.ec/transporte](https://www.ecuadorencifras.gob.ec/transporte). (Marzo, 2021).
53. IPCC. (2006).Produccion de plomo(emisiones de proceso). Guia Tecnologica Metalurgia del plomo-PRTR.Capitulo 4. 82
54. JIAQUI.(2021). REACTIVOS QUÍMICOS. Obtenido de: https://www.googleadservices.com/pagead/aclk?sa=L&ai=DChcSEwjTqKSViKv1AhUVj4YKHeJCCosYABACGgJ2dQ&ae=2&ohost=www.google.com&cid=CAESPD2Tk2Y2Cm5yIIm4dhZKzKV_YnL9wGmITZd0gSanDyQ2aqJunKFSsQbwhEuxnWsMH9CF2e_pYn1RWcWwl0Q&sig=AO64_2S7_zsPer0HX4Ss7c3HzRWYF6ENQ&q&adurl&ved=2ahUKEwiU9pyViKv1AhUKRjABHfZhdDucQ0Qx6BAgEEA. (Diciembre, 2021)
55. Jiménez, C. (2018). MECÁNICA DE FLUIDOS: VISCOSIDAD Y TURBULENCIA. *CEDA - TEC Digital*, 23.
56. Karagoz, I., Avci, A., Surmen, A., & Sendogan, O. (2013). Design and performance evaluation of a new cyclone separator. *Journal of Aerosol Science*, 59, 35. <https://doi.org/10.1016/j.jaerosci.2013.01.010>
57. KITCO. (2021). Precio plomo. Obtenido de:

<https://www.preciooro.com/precio-plomo.html>. (Diciembre, 2021)

58. Knežević, M., Korać, M., Kamberović, Ž., & Ristić, M. (2010). Possibility of secondary lead slag stabilization in concrete with presence of selected additives. *Metalurgija*, 16(3), 5.
59. Kolczyk, E., Miczkowski, Z., & Czernecki, J. (2017). Numerical investigation of heat exchange in rotary furnace. *Archives of Metallurgy and Materials*, 62(1), 4. <https://doi.org/10.1515/amm-2017-0020>
60. Konfío . (2018). *Capital de trabajo* . Obtenido de konfio: <https://konfio.mx/tips/diccionario-financiero/que-es-el-capital-de-trabajo>. (Octubre, 2021)
61. Lambert, K. (2014). ¿Qué es el flujo de gases? *CFBT-BE*, 2.
62. Lema, J. (2006). Tecnologías alternativas para el tratamiento de concentrados complejos de plomo . *Revista Metalúrgica* , 53.
63. León Galindo, A. J., & Ortega, M. K. (2013). Estudio Del Proceso De Desulfuración De Petróleo Y Su Aplicación En Los Crudos Pesados Y Extrapesados. 14–18. Tesis de grado. Universidad de Oriente. Venezuela.
64. Líderes. (2017). La batería que surge del reciclaje en Baterías Ecuador. *Revista Líderes*, 1.
65. Líderes. (2015). La industria del plástico padece una contracción. *Revista Líderes*, 1.
66. Liu, P., Li, B., Cheung, S. C. P., & Wu, W. (2016). Material and energy flows in rotary kiln-electric furnace smelting of ferronickel alloy with energy saving. *Applied Thermal Engineering*, 109.

<https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2016.08.095>

67. LORTI. (2018). *DEPRECIACIÓN DE ACTIVOS FIJOS* . Quito: Cámara de Comercio de Quito.
68. Lufeng. (2021). *Xiangtan Lufen Machinery Co.* . Obtenido de Made-in-China: https://es.made-in-china.com/co_57b53c7ae987cb9b/product_Lead-Refining-Stainless-Steel-Made-Scrap-Large-Lead-Melting-Pot_eehyerrsy.html.(Octubre,2021).
69. Maccagni, M., & Guerrini, E. (2020). The lead acid battery recycling plant of the future. *World of Metallurgy - ERZMETALL*, 73(1),7.
70. Massa. J. (2015). *RECIPIENTES*. Obtenido de: http://www.cat.calc_est_2_im.efn.uncor.edu/wp-content/uploads/2013/10/Cap-16_RECIPIENTES. (Noviembre, 2021).
71. Mata, M., Anglada, M., & Alcalá, J. (2002). Ecuaciones de Dureza Para la Caracterización de Metales Mediante Indentación Puntiaguda. *Anales de Mecánica de La Fractura*, 19. Obtenido del Congreso de propiedades mecánicas de sólidos de Gandia.
72. May, G. J., Davidson, A., & Monahov, B. (2018). Lead batteries for utility energy storage: A review. In *Journal of Energy Storage* (Vol. 15, p. 3). <https://doi.org/10.1016/j.est.2017.11.008>
73. McCabe, W. L., Smith, J. C., & Harriott, P. (2007). *Operaciones Unitarias en Ingeniería Química*. McGraw-Hill.6. Nueva York. Estados Unidos.
74. Ministerio del Ambiente Ecuatoriano . (2014). *PRESTADORES DE SERVICIO (GESTORES) PARA EL MANEJO DE MATERIALES PELIGROSOS* . Ecuador : MAE.

