

ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL

**FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y
AGROINDUSTRIA**

**DISEÑO DE UNA PLANTA PARA LA OBTENCIÓN DE ALÚMINA
ACTIVADA A PARTIR DE RESIDUOS ALUMINIO-PET
PROVENIENTES DE ENVASES TETRA PAK**

**PROYECTO PREVIO A LA OBTENCIÓN DEL TÍTULO DE INGENIERA
QUÍMICA**

CARMEN VICTORIA GUANO VALENCIA
cvgv1993@hotmail.es

DIRECTORA: ING. DIANA ENDARA DRANICHNIKOVA (Ph.D.)
diana.endara@epn.edu.ec

Quito, octubre 2017

© Escuela Politécnica Nacional (2017)
Reservados todos los derechos de reproducción

DECLARACIÓN

Yo, Carmen Victoria Guano Valencia, 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.

Carmen Victoria Guano Valencia

CERTIFICACIÓN

Certifico que el presente trabajo fue desarrollado por Carmen Victoria Guano Valencia, bajo mi supervisión.

Ing. Diana Endara (Ph. D.)
DIRECTORA DE PROYECTO

AGRADECIMIENTOS

A Dios, por rodearme de personas que me quieren. Me siento bendecida de tenerles conmigo.

A mis padres, que con su apoyo incondicional han sabido guiarme a lo largo de todas las etapas que he atravesado, esta última no ha sido fácil. Por su amor y confianza que han depositado en mí siempre. Espero no defraudarlos.

A mis tíos Manuel y Rosa, no solo por haberme acogido en su casa sino por todas las atenciones, cuidados y cariño sincero que me han tenido siempre a pesar de mi (a veces) mal carácter.

A mi tutora, Ing. Endara, por haberme guiado en la realización de este proyecto y a mis profesores que con sus enseñanzas me han hecho amar la carrera.

Al amor de mi vida, sin ti los baches del camino habrían sido peor.

Y a mis amigos: Darío, Irene, Andre y Cristian; por su acollite, risas y locuras durante todo este tiempo de vida universitaria. Les quiero chicos.

DEDICATORIA

A mis padres.

ÍNDICE DE CONTENIDOS

		PÁGINA
1.	JUSTIFICACIÓN	1
2.	DESCRIPCIÓN DEL PROCESO	3
2.1	Producción de alúmina activada	3
2.1.1	Pirólisis	3
2.1.2	Síntesis de hidróxido de aluminio	3
2.1.3.	Lavado y filtración	4
2.1.4	Secado y calcinación	4
3.	CRITERIOS DE DISEÑO	6
3.1	Criterios de diseño para el dimensionamiento del horno de pirólisis	6
3.1.1	Cálculo de la cantidad de combustible y aire	6
3.1.2	Cálculo de la temperatura de los gases de salida	8
3.2	Criterios de diseño del tanque de lixiviación	9
3.2.1	Selección del material	9
3.2.2	Cálculo de las dimensiones del tanque	10
3.2.3	Diseño del sistema de agitación del tanque	13
3.2.4	Diseño del sistema de calentamiento del tanque	16
3.3	Criterios de diseño para el dimensionamiento del tanque de neutralización y maduración	18
3.3.1	Selección del material	18
3.3.2	Cálculo de las dimensiones de los tanques	19
3.3.3	Dimensionamiento del sistema de agitación y calentamiento	20
3.4	Criterios de diseño para el dimensionamiento de tanques de almacenamiento	20
3.5	Criterios de diseño para el dimensionamiento del filtro	21
3.6	Criterios para la selección del secador	21
3.7	Criterios de diseño para el horno de calcinación	22
3.7.1	Selección del material	23
3.7.2	Selección del combustible	24
3.7.3	Clasificación del tipo de partículas	25
3.7.4	Cálculo de la velocidad mínima de fluidización	26
3.7.5	Cálculo de la velocidad mínima de burbujeo	27
3.7.6	Cálculo de la velocidad terminal	28
3.7.7	Cálculo de la velocidad de transporte	29
3.7.8	Cálculo de la velocidad superficial del gas	30
3.7.9	Cálculo de la caída de presión a través del lecho	31

3.7.10	Cálculo de la transferencia de calor en el horno	31
3.7.11	Diseño del distribuidor del gas	32
3.7.12	Dimensionamiento del ciclón	33
3.7.13	Dimensionamiento del sistema de recirculación de sólidos	41
3.8	Criterios de diseño para el sistema de tuberías	42
3.9	Diagramas característicos	46
4.	DISEÑO DE LA PLANTA	47
4.1	Diagrama de bloques (BPD) y diagrama de flujo (PFD)	47
4.1.1	Diagrama de bloques	48
4.1.2	Diagrama de flujo	49
4.2	Balance de masa	53
4.3	Planificación de la producción	55
4.4	Balance de energía	56
4.5	Disposición en planta (layout) y planos de elevación (vistas)	58
4.6	Diagramas de tuberías e instrumentación (P&ID) y control	67
4.7	Dimensionamiento y especificaciones de los equipos propuestos	78
4.7.1	Especificaciones de los equipos propuestos (hojas de datos de los equipos)	79
5.	EVALUACIÓN ECONÓMICA	93
5.1	Inversiones	93
5.2	Costos variables	94
5.3	Costos fijos	94
5.4	Ingresos	95
5.5	Flujo efectivo de caja	96
5.6	Indicadores de rentabilidad	97
	BIBLIOGRAFÍA	98
	ANEXOS	105

ÍNDICE DE TABLAS

		PÁGINA
Tabla 2.1.	Caracterización física de la alúmina activada obtenida	5
Tabla 3.1.	Resistencia química de los metales a la corrosión del hidróxido de sodio	9
Tabla 3.2.	Eficiencia de la junta según la norma UW-12	11
Tabla 3.3.	Coefficientes de transferencia de calor por convección para recipientes enchaquetados o con serpentín	18
Tabla 3.4.	Resistencia química de los metales a la corrosión del ácido clorhídrico	19
Tabla 3.5.	Propiedades generales de materiales refractarios aluminosos	23
Tabla 3.6.	Composición en peso de fuel óleos	24
Tabla 3.7.	Velocidades de succión y de descarga de bombas	42
Tabla 3.8.	Valores de rugosidad absoluta para tuberías	44
Tabla 3.9.	Coefficientes k en la entrada y salida de la tubería	45
Tabla 3.10.	Coefficientes k para válvulas y accesorios	45
Tabla 4.1.	Balance de masa en la pirólisis	53
Tabla 4.2.	Balance de masa en la lixiviación	53
Tabla 4.3.	Balance de masa en la neutralización	53
Tabla 4.4.	Balance de masa en la maduración	54
Tabla 4.5.	Balance de masa en la filtración y lavado	54
Tabla 4.6.	Balance de masa en el secado	54
Tabla 4.7.	Balance de masa en la calcinación	54
Tabla 4.8.	Balance de energía en la pirólisis	57
Tabla 4.9.	Balance de energía en la lixiviación	57
Tabla 4.10.	Balance de energía en la neutralización	57

Tabla 4.11.	Balance de energía en la maduración	57
Tabla 4.12.	Balance de energía en la filtración y lavado	58
Tabla 4.13.	Balance de energía en el secado	58
Tabla 4.14.	Balance de energía en la calcinación	58
Tabla 4.15.	Dimensión de bombas, tuberías y válvulas	78
Tabla 4.16.	Hoja de especificación del horno de pirólisis	79
Tabla 4.17.	Hoja de especificación del tanque de lixiviación	80
Tabla 4.18.	Hoja de especificación del tanque de neutralización	81
Tabla 4.19.	Hoja de especificación del tanque de maduración	82
Tabla 4.20.	Hoja de especificación del filtro rotatorio al vacío continuo	83
Tabla 4.21.	Hoja de especificación del secador de hidróxido de aluminio	84
Tabla 4.22.	Hoja de especificación del horno de calcinación	85
Tabla 4.23.	Hoja de especificación del tanque de almacenamiento de hidróxido de sodio	86
Tabla 4.24.	Hoja de especificación del tanque de almacenamiento de ácido clorhídrico	87
Tabla 4.25.	Hoja de especificación del generador de vapor	88
Tabla 4.26.	Hoja de especificación de bandas transportadoras	89
Tabla 4.27.	Hoja de especificación de sopladores de aire	90
Tabla 4.28.	Hoja de especificación de bombas centrífugas	91
Tabla 4.29.	Hoja de especificación de bombas de desplazamiento positivo	92
Tabla 5.1.	Costo de los equipos requeridos en planta	93
Tabla 5.2.	Costos de insumos	94
Tabla 5.3.	Costos de energía eléctrica	94
Tabla 5.4.	Costos de combustibles	94
Tabla 5.5.	Pagos laborales	95

Tabla 5.6.	Venta de alúmina activada	95
Tabla 5.7.	Flujo efectivo de caja	96
Tabla 5.8.	Indicadores de rentabilidad	97
Tabla AI.1.	Reactivos y productos obtenidos en la reacción de lixiviación	110
Tabla AI.2.	Reactivos y productos obtenidos en la reacción de neutralización	114
Tabla AII.1.	Constantes para el cálculo de la capacidad calorífica de compuestos en estado de gas ideal	121
Tabla AII.2.	Capacidades caloríficas de compuestos que intervienen en la pirólisis	123
Tabla AII.3.	Composición de los gases obtenidos en la combustión de GLP en la pirólisis	126
Tabla AII.4.	Capacidades caloríficas de los gases de combustión del GLP a 696,87 K	127
Tabla AII.5.	Capacidades caloríficas de los gases de combustión del GLP a 824,58 K K	128
Tabla AII.6.	Composición de los gases obtenidos en la post-combustión	131
Tabla AII.7.	Capacidades caloríficas de los compuestos que intervienen en la lixiviación	132
Tabla A.II.8.	Capacidades caloríficas de los compuestos que intervienen en la neutralización	134
Tabla AII.9.	Capacidades caloríficas de los compuestos que intervienen en la maduración	137
Tabla AII.10.	Capacidades caloríficas de los compuestos que intervienen en el lavado y filtración (Solución madurada)	138
Tabla AII.11.	Capacidades caloríficas de los compuestos que intervienen en el lavado y filtración (Sólido filtrado)	139
Tabla AII.12.	Capacidades caloríficas de los compuestos que intervienen en el secado	140
Tabla AII.13.	Capacidades caloríficas de compuestos que intervienen en la calcinación	143
Tabla AII.14.	Composición de los gases obtenidos en la combustión del fuel	