75. NILEM. (2018). Trituradoras de martillo. Trituradora De Martillo. Obtenido de: <https://es.nilemining.ltd/jawcrusher/52.html>.(Mayo,2021).
76. OMS. (2019). Reciclaje de baterías de plomo-ácido usadas: consideraciones sanitarias 2019. OMS, 1(Salud), 11;12.
77. Osorio, S. (2013). Dinámica de Fluidos . *Universidad Panamericana del Puerto* , 10.
78. PDVSA. (1994). *Manual de Ingeniería de Diseño de la empresa Petróleos de Venezuela SA* . Caracas : PDVSA.
79. Perry, R. (1992). *Manual del Ingeniero Químico* . Nueva York : McGraw Hill. 6-18.
80. PETROBRAS . (2016). *Diesel 50* . Asunción : PETROBRAS.
81. PlasticsEurope. (2019). Plásticos-Situación, 1. Obtenido de: <https://www.plasticseurope.org>.(Febrero, 2021).
82. Prado Alves, G., Almeida Rocha, B., Ferreira Nunes, I., Brumano Coelho Amaral, I., & Barbosa Reis, A. (2020). Construção de um módulo filtro prensa e avaliação do funcionamento por meio da eficiência de filtração. *The Journal of Engineering and Exact Sciences*, 6(4), 3. <https://doi.org/10.18540/jcecvl6iss4pp0474-0479>
83. Premier. (2021). *Seperador de plásticos* . Obtenido de Premier Tech : https://www.premiertech.pt/ES/produtos_tratamento_separadoresHidro.html .(Octubre, 2021).
84. PULISI. (2020). Sulfato de sodio. Obtenido de: <https://es.made-in-china.com/manufacturers/sodium-sulfate.html>. (Diciembre, 2021)

85. Quimi, V., & Palomino, F. (2012). DESULFURIZACIÓN DE LA PASTA DE PLOMO Y PRODUCCIÓN DE SULFATO DE SODIO . *Universidad de Guayaquil* , 58.
86. QUIMIPUR. (2012). *ÁCIDO SULFÚRICO BATERÍAS QP*. Obtenido de QUIMIPUR S.L.U.: <http://quimipur.com/productos/productos-quimicos/acido-sulfurico-baterias>.(Octubre,2021)
87. Quiroga, J., Flores, E., Coba, A., & Tapia, J. (2020). Diseño e implementación de un sistema de control para un horno de crisol. *Minerva*, 1(2). <https://doi.org/10.47460/minerva.v1i2.9>
88. Ramírez, S. M., & Viteri, H. A. (2014). Diagnóstico de la problemática ambiental causada por el desecho de las baterías del parque automotor del cantón Cuenca (Vol. 1). Tesis de grado. Univeridad de Cuenca. Ecuador.
89. Rovin, S. L., & Rovin, L. E. (2020). Constructive features of rotary furnaces. *Litiyo i Metallurgiya (FOUNDRY PRODUCTION AND METALLURGY)*, 4, 5–10. <https://doi.org/10.21122/1683-6065-2020-4-49-59>
90. Saldariaga, D. (2009). Fabricación de ladrillos aislantes y revestimientos cerámicos con diatomitas de San Juan, Argentina. Obtenido de:<https://pirhua.udep.edu.pe/handle/11042/1491>
91. Santa Cruz, E. (2017). Fundamentos financieros: el valor actual neto (VAN). *CONEXIONESAN*, 1.
92. Scott, J.(2017). Poderes Calóricos de algunos Combustibles. Obtenido de: <https://www.recope.go.cr/productos/sistema-de-calidad/poderes-caloricos-de-algunos-combustibles>.(Septiembre, 2021)