	oil en la calcinación, al tomar como base 100 kg/d de combustible	147
Tabla AII.15.	Capacidades caloríficas de los gases de combustión a 558 K	148
Tabla AII.16.	Composición de los gases obtenidos en la combustión del fuel oil en la calcinación	149
Tabla AII.17.	Capacidades caloríficas de los gases de combustión del fuel oil a 1 052,75 K	150
Tabla AII.18.	Composición de los gases obtenidos en la combustión del diésel en el caldero	152
Tabla AIII.1.	Propiedades del acero SA-515-60	154
Tabla AIII.2.	Propiedades de la solución de lixiviación en el arranque	158
Tabla AIII.3.	Propiedades del acero SA-575	162
Tabla AIII.4.	Propiedades de la solución de aluminato de sodio a 318,53 K	164
Tabla AIII.5.	Propiedades de la solución madurada	167
Tabla AIII.6.	Características del hidróxido de aluminio	174
Tabla AIII.7.	Densidades de los gases de combustión a 823 K	175
Tabla AIII.8.	Propiedades del aire a 823 K	175
Tabla AIII.9.	Temperaturas calculadas del horno de calcinación	185
Tabla AIII.10.	Coefficientes de transferencia de calor calculados	185
Tabla AIII.11.	Resistencias calculadas	185
Tabla AIII.12.	Densidad del lecho y de los gases de combustión a 1 812,51 K	186
Tabla AIII.13.	Granulometría de la alúmina obtenida	189
Tabla AIII.14.	Eficiencia del ciclón propuesto	190
Tabla AIII.15.	Accesorios en las tuberías de succión y descarga en el tramo tanque de lixiviación-tanque de neutralización	196
Tabla AIII.16.	Accesorios en las tuberías de succión y descarga en el tramo tanque de neutralización-tanque de maduración	201
Tabla AIII.17.	Accesorios en las tuberías de succión y descarga en el tramo	

	entre tanques de maduración 1 y 2	206
Tabla AIII.18.	Accesorios en la tubería en el tramo tanque de maduración 3 filtro	209
Tabla AIII.19.	Accesorios en las tuberías de succión y descarga en el tramo tanque de almacenamiento de NaOH-tanque de lixiviación	212
Tabla AIII.20.	Accesorios en la tubería del tanque de almacenamiento de HCl	216
Tabla AV.1.	Amortización del préstamo	218
Tabla AV.2.	Depreciación de los equipos	219
Tabla AV.3.	Valor residual de los equipos	220

ÍNDICE DE FIGURAS

		PÁGINA
Figura 3.1.	Dimensiones de la tapa torisférica	12
Figura 3.2.	Esquema del sistema de agitación del tanque	14
Figura 3.3.	Correlaciones de número de potencia para impulsores tipo turbina, para un tanque con 4 baffles	15
Figura 3.4.	Selección del agitador	16
Figura 3.5.	Esquema de un recipiente agitado con chaqueta	17
Figura 3.6.	Sistema de lecho fluido circulante	22
Figura 3.7.	Clasificación de los polvos según Geldart	25
Figura 3.8.	Velocidad mínima de fluidización en función de la temperatura y tamaño	27
Figura 3.9.	Velocidad terminal en función de la temperatura y clasificación de Geldart	28
Figura 3.10.	Velocidad terminal en función de la temperatura para el Grupo A de la clasificación de Geldart	28
Figura 3.11.	Regiones de fluidización rápida y burbujeante	30
Figura 3.12.	Resistencias para la transferencia de calor entre el lecho y la pared del horno	32
Figura 3.13.	Coefficiente de descarga de orificios de la rejilla	36
Figura 3.14.	Dimensiones para un ciclón de alta eficiencia	38
Figura 3.15.	Curva de eficiencia para un ciclón de alta eficiencia	39
Figura 3.16.	Curva de eficiencia escalada	39
Figura 3.17.	Factor para el cálculo de caída de presión	40
Figura 4.1.	Diagrama de bloques de la planta de producción de alúmina activada a partir de residuos Al-PET	48
Figura 4.2.	Diagrama de flujo (Parte 1)	49
Figura 4.3.	Diagrama de flujo (Parte 2)	50

Figura 4.4.	Diagrama de flujo (Parte 3)	51
Figura 4.5.	Diagrama de flujo (Parte 4)	52
Figura 4.6.	Layout de la planta de producción de alúmina activada	59
Figura 4.7.	Plano de elevación del tanque de lixiviación	60
Figura 4.8.	Plano de elevación del tanque de neutralización	61
Figura 4.9.	Plano de elevación del tanque de maduración	62
Figura 4.10.	Plano de elevación del horno de calcinación	63
Figura 4.11.	Plano de elevación del ciclón (Horno de calcinación)	64
Figura 4.12.	Plano de elevación del tanque de almacenamiento de Hidróxido de sodio	65
Figura 4.13.	Plano de elevación del tanque de almacenamiento de ácido clorhídrico	66
Figura 4.14.	Diagrama de tuberías e instrumentación (Parte 1)	67
Figura 4.15.	Diagrama de tuberías e instrumentación (Parte 2)	68
Figura 4.16.	Diagrama de tuberías e instrumentación (Parte 3)	69
Figura 4.17.	Diagrama de tuberías e instrumentación (Parte 4)	70
Figura 4.18.	Diagrama de tuberías e instrumentación (Parte 5)	71
Figura 4.19.	Diagrama de tuberías e instrumentación (Parte 6)	72
Figura 4.20.	Diagrama de tuberías e instrumentación (Parte 7)	73
Figura 4.21.	Diagrama de tuberías e instrumentación (Parte 8)	74
Figura 4.22.	Diagrama de tuberías e instrumentación (Parte 9)	75
Figura 4.23.	Diagrama de tuberías e instrumentación (Parte 10)	76
Figura 4.24.	Diagrama de tuberías e instrumentación (Parte 11)	77
Figura AI.1.	Balance de masa en la pirólisis	106
Figura AI.2.	Balance de masa en la lixiviación	108
Figura AI.3.	Balance de masa en la neutralización	111

Figura AI.4.	Solubilidad del hidróxido de aluminio en función del pH	115
Figura AI.5.	Balance de masa en la maduración	116
Figura AI.6.	Balance de masa en el lavado y filtración	116
Figura AI.7.	Balance de masa en el secado	119
Figura AI.8.	Balance de masa en la calcinación	119
Figura AII.1.	Balance de energía en la pirólisis	122
Figura AII.2.	Balance de energía en la lixiviación	131
Figura AII.3.	Balance de energía en la neutralización	134
Figura AII.4.	Balance de energía en la maduración	136
Figura AII.5.	Balance de energía en el lavado y filtración	138
Figura AII.6.	Balance de energía en el secado	140
Figura AII.7.	Balance de energía en la calcinación	142
Figura AII.8.	Balance de energía en el caldero	150
Figura AIII.1.	Fracción volumétrica de sólidos en función de la altura del lecho	178
Figura AIII.2.	Esquema de la configuración de la bomba entre dos tanques	192
Figura AIII.3.	Esquema de transporte de fluido por diferencia de presión	193
Figura AIV.1.	Diagrama de Moody	217
Figura AVI.1.	Catálogo del horno de pirólisis	221
Figura AVI.2.	Catálogo del filtro rotatorio al vacío continuo	221
Figura AVI.3.	Catálogo del secador de lecho fluidizado	222
Figura AVI.4.	Catálogo del caldero pirotubular	222
Figura AVI.5.	Catálogo de la banda transportadora	223
Figura AVI.6.	Catálogo del soplador de aire	223
Figura AVI.7.	Catálogo de la bomba centrífuga	224
Figura AVI.9.	Catálogo de la bomba de diafragma	224

ÍNDICE DE ANEXOS

	PÁGINA
ANEXO I Balance de masa	106
ANEXO II Balance de energía	121
ANEXO III Diseño de los equipos	153
ANEXO IV Diagrama de Moody	217
ANEXO V Evaluación económica	218
ANEXO VI Catálogos de los equipos	221

1. JUSTIFICACIÓN

Los empaques Tetra Pak son utilizados en la industria alimenticia para el envasado de bebidas. Este material está compuesto por 75 % de cartón para brindar resistencia al empaque, 20 % de polietileno para proporcionar hermeticidad al envase y 5 % de aluminio que actúa como barrera contra la penetración de gases desde el exterior (Turrado, Dávalos, Fuentes y Saucedo, 2011, p.2)

Los empaques post-consumo son un problema ecológico ya que forman parte de los residuos sólidos urbanos que son dispuestos en rellenos sanitarios y disminuyen la vida útil de los mismos (Turrado et al, 2011, p.1)

En Ecuador, la producción total de envases Tetra Pak en el año 2015 fue de 7 025 toneladas, de las cuales se lograron recolectar 836 toneladas que representan un 11,9 % de la producción total. La meta para el año 2020 es 40 % (Tetra Pak, 2014, p.1)

Entre las empresas dedicadas al reciclaje de Tetra Pak se encuentran Cartopel que recuperará el componente de papel para la fabricación de cartones. Por otro lado, el residuo Al-PET es reciclado por la empresa Ecuaplastic para la fabricación de planchas de Ecopak, que es un material termo acústico, resistente a la humedad y de alta resistencia que se utiliza en acabados de construcción y equipamientos como escritorios, libreros, muebles, repisas, etc. (Tetra Pak, 2014, p.1)

En el presente proyecto se diseña una planta para la producción de alúmina activada localizada en la provincia de Pichincha, con lo cual se da otro uso a los residuos Al-PET, al mismo tiempo que se satisface parcialmente la demanda nacional de alúmina.

En el año 2012 Ecuador importó 846,59 toneladas de óxido de aluminio, puesto que este producto no se fabrica a nivel nacional. El principal país del cual se

importó este material en el año 2012 fue Brasil, seguido de Estados Unidos, España, Colombia, Italia y Alemania (Banco Central del Ecuador, 2012, p.1)

Los usos principales de la alúmina activada son:

- Aplicaciones catalíticas: La alúmina activada se usa como catalizador o soporte de catalizador.

En la industria del petróleo es utilizado en el proceso Claus para la recuperación de azufre elemental, a partir del ácido sulfúrico, derivado del procesamiento de gas natural o refinación del petróleo. En esta industria también se utilizan catalizadores de cobalto, molibdeno, níquel o wolframio, soportados en alúmina activada para el hidrotreatmento de materiales de alimentación, especialmente de residuos pesados para la remoción de oxígeno, azufre y nitrógeno (Pearson, 2003, p. 399)

En la industria automotriz se utilizan catalizadores de platino, paladio o rodio soportados en alúmina activada en los escapes de automóviles para optimizar la oxidación de los hidrocarburos, monóxido de carbono y óxido de nitrógeno en los gases de escape (Pearson, 2003, p. 399)

- Adsorción

Una de las aplicaciones más importantes es la remoción de vapor de agua presente en el aire. Es usada como desecante de gases como: acetileno, argón, dióxido de carbono, etano, etileno, helio, metano, oxígeno, propano, dióxido de sulfuro, etc. También es usada como desecante de líquidos orgánicos como gasolina, keroseno, ciclohexano, lubricantes e hidrocarburos halogenados (Hudson, Misra, Perrota, Wefers y Williams, 2000, p. 621).

Las condiciones del proceso se toman del trabajo “Obtención de alúmina activada y su aplicación como soporte de catalizador” desarrollado en la Escuela Politécnica Nacional por Villavicencio, 2016.

2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

2.1 PRODUCCIÓN DE ALÚMINA ACTIVADA

Los envases Tetra Pak recolectados son usados para el reciclaje de papel, en este proceso se separa el cartón del aluminio y el plástico, residuo que será aprovechado para la producción de alúmina activada que será recolectado de empresas dedicadas al reciclaje.

La materia prima que se requiere en la producción de la alúmina activada es el residuo Al-PET proveniente de envases Tetra Pak luego de su separación del cartón a través del proceso de hidropulpeado.

2.1.1 PIRÓLISIS

Las láminas de aluminio-PET provenientes de envases Tetra Pak ingresan a un proceso de pirólisis a una temperatura de 560 °C por una hora treinta minutos en un horno que opera con un λ de 0,76, con el fin de separar los residuos de plástico y cartón remanentes que quedan del proceso realizado previamente para la separación del cartón

Luego del proceso de pirólisis, se tiene 97,6 % de cenizas que representa el residuo metálico y un 2,4 % de volátiles debido al material plástico. El análisis químico del producto pirolizado muestra que el aluminio tiene una pureza del 95,6 % (Endara, 2008, pp. 61-62)

2.1.2 SÍNTESIS DE HIDRÓXIDO DE ALUMINIO

El aluminio recuperado luego del proceso de pirólisis es lixiviado con una solución 1,5 M de hidróxido de sodio al 30 % de exceso. Posteriormente la solución

lixiviada es neutralizada a un pH de 8,7 con ácido clorhídrico 10 % (v/v) para precipitar el hidróxido de aluminio.

En las Ecuaciones 2.1 y 2.2, se observa que el aluminio reacciona en presencia de un álcali fuerte (NaOH) para generar hidrógeno e hidróxido de aluminio. Es una reacción exotérmica, la entalpía de reacción es -418 kJ/mol Al. La energía de activación se encuentra en el rango de 46 – 53 kJ/mol Al (Porciúncula, Marcilio, Tessaro y Gerchmann, 2012, pp. 339, 346)



El gel de hidróxido de aluminio obtenido luego del proceso de neutralización es madurado a 85 °C por un tiempo de 24 h con 1 kg de semillas de hidróxido de aluminio por cada 10 kg de aluminio.



En el proceso de maduración se requerirá de generación de vapor para el calentamiento de los cristales de hidróxido de aluminio, el mismo que está compuesto por 96,4 % de gibsita y 3,6 % de bayerita.

2.1.3 LAVADO Y FILTRACIÓN

La solución madurada es filtrada y lavada. Se requieren 0,8 L H₂O / L de solución madurada (Petersen, Bach, Arpe, 2009, p. 625). De la filtración se obtiene un sólido cuya humedad residual varía entre el 10 y 13 % (Sutherland, 2008, p. 119)

2.1.4 SECADO Y CALCINACIÓN

El precipitado es posteriormente secado a 105 °C. Los cristales de hidróxido de aluminio obtenidos en el proceso anterior son calcinados a 550 °C. En este

proceso, se pierde el 27,5 % en peso debido a la eliminación de agua y se produce óxido de aluminio.



En la Tabla 2.1 se muestran las características físicas de la alúmina activada obtenida a partir de residuos aluminio-PET tales como tamaño de partícula, área superficial específica, diámetro de poro y volumen de poro.

Tabla 2.1. Caracterización física de la alúmina activada obtenida

Parámetro	Valor
Tamaño de partícula (d80) (μm)	75
Área superficial específica (m ² /g)	44,7
Diámetro de poro promedio (Å)	18,6
Volumen de poro (cm ³ /g)	0,237

(Villavicencio, 2016, pp. 55-56)

En cuanto a la caracterización química, la composición mineralógica de la alúmina activada obtenida se asemeja a la de una alúmina comercial (Villavicencio, 2016, pp. 49-50)

3. CRITERIOS DE DISEÑO O EVALUACIÓN

3.1 CRITERIOS DE DISEÑO PARA EL DIMENSIONAMIENTO DEL HORNO DE PIRÓLISIS

Se seleccionará un horno vertical pirolítico que cuente con cámara de post combustión debido a la gran cantidad de monóxido de carbono producido en la pirólisis.

3.1.1 CÁLCULO DE LA CANTIDAD DE COMBUSTIBLE Y AIRE

La cantidad de calor requerido durante el proceso de pirólisis ($Q_{pirólisis}$) es el presentado en la Ecuación 3.1.

$$Q_{pirólisis} = m_{Al} \times Cp_{Al} \times (T_{pirólisis} - T_{amb}) + m_{PET} \times Cp_{PET} \times (T_{pirólisis} - T_{amb}) \quad [3.1]$$

La cantidad de combustible se calcula a partir de la Ecuación 3.2.

$$Q_{comb} = Q_{pirólisis} = m_{comb} \times Pc \times \eta_{comb} \quad [3.2]$$

En donde:

Q_{comb} = Calor de combustión

m_{comb} = Masa del combustible

Cp_{Al} = Capacidad calorífica del aluminio

Cp_{PET} = Capacidad calorífica del PET

Pc = Poder calórico del combustible

η_{comb} = Eficiencia de combustión

La eficiencia de combustión está asociada a la energía química que se convierte en calor disponible para el proceso, a través del calentamiento de los gases de combustión (Serrano y Carranza, 2005, p. 140).

La eficiencia de combustión para gas natural si se considera que el exceso de combustible varía entre 0,85 y 0,54; con porcentajes de no quemados de hasta 5 % en los gases de salida (Gilson Engineering Sales, 2010, pp. 18-34). Sin embargo, debido a prácticas realizadas en el laboratorio, estos valores no se alcanzan por lo que se considerará una eficiencia de combustión de 0,4.

Se utilizará GLP como combustible debido a su facilidad para mezclarse con el aire y controlar la atmósfera. Además, con esto se tiene minimización en la producción de cenizas por parte del combustible.

Para el cálculo de la cantidad estequiométrica de oxígeno se considera la combustión completa del GLP. Las reacciones producidas durante la combustión completa están presentadas en las Ecuaciones 3.3 y 3.4.



El cálculo de las moles de oxígeno real utilizado en el proceso, se realiza a partir de la Ecuación 3.5.

$$\lambda = \frac{n_{O_2 real}}{n_{O_2 estequiométrica}} \quad [3.5]$$

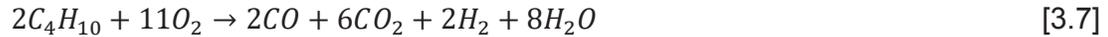
En donde:

$n_{O_2 real}$ = Moles de oxígeno que ingresan al proceso

$n_{O_2 estequiométrica}$ = Moles de oxígeno estequiométricas

Para el cálculo de los gases de combustión se considera combustión incompleta debido a que se opera a atmósfera reductora ($\lambda=0,76$). Se consideran CO, CO₂, H₂ y H₂O como productos, según las Ecuaciones 3.6 y 3.7.





Debido a que se obtendrán productos como CO y H₂, es necesaria una cámara de post-combustión, antes de enviar estos gases a la atmósfera. Las reacciones consideradas en la cámara de post-combustión se detallan en las Ecuaciones 3.8 y 3.9.



3.1.2 CÁLCULO DE LA TEMPERATURA DE LOS GASES DE SALIDA

Para completar el balance de energía se requiere conocer la temperatura de los gases de salida a través de la Ecuación 3.10.

$$\eta_{t\acute{e}rmica} \times Q_{comb} = m_{gc} \times \overline{Cp}_{gc} \times (T_c - T_{gs}) \quad [3.10]$$

En donde:

m_{gc} = Masa de los gases de combustión

\overline{Cp}_{gc} = Calor específico de los gases de combustión

T_c = Temperatura de combustión

T_{gs} = Temperatura de los gases de salida

$\eta_{t\acute{e}rmica}$ = Eficiencia térmica

En hornos modernos la eficiencia térmica varía en el rango entre 0,8 y 0,9. Cuando la temperatura de los gases de salida es demasiado alta se obtienen eficiencias térmicas bajas, debido a que el calor no se ha transferido, por lo que este exceso de calor es usado para precalentar el aire de ingreso al horno (Towler, y Sinnott, 2008, p. 938). Se asume una eficiencia térmica de 0,7 para el cálculo de la temperatura de los gases de combustión a la salida del horno.

3.2 CRITERIOS DE DISEÑO DEL TANQUE DE LIXIVIACIÓN

3.2.1 SELECCIÓN DEL MATERIAL

El proceso de lixiviación se realiza con la adición de hidróxido de sodio. En la Tabla 3.1 se presentan los materiales metálicos recomendados para hidróxido de sodio según su resistencia química a la corrosión.

Se ha usado el término “Regular” para materiales menos recomendados que pueden ser utilizados cuando se espera un desgaste por corrosión bajo y “Precaución” para materiales usados bajo ciertas condiciones específicas.