93. Shibang Machinery. (2007). Criba Vibratoria. In Cibra vibratoria. Obtenido de: <https://www.zxcruiser.es/productos/screening-washing>.(Mayo,2021)
94. SIELLE. (25 de Octubre de 2021). *Filtro prensa*. Obtenido de HENAN DAZHANG FILTER EQUIPMENT CO.,LTD.: https://www.filterpress-china.com/Accessories/?a5&gclid=Cj0KCCQiAzMGNBhCyARIsANpUkzNlAlpfmJoNbR0MPEyTPIvw04TRu9DnYcZCDsPPnRuRK66o9ouKzUaA10iEALw_wcB.(Octubre, 2021)
95. Silva, D. (2021). Gastos de ventas de una empresa: definición, tipos y ejemplos. Obtenido de: <https://www.zendesk.com.mx/blog/gastos-de-ventas/>. (Diciembre, 2021)
96. SMS. (2021). Metalurgia del plomo. *Directiva 96/61 relativa a la prevención y control integrados de la contaminación*, 1.
97. SMV. (2018). La valorización de residuos: tipos y beneficios. NOTICIAS, 1. Obtenido de: <https://www.smv.es/la-valorizacion-residuos-tipos-beneficios>. (Junio, 2021).
98. SNMPE. (2019). *PLOMO*. Magdalena del Mar: SOCIEDAD NACIONAL DE MINERIA PETROLEO Y ENERGIA .
99. Solorio, K. A. (2015). Desulfuración de pasta de baterías ácidas para la obtención del plomo metálico. Tesis de maestría. INSTITUTO POLITECNICO NACIONAL. México.
100. Spritzer, J. M., & Guzey, S. (2017). Review of API 650 Annex E: Design of large steel welded aboveground storage tanks excited by seismic loads. *Thin-Walled Structures*, 112, 1–20. <https://doi.org/10.1016/j.tws.2016.11.013>
101. Stefanovsky, S. V., Stefanovsky, O. I., Prusakov, I. L., Kadyko, M. I., Averin,

- A. A., & Nikonov, B. S. (2019). Speciation of sulphate ions in sodium alumino(iron)phosphate glasses. *Journal of Non-Crystalline Solids*, 512, 8. <https://doi.org/10.1016/j.jnoncrysol.2019.01.005>
102. termimex. (1 de Octubre de 2021). *Crisoles*. Obtenido de termimex soluciones industriales: <https://www.termimex.com.mx/crisoles-para-fundicion.html>. (Septiembre,2021)
103. Texto Unificado de Legislación Secundaria del Ministerio del Ambiente, Pub. L. No. 387,34 (2017). Obtenido de: <https://www.ambiente.gob.ec/wp-content/2018/05/Acuerdo-097>.(Mayo, 2021).
104. TIANYI. (1 de Noviembre de 2021). *Dust removers* . Obtenido de HUBEI TIANYIMACHINERYCOMPANY.,LTD:https://tianyimachinery.en.alibaba.com/es_ES/?spm=a2700.details.cordpanyb.2.7baa5d64qbpTQB. (Octubre, 2021).
105. TotalMateria. (10 de Julio de 2015). *The Queneau-Schuhmann-Lurgi (QSL) Process*. Obtenido de Total Materia The world's most comprehensive materials. Obtenido de: <https://www.totalmateria.com/page.aspx?ID=CheckArticle&site=ktn&NM=363>. (Septiembre,2021)
106. Valades, L. (2018). ¿Y el proceso de filtración del agua? Clave en las Plantas Potabilizadoras. *Iagua*, 1. Obtenidode: <https://www.iagua.es/blogs/luis-anda-valades/hablemos-antracita-fundamental-proceso-filtracion-agua>. (Enero, 2021)
107. Varshney, K. (2019). Current trends and future perspectives in the recycling of spent lead acid batteries in India. *Icrisat*, 1(3), 13. Obtenido de: <https://www.icrisat.org/team/rajeev-k-varshney>. (Febrero, 2021).
108. Wilches, J. (2006). ANÁLISIS Y CARACTERIZACIÓN DEL PROCESO DE FUNDICIÓN DE PLOMO Y DEL RESIDUO SÓLIDO RESULTANTE

(ESCORIA) EN LA EMPRESA MAC S.A. *Universidad Autónoma de Occidente* , 33.

109. WUXYWONDERY. (2021). *Horno rotatorio* . Obtenido de CHAENG GREAT-WALLMACHINERYCORPORATION:http://es.chaeng.co/rotarykiln/?gclid=Cj0KCQiAzMGNBhCyARIsANpUkzPO8BVHdvADFBupjRCCHV1p8eFLligw_fdsaOYpzF5GA8pNeBoJYaArrTEALcB.(Octubre,2021).
110. Young, J. A. (2007). Sodium Sulfate. *Journal of Chemical Education*, 84(8), 3. <https://doi.org/10.1021/ed084p1272>.
111. Zapata, F. (2019). Diagrama de Moody: ecuaciones, para qué sirve, aplicaciones . *Lifeder*, 1.
112. ZGM . (2020). *P6S Trituradora De Impacto Hidráulica*. Obtenido de ZGM: <https://es.zgmgroup.cn/index.php/Show/index/cid/13/id/7.html>. (Octubre,2021)

ANEXOS

ÍNDICE ANEXOS

	PÁGINA
ANEXO I	
Dimensionamiento de equipos principales y secundarios	1711
ANEXO II	
Estudio financiero	17372
ANEXO III	
Evaluación financiera	175

ANEXO I

DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS PRINCIPALES Y SECUNDARIOS

AI.1. RESULTADOS DE LOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO

En este apartado se indican las dimensiones de los tanques de almacenamiento de la planta de valorización de baterías chatarra, en función de los cálculos realizados en el Capítulo 4. En la Tabla AI.1, se indican las dimensiones de los tres tanques de almacenamiento. El tanque que almacena el hidróxido de calcio el cual se alimenta a la torre de adsorción para el tratamiento de los gases, el tanque de combustible almacena diésel que será usado por el horno rotatorio en el proceso de fundición, el tanque de hidróxido de sodio alberga la solución que se requiere en los procesos de neutralización y de desulfurización.

Tabla AI.1. Resultados del dimensionamiento de los tanques de almacenamiento

Parámetro	Valor
Tanque de hidróxido de calcio	
Diámetro	9,81 m
Altura del cuerpo cilíndrico	1,83 m
Altura del cabezal cónico	1,31 m
Espesor del cuerpo	4,76 m
Espesor del techo	4,76 m
Tanque de combustible	
Diámetro	1,00 m
Altura del cuerpo cilíndrico	1,83 m
Altura del cabezal cónico	0,14 m
Espesor del cuerpo	4,76 m
Espesor del techo	4,76 m

Tabla AI.1. Resultados del dimensionamiento de los tanques de almacenamiento (continuación...)

Tanque de hidróxido de sodio	
Diámetro	5,64 m
Altura del cuerpo cilíndrico	1,83 m
Altura del cabezal cónico	0,76 m
Espesor del cuerpo	4,76 m
Espesor del techo	4,76 m

AI.2. RESULTADOS DE LOS SISTEMAS DE BOMBAS Y TUBERÍAS

En este apartado se indican las dimensiones de las tuberías y sistemas de bombeo de la planta de valorización de baterías chatarra, en función de los cálculos realizados en el Capítulo 4. En la Tabla AI.2. Se indican las dimensiones de los tres sistemas de tubería, provenientes de los tres tanques de almacenamiento.

Tabla AI.2. Resultados del dimensionamiento de los sistemas de bombeo requeridos en el proceso de producción definido

Servicio	Parámetro	Valor
Transporte de hidróxido de calcio	Diámetro en la succión	1/2 in
	Diámetro en la descarga	1/4 in
	Cabeza de bomba	11,35 m
	Potencia de la bomba	0,02 HP
Transporte de combustible	Diámetro en la succión	1/8 in
	Diámetro en la descarga	1/8 in
	Cabeza de bomba	15,01 m
	Potencia de la bomba	0,02 HP
Transporte de hidróxido de sodio	Diámetro en la succión	1/4 in
	Diámetro en la descarga	1/8 in
	Cabeza de bomba	556,92 m
	Potencia de la bomba	0,31 HP
Transporte de gases	Potencia del compresor	0,57 HP

ANEXO II

ESTUDIO FINANCIERO

AII.1. INVERSIÓN POR ADQUISICIÓN DE EQUIPOS

En la tabla AII.1. se indican los precios de adquisición de los equipos y accesorios en función de los catálogos establecidos. Todos los precios indicados ya incluyen el IVA del 12 % y los costos de importación y entrada al país.