Tabla 3.1. Resistencia química de los metales a la corrosión del hidróxido de sodio

Material	Recomendado	Regular	Precaución	No recomendado
Hierro y acero	X			
Latón rojo			X	
Bronce comercial		X		
Plomo		X		
Cobre			X	
Aluminio				X
Níquel	X			
Inconel	X			
Metal Monel	X			
Ac. Inox. Tipo 304	X			
Ac. Inox Tipo 316	X			
Ac. Inox. Tipo 347	X			
Ac. Inox. Carpenter “20”	X			
Hastelloy “B” o “C”	X			

(Megyesy, 1992, pp. 192-198)

En procesos de lixiviación del aluminio, el material de los tanques de lixiviación es de acero de bajo contenido de carbono, puesto que la presencia del ion $[Al(OH)_4]^-$ reduce la actividad del ion hidroxilo en la solución y disminuye su ataque (Hudson et al, 2000, p. 621)

3.2.2 CÁLCULO DE LAS DIMENSIONES DEL TANQUE

El volumen de operación del tanque de lixiviación se determinará mediante la Ecuación 3.11.

$$V_{op} = F_{op} \times t_c \quad [3.11]$$

En donde:

V_{op} = Volumen de operación (m³)

F_{op} = Flujo de operación (m³/h)

t_c = Tiempo de contingencia (h)

Se utilizará un factor de sobredimensionamiento del 20 % (Peters y Timmerhaus, 1991, p. 37) para el cálculo del volumen nominal de acuerdo con la Ecuación 3.12.

$$V_{nominal} = V_{op} \times F_s \quad [3.12]$$

En donde:

$V_{nominal}$ = Volumen nominal (m³)

F_s = Factor de sobredimensionamiento

Para tanques de lixiviación del aluminio se usa la relación altura-diámetro igual a 4 (Woloshyn, Oshinowo y Rosten, 2006, p. 351)

La presión hidrostática se calculará mediante la Ecuación 3.13, mientras que la presión de diseño será un 10 % más que la presión de operación (Megyesy, 1992, p. 15)

$$P_h = \rho_l \times g \times H \quad [3.13]$$

En donde:

P_h = Presión hidrostática (Pa)

ρ_l = Densidad del líquido (kg/m^3)

g = Aceleración gravitacional ($9,8 \text{ m/s}^2$)

H = Altura de la parte cilíndrica del tanque (m)

En la Tabla 3.2 se presentan las eficiencias de soldadura de las juntas para el cálculo del espesor.

Tabla 3.2. Eficiencia de la junta según la norma UW-12

Tipos		Eficiencia de la junta según examen radiográfico		
		Completo	Por zonas	No exam
	Junta a tope hechas por doble cordón de soldadura o por otro medio con el que se obtenga la misma calidad de metal de soldadura depositada sobre las superficies interior y exterior de la pieza.	1,00	0,85	0,70
	Junta a tope de un solo cordón con tira de respaldo que queda en su lugar después de soldar.	0,90	0,80	0,65
	Junta a tope de un solo cordón sin tira de respaldo	-	-	0,60
	Junta a traslape de doble filete completo			0,55
	Junta a traslape de un solo filete completo con soldaduras de tapón	-	-	0,50
	Junta a traslape de un solo filete completo sin soldaduras de tapón	-	-	0,45

(Megyesy, 1992, p. 142)

El espesor del tanque se calcula mediante la Ecuación 3.14:

$$t = \frac{P \times R}{S \times E - 0,6 \times P} \quad [3.14]$$

En donde:

P = Presión de diseño (psi)

R = Radio interior (m)

S = Esfuerzo máximo permisible (psi)

E = Factor de eficiencia de la junta soldada

t = Espesor del tanque (m)

(ASME, 2010a, p. 19)

En la Figura 3.1 se presentan las dimensiones de las tapas.

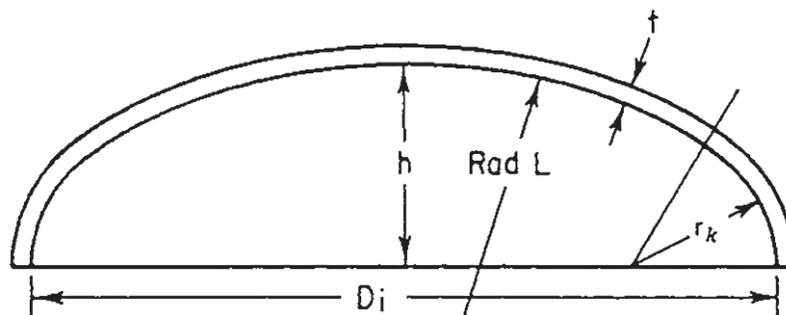


Figura 3.1. Dimensiones de una tapa torisférica
(Perry, Green y Maloney, 2008, p. 10-145)

En el diseño se considera que el radio interior del casquete (L) es igual al diámetro interior del tanque y el radio interior de curvatura (r_k) es igual al 6 % del radio interior del casquete (ASME, 2010a, p. 29) de acuerdo con lo mostrado en las Ecuaciones 3.15 y 3.16 respectivamente.

$$L = D_i \quad [3.15]$$

$$r_k = 0,06L \quad [3.16]$$

El volumen y la altura de la tapa torisférica se calculan según las Ecuaciones 3.17 y 3.18 respectivamente.

$$V_{tapa} = 0,0809D_i^3 \quad [3.17]$$

$$h_{tapa} = \frac{D_i}{4} \quad [3.18]$$

(Perry et al, 2008, p. 10-145)

El espesor de la tapa (t_{tapa}) de acuerdo con la Ecuación 3.19 es:

$$t_{tapa} = \frac{0,885 \times P \times L}{S \times E - 0,1 \times P} \quad [3.19]$$

(ASME, 2010a, p. 29)

Para aceros al carbono y de baja aleación que no están expuestos a corrosión severa, se utiliza un margen por corrosión de 2 mm mientras que si el material está bajo condiciones severas se utiliza un valor de 4 mm. La mayor parte de códigos y estándares establecen un margen por corrosión de 1 mm (Towler y Sinnott, 2008, p. 985)

3.2.3 DISEÑO DEL SISTEMA DE AGITACIÓN DEL TANQUE

Las dimensiones estándar de un tanque mecánicamente agitado se calculan de acuerdo con las Ecuaciones 3.20 a 3.24.

$$B = \frac{1}{12} D_T \quad [3.20]$$

$$D_A = \frac{1}{3} D_T \quad [3.21]$$

$$L = \frac{1}{4} D_A \quad [3.22]$$

$$W = \frac{1}{5} D_A \quad [3.23]$$

$$C = \frac{1}{3} D_T \quad [3.24]$$

En donde:

B = Ancho de los deflectores (m)

D_A = Diámetro del agitador (m)

L = Longitud de las paletas del agitador (m)

W = Ancho de las paletas del agitador (m)

D_T = Diámetro del tanque (m)

C = Altura del agitador desde el fondo del tanque (m)

(Paul et al, 2004, pp. 350, 356, 363, 372)

En la Figura 3.2 se presenta el esquema del sistema de agitación del tanque.

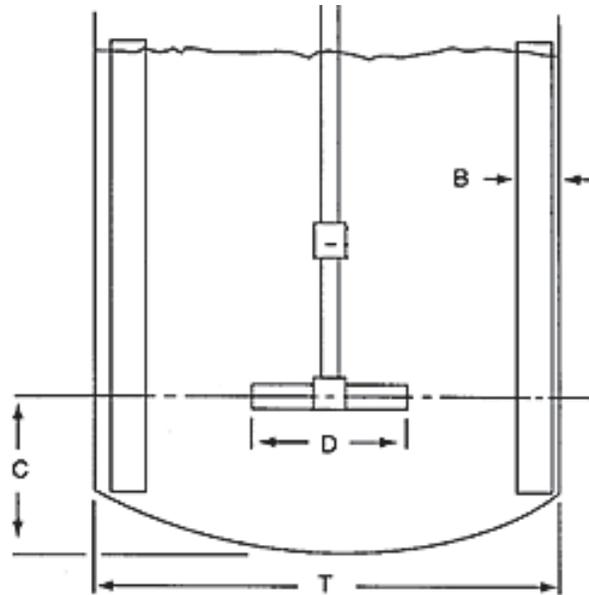


Figura 3.2. Esquema del sistema de agitación de los tanques
(Paul, Atiemo-Obeng y Kresta, 2004, p. 363)

La potencia del agitador se calcula de acuerdo con la ecuación 3.25.

$$P = N_p \times D_A^5 \times N^3 \times \rho_f \quad [3.25]$$

El número de potencia se obtiene de la Figura 3.3 a través del número de Reynolds según la Ecuación 3.26.

$$Re = \frac{D_A^2 \times N \times \rho_f}{\mu_f} \quad [3.26]$$

En donde:

P = Potencia del eje (W)

N_p = Número de potencia

D_A = Diámetro del agitador (m)

N = Velocidad del agitador (revoluciones por segundo, rps)

ρ_f = Densidad del fluido (kg/m^3)

μ_f = Viscosidad del fluido (Pa.s)

(Towler y Sinnott, 2008, pp. 616-617)

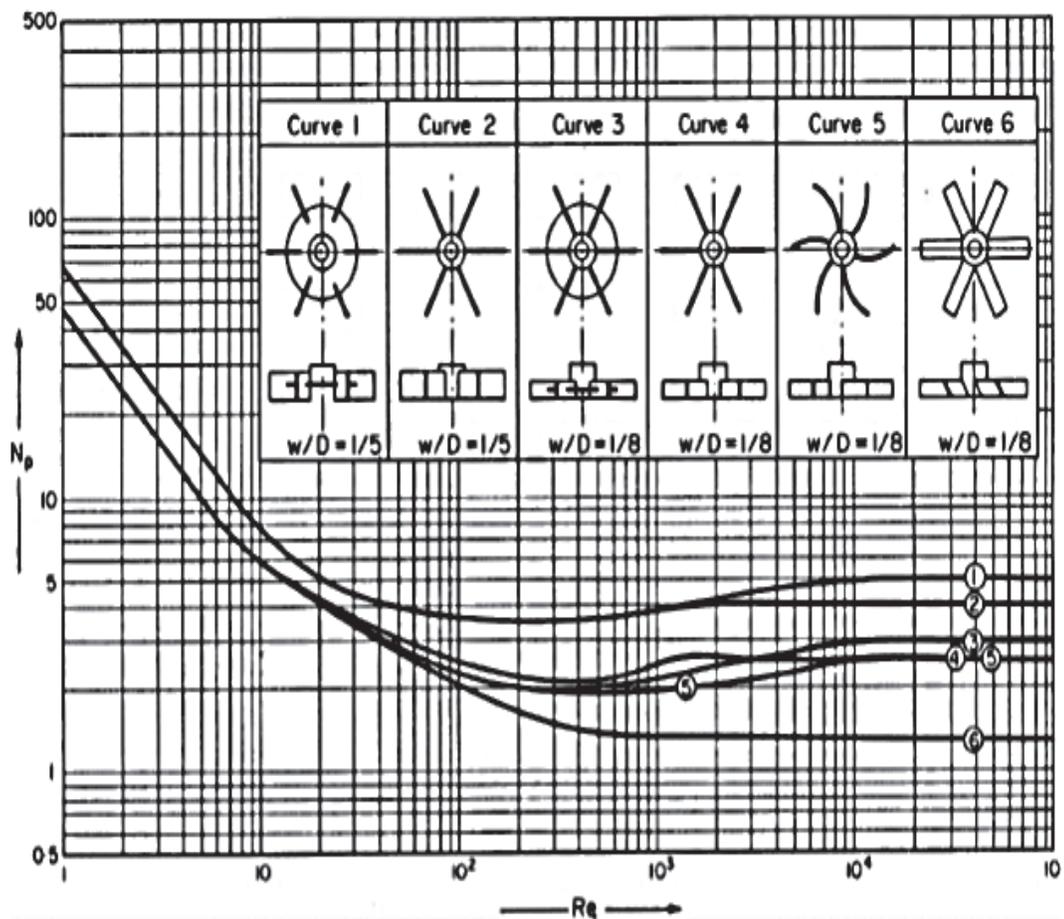


Figura 3.3. Correlaciones de número de potencia para impulsores tipo turbina, para un tanque con 4 baffles.