Tabla AII.1. Costos de equipos del proceso definido

Equipo	Cantidad	Costo unitario (USD)	Costo total (USD)
Mesa de trabajo	4	80,00	320,00
Trituradora	1	1 560,00	1.560,00
Criba	1	1 300,00	1.300,00
Separador Hidrodinámico	1	7 000,00	7.000,00
Tanque Neutralización	1	2 400,00	2.400,00
Tanque Desulfurización	1	2 400,00	2.400,00
Filtro Prensa	1	3 100,00	3.100,00
Horno de Crisol	1	13 357,00	13.357,00
Horno rotatorio	1	10 000,00	10.000,00
Refinado	1	8 000,00	8.000,00
Ciclón	1	500,00	500,00
Columna de adsorción	1	2 250,00	2.250,00
Tanque de CaOH	1	2 400,00	2.400,00
Tanque de NaOH	1	2 400,00	2.400,00
Tanque de combustible	1	2 400,00	2.400,00
Bombas	3	600,00	1.800,00
Tubería	13,2	45,46	600,00
Compresor	1	920,00	920,00

AII.2. INVERSIÓN POR ADQUISICIÓN DE MATERIA PRIMA

En la Tabla AII.2. se indican los precios de adquisición de la materia prima en función de los catálogos establecidos. Todos los precios indicados incluyen el IVA del 12% y los costos de importación y entrada al país, según sea el caso.

Tabla AII.2. Costos de la materia prima del proceso establecido

Materia prima e insumos	Consumo anual	Costo unitario (USD/kg)	Costo anual (USD/año)
Baterías	270 000 baterías	10	2 700 000,00
NaOH	974 577,72 kg	0,25	243 644,43
Agua	2 442 233,09 kg	0,00031	757,09
Ca(OH) ₂	610 558,27 kg	0,09	1 769,01
Combustible	12 446,40 kg	0,58	54 950,24

ANEXO III

EVALUACIÓN FINANCIERA

AIII.1. CÁLCULO DEL VALOR ACTUAL NETO (VAN)

El cálculo del valor actual neto de la empresa se realizó en función de la Ecuación AIII.1:

$$VAN = \sum \frac{F_n}{(1+d)^t} = F_0 + \frac{F_1}{(1+d)^1} + \frac{F_2}{(1+d)^2} + \dots + \frac{F_n}{(1+d)^n}$$

[AIII.1]

Donde:

Fn: es el flujo neto para el periodo n (USD)

D: es la tasa de descuento del proyecto (%100)

T: es el periodo en el que se evalúa el VAN (año)

Para el cálculo del VAN, se utilizó un interés máximo de 9,33 % según lo establecido por el Banco Central del Ecuador y los valores de la Tabla 5.9.

$$VAN = -2180422,59 + \frac{1456875,45}{(1+0,0933)^1} + \frac{1571579,50}{(1+0,0933)^2} + \frac{1694886,35}{(1+0,0933)^3} + \frac{1827441,21}{(1+0,0933)^4} + \frac{1969937,69}{(1+0,0933)^5} + \frac{4245961,00}{(1+0,0933)^6}$$

$$VAN = 6790253,51 \text{ USD}$$

AIII.2. CÁLCULO DE LA TASA INTERNA DE RETORNO (TIR)

El cálculo de la tasa interna de retorno de la planta se realizó despejando dicho valor de la Ecuación AIII.2:

$$0 = \sum \frac{F_n}{(1+TIR)^t} = F_0 + \frac{F_1}{(1+TIR)^1} + \frac{F_2}{(1+TIR)^2} + \dots + \frac{F_n}{(1+TIR)^n}$$

[AIII.2]

Los flujos netos(F_n) son los indicados en la Tabla 5.9, calculados en función del flujo de caja, de esta forma el TIR es:

$$0 = -2180422,59 + \frac{1456875,45}{(1+TIR)^1} + \frac{1571579,50}{(1+TIR)^2} + \frac{1694886,35}{(1+TIR)^3} + \frac{1827441,21}{(1+TIR)^4} + \frac{1969937,69}{(1+TIR)^5} + \frac{4245961,00}{(1+TIR)^6}$$

$$TIR = 0,7312$$