(Towler y Sinnott, 2008, p. 619)

El tipo de agitador se seleccionará según la viscosidad de la solución y el volumen del tanque de acuerdo con la Figura 3.4, entre paleta, turbina, hélice, ancla o cinta helicoidal.

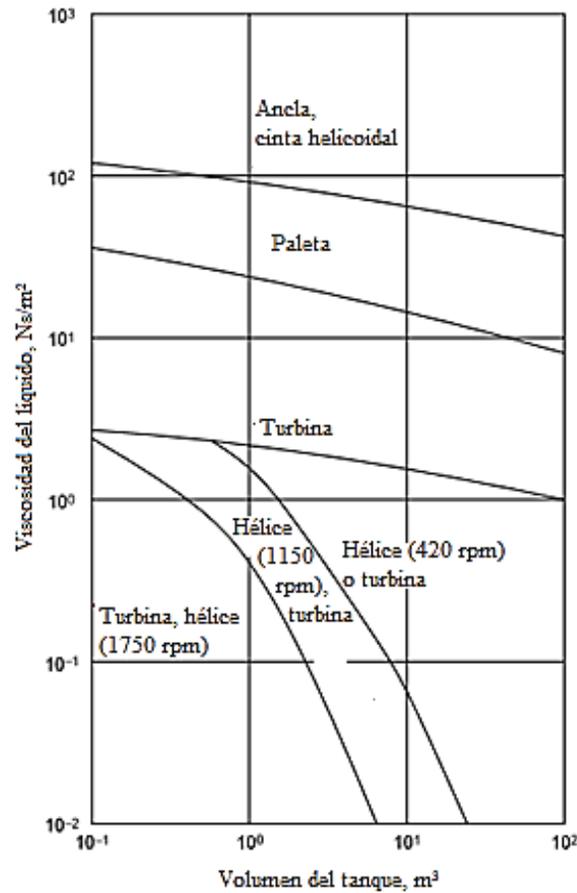


Figura 3.4. Selección del agitador
(Towler y Sinnott, 2008, p. 617)

3.2.4 DISEÑO DEL SISTEMA DE CALENTAMIENTO DEL TANQUE

En el diseño del tanque de lixiviación se optará por la chaqueta de calentamiento, la misma que se utilizará únicamente para el arranque de la planta. En la Figura 3.5 se presenta el diagrama de un tanque cilíndrico vertical provisto de agitación mecánica.

La chaqueta consiste en un cilindro externo que rodea el tanque de tal forma que el fluido de calentamiento/enfriamiento circula por el espacio entre el tanque y el cilindro externo. En este caso el calor es transferido a través de la pared del tanque (Towler y Sinnott, 2008, p. 939)

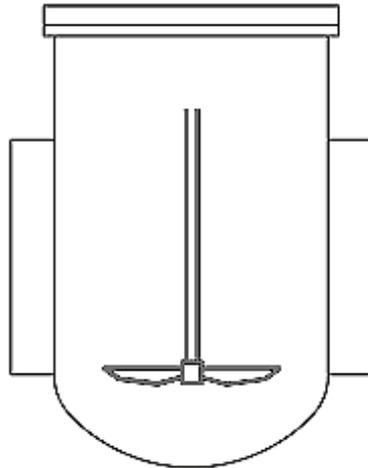


Figura 3.5. Esquema de un recipiente agitado con chaqueta

El coeficiente de transferencia de calor se obtiene de las Ecuación 3.27 a través del número de Nusselt.

$$Nu = \frac{h_v \times D_T}{k_f} = C \times \left(\frac{D_A^2 \times N \times \rho_f}{\mu_f} \right)^a \times \left(\frac{Cp_f \times \mu_f}{k_f} \right)^b \times \left(\frac{\mu_f}{\mu_w} \right)^c \quad [3.27]$$

En donde:

Nu = Número adimensional de Nusselt

h_v = Coeficiente de transferencia de calor (W/m^2K)

k_f = Conductividad térmica del fluido (W/mK)

Cp_f = Capacidad calorífica del fluido (J/kgK)

μ_f = Viscosidad del fluido ($Pa.s$)

μ_w = Viscosidad el agua ($Pa.s$)

D_T = Diámetro del tanque (m)

a, b, c = Índices de la Ecuación [3.27]

(Kern, 1999, p. 815; Towler y Sinnott, 2008, p. 942)

Existen varias correlaciones para determinar el coeficiente de convección. En la Tabla 3.3 se presentan los valores de la constante C y los índices a, b y c para la Ecuación 3.27, en función del tipo de agitador y la presencia de deflectores para recipientes enchaquetados y con serpentín.

Tabla 3.3. Coeficientes para recipientes enchaquetados o con serpentín a usarse en la Ecuación 3.27

Caso	Condición	C	a	b	c
Pala de paleta plana Deflectores o sin deflectores Recipientes enchaquetados		0,36	0,67	0,33	0,14
Turbina de disco de hoja plana Deflectores o sin deflectores Recipientes enchaquetados	$Re < 400$	0,54	0,67	0,33	0,14
Turbina de disco de hoja planas Deflectores Recipientes enchaquetados	$Re > 400$	0,74	0,67	0,33	0,14
Hélice, tres paletas Recipientes enchaquetados	$Re > 5\ 000$	0,64	0,67	0,33	0,14
Turbina, paletas planas Deflectores Recipientes con serpentín	$2\ 000 < Re < 700\ 000$	0,10	0,62	0,33	0,14
Paleta, paletas planas Deflectores Recipientes con serpentín		0,87	0,62	0,33	0,14

(Towler y Sinnott, 2008, pp. 942-943)

3.3 CRITERIOS DE DISEÑO PARA EL DIMENSIONAMIENTO DEL TANQUE DE NEUTRALIZACIÓN Y MADURACIÓN

3.3.1 SELECCIÓN DEL MATERIAL

El proceso de neutralización se realiza con la adición de ácido clorhídrico, por lo tanto para el tanque de neutralización y maduración se analizará materiales recomendados para ácido clorhídrico.

En la Tabla 3.4 se presentan los materiales metálicos recomendados para ácido clorhídrico según su resistencia a la corrosión. Se ha usado el término “Regular” para materiales menos recomendados que pueden ser utilizados cuando se espera un desgaste por corrosión bajo y “Precaución” para materiales usados bajo ciertas condiciones específicas.

Tabla 3.4. Resistencia química de los metales a la corrosión del ácido clorhídrico

Material	Recomendado	Regular	Precaución	No recomendado
Hierro y acero				X
Bronce comercial			X	
Plomo			X	
Cobre			X	
Aluminio				X
Níquel			X	
Inconel			X	
Metal Monel		X		
Ac. Inox. Tipo 304				X
Ac. Inox Tipo 316				X
Ac. Inox. Tipo 347				X
Hastelloy "B" o "C"	X			

(Megyesy, 1992, pp. 192, 198)

3.3.2 CÁLCULO DE LAS DIMENSIONES DE LOS TANQUES

Se utiliza una relación altura-diámetro igual a 2, que se emplea para tanques medianos y pequeños que operan a presión atmosférica; con las Ecuaciones 3.11 y 3.12 se calcularán los volúmenes de operación y nominales respectivamente.

El espesor mínimo para resistir la presión hidrostática en tanques sujetos a presión atmosférica se calcula con la ecuación 3.30.

$$t = \frac{\rho_l \times g \times H}{2 \times S \times E} \times \frac{D_i}{10^3} \quad [3.30]$$

En donde:

t = Espesor del tanque (mm)

H = Altura del líquido (m)

ρ_l = Densidad del líquido (kg/m^3)

E = Eficiencia de la junta

S = Esfuerzo máximo permisible (N/mm²)

D_i = Diámetro del tanque (m)

(Towler y Sinnott, 2008, p. 1038)

3.3.3 DIMENSIONAMIENTO DEL SISTEMA DE AGITACIÓN Y CALENTAMIENTO

Tanto para el tanque de neutralización como para el de maduración se utilizará agitación, para su dimensionamiento se emplean las Ecuaciones presentadas en la sección 3.2.3

Únicamente para el tanque de maduración se requiere de calentamiento para la formación de cristales. Para esto se optará por una chaqueta, el área de transferencia de calor se calcula con el uso de la información presentada en la sección 3.2.4.

3.4 CRITERIOS DE DISEÑO PARA EL DIMENSIONAMIENTO DE TANQUES DE ALMACENAMIENTO

Se requieren dos tanques de almacenamiento, uno para la solución de hidróxido de sodio y otro para la solución de ácido clorhídrico.

Con respecto a los materiales de cada tanque, se utilizará la información expuesta en las Tablas 3.1 y 3.4 donde se muestran los materiales recomendados para hidróxido de sodio y ácido clorhídrico, respectivamente.

Para el dimensionamiento de estos tanques se tomará una relación altura-diámetro 1:1, el volumen de operación y diseño serán calculados de acuerdo con las Ecuaciones 3.11 y 3.12 respectivamente; el espesor será calculado con la Ecuación 3.30 utilizada para recipientes sujetos a presión atmosférica.

3.5 CRITERIOS DE DISEÑO PARA EL DIMENSIONAMIENTO DEL FILTRO

Se selecciona un filtro rotatorio al vacío debido a que estos equipos cuentan con aspersores para el lavado de la torta (Sutherland, 2008, p. 117)

El área requerida de filtración se obtendrá de la Ecuación 3.31. Se utilizará un factor de sobredimensionamiento del 20 % (Peters y Timmerhaus, 1991, p. 37)

$$Velocidad\ de\ flujo = \frac{V_{cake}}{A_{filtro} \times t_{ciclo}} \quad [3.31]$$

El tiempo requerido para la formación de la torta es el definido por la Ecuación 3.32.

$$t = f \times t_{ciclo} \quad [3.32]$$

En donde:

V_{cake} = Volumen del sólido filtrado (m^3)

A_f = Área del filtro (m^2)

t_{ciclo} = Tiempo de filtración del ciclo total (s)

t = Tiempo requerido para la formación de la torta (s)

f = Fracción de tiempo del ciclo total empleado para la formación de la torta

(Geankopolis, 1993, pp. 813-814)

3.6 CRITERIOS PARA LA SELECCIÓN DEL SECADOR

Alrededor del 85 % de secadores industriales son de tipo convectivo, es decir, el aire caliente o gases de combustión se ponen en contacto directo con el material a secar. La humedad evaporada es arrastrada por el aire o gases de combustión. La temperatura de entrada del gas de secado se encuentra entre 100 y 600 °C (Mujumdar, 2006, p.31, 53)

Los secadores de lecho fluidizado se usan ampliamente en el procesamiento de productos químicos, alimenticios, farmacéuticos, productos para calcinación etc., para el secado de partículas húmedas cuyo rango de tamaño se encuentra entre 50 y 2 000 μm (Li y Mujumdar, 2006, p. 200)

Entre las ventajas del uso de secadores de lecho fluido se encuentran su alta tasa de remoción de humedad, la facilidad en el control y transporte del material en el interior del secador y el bajo costo de mantenimiento.

3.7 CRITERIOS DE DISEÑO PARA EL HORNO DE CALCINACIÓN

En la Figura 3.6 se observa el esquema típico de un sistema de lecho fluido circulante.

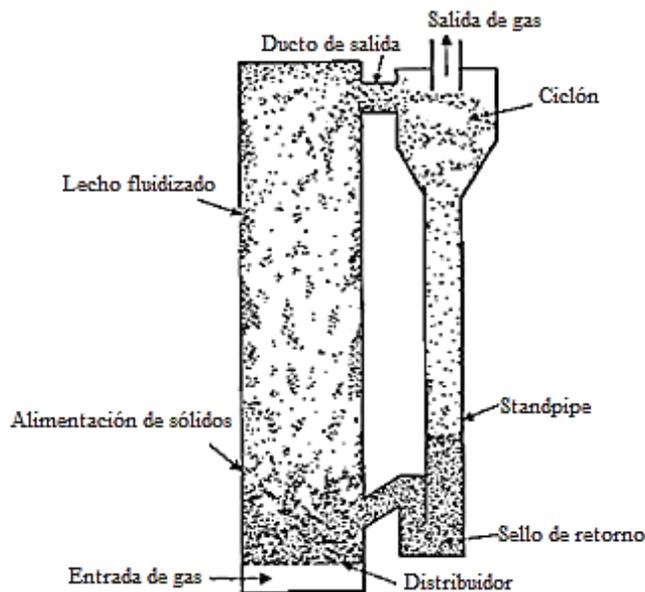


Figura 3.6. Sistema de lecho fluido circulante
(Grace y Hsiaotato, 2003, p. 492)

Los hornos de lecho fluido típicamente son cuerpos cilíndricos verticales, tienen la entrada de aire y la entrada de combustible por la parte inferior. La alimentación

del material sólido ingresa un poco más arriba y se mezcla con los gases de combustión para producir el intercambio calórico de tal forma que se transfiera la cantidad de calor necesaria que se requiere para la calcinación. La descarga se produce por la parte superior y el producto es separado de los gases de combustión en un ciclón (Mullinger y Jenkins, 2008, p. 19).

En sistemas de lecho fluido circulante, el producto sólido es recirculado mientras que el gas pasa una única vez a través del lecho (Grace y Hsiaotato, 2003, p. 491)

3.7.1 SELECCIÓN DEL MATERIAL

En la Tabla 3.5 se presentan las propiedades de materiales aluminosos y ladrillos refractarios.

Tabla 3.5. Propiedades generales de materiales refractarios

Tipo	Alúmina						Silimanita		Ladrillo refractario		
	90% Al ₂ O ₃	80% Al ₂ O ₃	70-73% Al ₂ O ₃	60-65% Al ₂ O ₃	53-57% Al ₂ O ₃	48-50% Al ₂ O ₃	Calidad super alta	Calidad alta	Calidad alta	Calidad media	Calidad baja
SiO ₂ (%)	4,50	13,41	23,82	32,01	38,42	43,44	34,44	39,84	52,56	57,32	68,88
Al ₂ O ₃ (%)	91,32	82,04	71,86	63,26	56,20	51,10	63,05	56,88	42,02	37,08	24,03
Fe ₂ O ₃ (%)	1,80	2,08	1,85	2,02	2,34	2,62	0,90	1,02	2,57	2,66	2,67
Densidad (kg/m ³)	2 950	2 730	2 380	2 350	2 310	2 380	2 350	2 300	2 030	2 000	2 120
Cond. térmica (W/mK) °C											
0-500	2,31	2,02	0,87	0,87	0,87	1,00	1,15	1,15	0,58	0,58	0,58
500-1000	2,45	2,31	1,15	1,15	1,15	1,10	1,44	1,44	0,87	0,87	0,87
1000-1500	2,74	2,45	1,44	1,44	1,44	1,20	1,73	1,73	1,15	1,15	1,15
Calor específico (kJ/kgK)	1,13	1,13	1,05	1,05	1,05	1,10	1,13	1,13	1,11	1,11	1,13

(Mullinger y Jenkins, 2008, p. 448)

Como material refractario se considerarán materiales con alto contenido de alúmina debido a la resistencia ante la abrasión de partículas y bajo contenido en sílice para evitar la contaminación de la alúmina; mientras que como material aislante se considerarán ladrillos refractarios debido a su baja conductividad térmica.

3.7.2 SELECCIÓN DEL COMBUSTIBLE

Como combustible, se utilizará fuel oil, debido a su alto poder calorífico. En la Tabla 3.6 se presenta la composición en peso de varios “fuel óleos”.

Tabla 3.6. Composición en peso de “fuel óleos”

Composición (%)	Nº 1 (41,5º API)	Nº 2 (33,3º API)	Nº4 (23,2º API)	Nº6 (12,6º API)	Nº6 (15,5º API)
Carbono	86,4	87,3	86,47	87,26	84,67
Hidrógeno	13,6	12,6	11,65	10,49	11,02
Oxígeno	0,01	0,04	0,27	0,64	0,38
Azufre	0,09	0,22	1,35	0,84	3,97

(Perry et al, 2008, p. 24-9)

El poder calórico del combustible se determinará a partir de la Ecuación 3.33.

$$P_c = 81 \times \%C + 290 \times \left(\%H - \frac{\%O}{8} \right) + 25 \times \%S - 6 \times \%H_2O \quad [3.33]$$

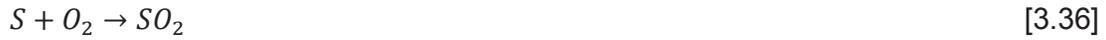
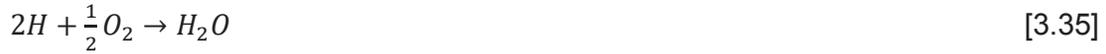
En donde:

P_c = Poder calorífico (kcal/kgcombustible)

$\%C, \%H, \%S, \%H_2O$ = Porcentajes en peso

En el proceso de combustión se considerarán las Ecuaciones 3.34 a 3.36 para determinar la composición de los gases de salida:





Se utilizará un quemador que tiene un atomizador tipo jet que sirve para “fuel óleos”. La pulverización del combustible es necesaria para mejorar el proceso de combustión (Mullinger y Jenkins, 2008, p. 172)

3.7.3 CLASIFICACIÓN DEL TIPO DE PARTÍCULAS

Geldart fue el primero en clasificar el comportamiento de partículas fluidizadas por gases en cuatro grupos reconocibles. Estos grupos se caracterizan por la diferencia de densidad entre las partículas y el medio de fluidización; y el tamaño de partículas (Yang, 2003, p.54). En la Figura 3.7 se encuentra la clasificación de polvos según Geldart.

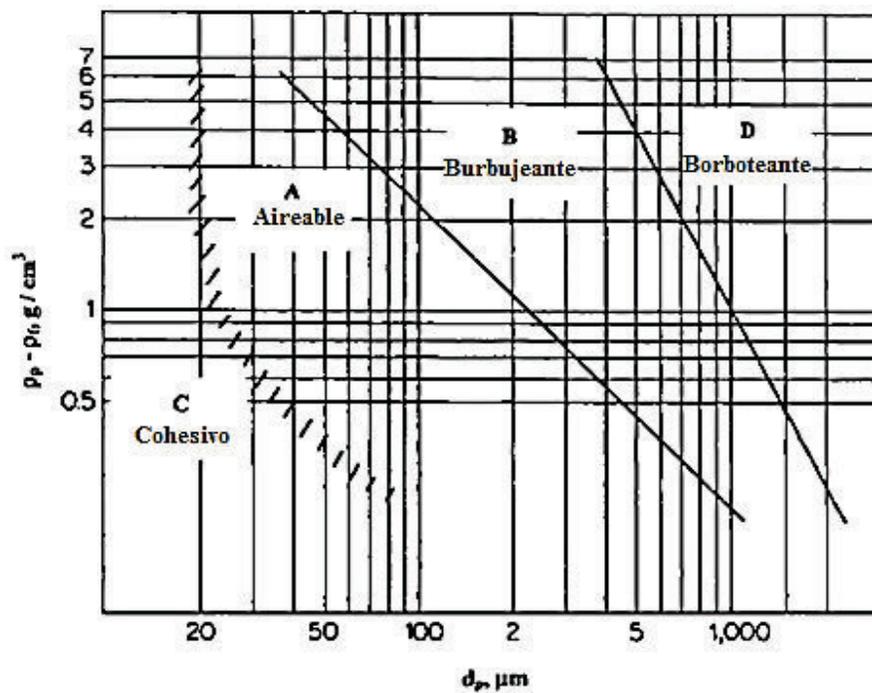


Figura 3.7. Clasificación de los polvos según Geldart.
(Yang, 2003, p. 54)

En el grupo A se encuentran partículas que presentan una expansión del lecho después de una fluidificación mínima y antes del comienzo del burbujeo, las burbujas aparecen a la velocidad mínima de burbujeo, son fáciles de fluidificar. En el grupo B los espacios causados por el gas aparecen a la velocidad mínima de fluidificación. En el grupo C se encuentran partículas cohesivas que tienden a aglomerarse, difíciles de fluidificar. En el grupo D se encuentran partículas que forman picos en los lechos (Yang, 2003, p. 53)

A partir del tipo de partícula se pueden estimar propiedades tales como la velocidad mínima de fluidización y la de burbujeo.

3.7.4 CÁLCULO DE LA VELOCIDAD MÍNIMA DE FLUIDIZACIÓN

La velocidad mínima de fluidización se calculará para altas temperaturas, a través de la Ecuación 3.37.

$$u_{mf} = \frac{\mu_f}{\rho_f \times d_p} \times 42,9 \times (1 - \varepsilon_{mf}) \times \left\{ \left[1 + 3 \times 10^{-4} \times \frac{\varepsilon_{mf}^3}{(1 - \varepsilon_{mf})^2} \times Ga \right]^{\frac{1}{2}} - 1 \right\} \quad [3.37]$$

El número adimensional de Galio se obtendrá a partir de la Ecuación 3.38.

$$Ga = \frac{d_p^3 \times \rho_f \times (\rho_s - \rho_f) \times g}{\mu_f^2} \quad [3.38]$$

En donde:

u_{mf} = Velocidad mínima de fluidización (m/s)

Ga = Número adimensional de Galio

μ_f = Viscosidad del fluido (Pa.s)

ρ_f = Densidad del fluido (kg/m³)

ρ_s = Densidad del sólido (kg/m³)

d_p = Diámetro de partícula (m)

ε_{mf} = Porosidad mínima de fluidificación

g = Aceleración gravitacional ($9,8 \text{ m/s}^2$)
(Yates, 2003, p.140)

En la Figura 3.8 se presenta la velocidad de fluidización en función de la temperatura para diferentes tamaños de partículas.

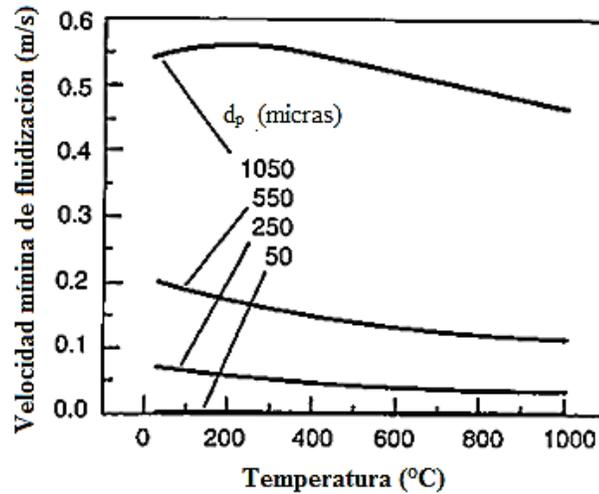


Figura 3.8. Velocidad mínima de fluidización en función de la temperatura y tamaño de partícula
(Yates, 2003, p.140)

3.7.5 CÁLCULO DE LA VELOCIDAD MÍNIMA DE BURBUJEO

La velocidad mínima de burbujeo ocurre cuando aparece la primera burbuja, se calculará de acuerdo con la Ecuación 3.39.

$$\frac{u_{mb}}{u_{mf}} = \frac{4,125 \times 10^4 \times \mu_f^{0,9} \times \rho_f^{0,1}}{(\rho_s - \rho_f) \times g \times d_p} \quad [3.39]$$

En donde:

u_{mb} = Velocidad mínima de burbujeo (m/s)

u_{mf} = Velocidad mínima de fluidización

(Yates, 2003, p.140)

3.7.6 CÁLCULO DE LA VELOCIDAD TERMINAL

En las Figuras 3.9 y 3.10 se presenta la velocidad terminal en función de la temperatura para los diferentes grupos definidos por Geldart y para el grupo A de la clasificación de Geldart, respectivamente.

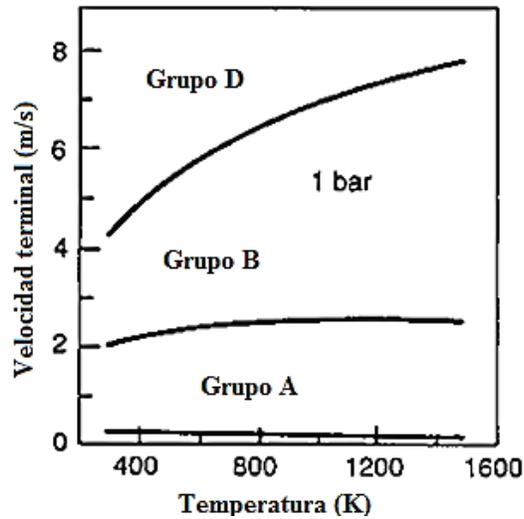


Figura 3.9. Velocidad terminal en función de la temperatura y la clasificación de Geldart (Yates, 2003, p.140)

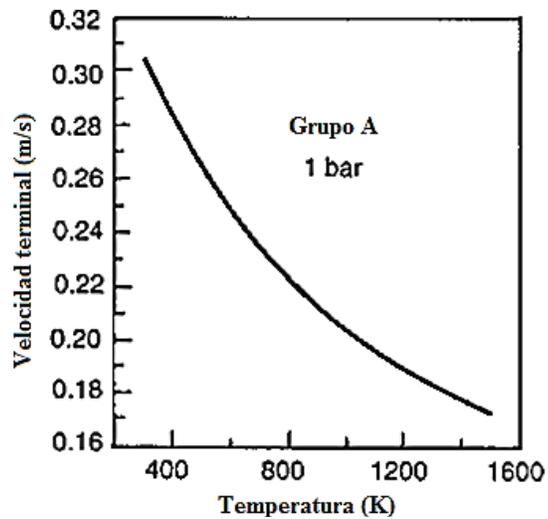


Figura 3.10. Velocidad terminal en función de la temperatura para el Grupo A de la clasificación de Geldart. (Yates, 2003, p.140)

La velocidad terminal se calculará a través de números adimensionales para el tamaño de partícula y velocidad terminal del gas, de acuerdo con las Ecuaciones 3.40 a 3.42.

$$d_p^* = d_p \times \left[\frac{\rho_f \times (\rho_s - \rho_f) \times g}{\mu_f^2} \right]^{\frac{1}{3}} \quad [3.40]$$

$$u_t^* = \left[\frac{18}{d_p^{*2}} + \frac{2,335 - 1,744 \times \phi_s}{d_p^{*0,5}} \right]^{-1} \quad [3.41]$$

$$u_t = \frac{u_t^*}{\left[\frac{\rho_f^2}{\mu_f \times (\rho_s - \rho_f) \times g} \right]^{\frac{1}{3}}} \quad [3.42]$$

En donde:

u_t^* = Número adimensional de la velocidad terminal del gas

d_p^* = Número adimensional del tamaño de partícula

u_t = Velocidad terminal (m/s)

ϕ_s = Esfericidad del sólido

(Yates, 2003, p.140)

3.7.7 CÁLCULO DE LA VELOCIDAD DE TRANSPORTE

La velocidad de transporte es un dato importante en sistemas de lecho fluido circulante, puesto que determina la mínima velocidad superficial del gas requerida en la región de fluidización rápida. Se puede estimar a través de la Ecuación 3.43.

$$u_{tr} = 4 \times (\rho_s \times d_p)^{\frac{1}{3}} \quad [3.43]$$

En donde:

u_{tr} = Velocidad de transporte (m/s)

(Smolders y Baeyens, 1998, p. 27)

3.7.8 CÁLCULO DE LA VELOCIDAD SUPERFICIAL DEL GAS

La velocidad superficial del gas se determinará bajo la consideración de que se debe encontrar en la zona de fluidización rápida. En la Figura 3.11 se observan las regiones de fluidización burbujeante y fluidización rápida.

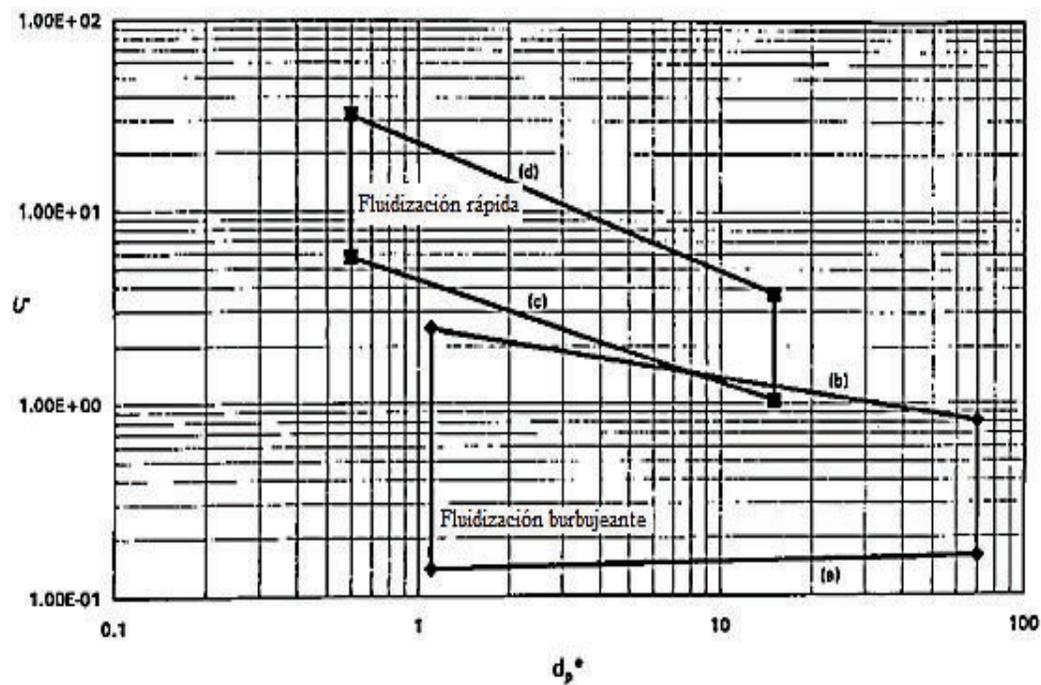


Figura 3.11. Regiones de fluidización rápida y burbujeante
(Chen, 2003, p. 253)

El número adimensional para la velocidad del gas requerido en la Figura 3.11 se calcula con la Ecuación 3.44, mientras que el número adimensional para el tamaño de partícula está dado por la Ecuación 3.40.

$$u^* = \frac{u_g - u_{mf}}{u_t - u_{mf}} \quad [3.44]$$

En donde:

u^* = Número adimensional para la velocidad del gas

u_g = Velocidad superficial del gas (m/s)

(Chen, 2003, p. 266)

3.7.9 CÁLCULO DE LA CAÍDA DE PRESIÓN A TRAVÉS DEL LECHO

En un lecho fluido, la caída de presión a través del lecho es igual al peso del lecho por unidad de área como lo indica la Ecuación 3.45:

$$\frac{\Delta P_{bed}}{L} = (1 - \varepsilon) \times (\rho_s - \rho_f) \times g \quad [3.45]$$

En donde:

ΔP_{bed} = Caída de presión en el lecho (Pa)

L = Longitud del lecho

ε = Porosidad del lecho

(Yates, 2003, p.139)

El área transversal se puede despejar de la Ecuación 3.46.

$$\frac{m_{g\ comb}}{\rho_f} = A_t \times u_g \quad [3.46]$$

El diámetro del lecho se puede despejar de la Ecuación 3.47:

$$A_t = \frac{\pi}{4} \times D_b^2 \quad [3.47]$$

En donde:

$m_{g\ comb}$ = Masa de los gases de combustión (kg/s)

A_t = Área transversal (m²)

D_b = Diámetro del lecho (m)

3.7.10 CÁLCULO DE LA TRANSFERENCIA DE CALOR EN EL HORNO

En la Figura 3.12 se observan las resistencias consideradas entre el lecho y la pared interna del horno para el cálculo de la temperatura interna de la pared del horno, en un lecho fluido circulante.

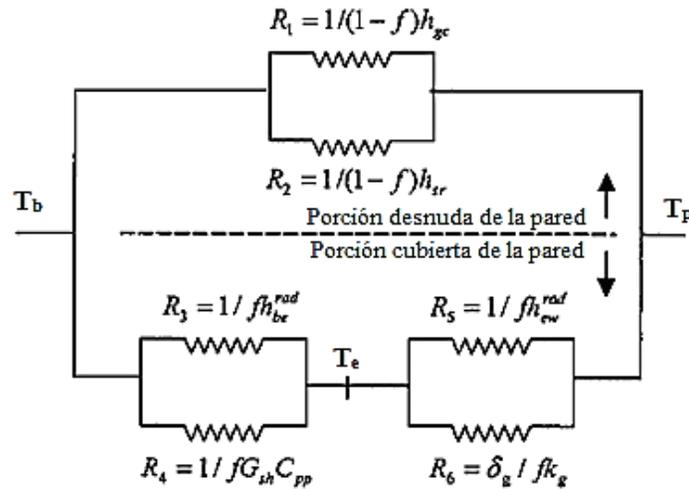


Figura 3.12. Resistencias para la transferencia de calor entre el lecho y la pared del horno (Grace y Hsiaotato, 2003, p. 527)

Para estimar el espesor de la película de gas en la pared (δ_g) se usará la Ecuación 3.48:

$$\delta_g = 0,0282 \times d_p \times (1 - \varepsilon)^{-0,59} \quad [3.48]$$

La fracción de pared cubierta por partículas (f) se estimará con la Ecuación 3.49.

$$f = 1 - \exp \left\{ -25\,000 \times (1 - \varepsilon) \times \left[1 - \frac{2}{\exp(0,5D_b) + \exp(-0,5D_b)} \right] \right\} \quad [3.49]$$

(Grace y Hsiaotato, 2003, p. 527)

El coeficiente de transferencia de calor por convección del gas (h_{gc}) para lechos de altura menor a 0,5 m se calcula con la Ecuación 3.50, mientras que para lechos de altura mayor a 0,5 m se calcula con la Ecuación 3.51:

$$\frac{h_{gc} \times d_p}{k_f} = \left(\frac{cp_s}{cp_g} \right) \times \left(\frac{\rho_b}{\rho_s} \right)^{0,3} \times \left(\frac{u_t}{g \times d_p} \right)^{0,21} \times Pr_g \quad [3.50]$$

$$\frac{h_{gc} \times d_p}{k_f} = 7,46 \times 10^{-4} \times \left(\frac{D_b \times \rho_f \times u_g}{\mu_g} \right)^{0,757} \times \left(\frac{\rho_b}{\rho_s} \right)^{0,562} \quad [3.51]$$

(Chen, 2003, p.277)

En donde la densidad del lecho (ρ_b) está dada por la Ecuación 3.52:

$$\rho_b = (1 - \varepsilon) \times (\rho_s - \rho_f) \quad [3.52]$$

La emisividad de la suspensión (e_{susp}) según la Ecuación 3.53 es:

$$e_{susp} = \sqrt{\frac{1,5 \times e_p}{(1 - e_p)} \times \left\{ \frac{1,5 \times e_p}{(1 - e_p)} + 2 \right\}} - \frac{1,5 \times e_p}{(1 - e_p)} \quad [3.53]$$

El coeficiente de transferencia de calor por radiación (h_{sr}), correspondiente a la fracción de tiempo (1-f) cuando no hay agrupamientos de partículas se puede calcular con la Ecuación 3.54:

$$h_{sr} = \frac{\sigma \times (T_b^4 - T_{pi}^4)}{(T_b - T_w) \times \left(\frac{1}{e_{susp}} + \frac{1}{e_w} - 1 \right)} \quad [3.54]$$

En donde:

e_p = Emisividad de la partícula.

e_w = Emisividad de la pared

σ = Constante de Stefan-Boltzmann ($5,67 \times 10^{-8}$ W/m²K⁴)

T_b = Temperatura del lecho (K)

T_{pi} = Temperatura interna de pared (K)

Para estimar el flujo de partículas colaterales (G_{sh}) se utiliza la correlación 3.55:

$$G_{sh} = 0,0225 \times \ln(\rho_b) + 0,1093 \quad [3.55]$$

La temperatura de emulsión (T_e) es:

$$T_e = \frac{T_b \times R_{56} + T_{pi} \times R_{34}}{R_{34} + R_{56}} \quad [3.56]$$

Las resistencias R_3 , R_4 , R_5 y R_6 se toman de la Figura 3.12.

Las resistencias R_{34} y R_{56} requeridas para el cálculo de la temperatura de emulsión se calculan de acuerdo con las Ecuaciones 3.57 y 3.58.

$$R_{34} = \frac{R_3 \times R_4}{R_3 + R_4} \quad [3.57]$$

$$R_{56} = \frac{R_5 \times R_6}{R_5 + R_6} \quad [3.58]$$

Los coeficientes de transferencia de calor por radiación para el lecho-emulsión (h_{be}^{rad}) y emulsión-pared (h_{ew}^{rad}) son las descritas en las Ecuaciones 3.59 y 3.60:

$$h_{be}^{rad} = \frac{2 \times \sigma \times (T_b^4 - T_e^4)}{\left(\frac{2}{\epsilon_{susp}} - 1\right) \times (T_b - T_e)} \quad [3.59]$$

$$h_{ew}^{rad} = \frac{4 \times \sigma \times (T_e^4 - T_{pi}^4)}{\left(\frac{1}{\epsilon_{susp}} + \frac{1}{\epsilon_w} - 1\right) \times (T_e - T_{pi})} \quad [3.60]$$

El coeficiente total de transferencia de calor en el lecho se calcula de acuerdo con la Ecuación 3.61.

$$h_{tot} = (h_{gc} + h_{sr}) \times (1 - f) + \frac{f}{\frac{1}{G_{sh} \times C_{ps} + h_{be}^{rad}} + \frac{1}{\frac{k_g}{\delta_g} + h_{be}^{rad}}} \quad [3.61]$$

(Grace y Hsiaotato, 2003, p. 528)

El calor transferido en el lecho (Q_{lecho}) está dado por la Ecuación 3.62.

$$Q_{lecho} = h_{tot} (lecho) \times \pi \times D_{b \text{ int}} \times L \times (T_b - T_{pi}) \quad [3.62]$$

El calor transferido a través de la pared del horno dada por conducción se calcula con la Ecuación 3.63.

$$Q_{cond} = \frac{2 \times \pi \times k_{ais} \times L \times (T_{pi} - T_{pe})}{\ln\left(\frac{r_{b \text{ ext}}}{r_{b \text{ int}}}\right)} \quad [3.63]$$

En donde:

T_{pi} = Temperatura interna de pared (K)

T_{pe} = Temperatura externa de pared (K)

$r_{b\ ext}$ = Radio externo del lecho (m)

$r_{b\ int}$ = Radio interno del lecho (m)

k_{ais} = Conductividad térmica del material del horno (W/mK)

L = Longitud del horno (m)

El coeficiente de transferencia de calor por convección natural ($h_{conv\ ext}$) se calcula con la Ecuación 3.64 empleada para planos o cilindros en posición vertical.

$$h_{conv\ ext} = 1,42 \times \left(\frac{T_{pe} - T_{amb}}{L} \right)^{\frac{1}{4}} \times \left(\frac{P}{101,32} \right)^{\frac{1}{2}} \quad [3.64]$$

(Holman, 1999, p. 320)

El calor transferido por convección natural hacia el exterior se obtiene de acuerdo con la Ecuación 3.65.

$$Q_{conv\ ext} = h_{conv\ ext} \times \pi \times D_{b\ ext} \times L \times (T_{pe} - T_{amb}) \quad [3.65]$$

3.7.11 DISEÑO DEL DISTRIBUIDOR DE GAS

El distribuidor de gas en un lecho fluido cumple la función de inducir una fluidificación uniforme y estable (Reddy, 2003, p. 165). En el presente diseño se optará por un plato perforado con flujo dirigido hacia arriba.

La caída de presión a través de la rejilla (ΔP_{grid}) está dada por la Ecuación 3.66. Si el valor calculado es menor a 2 500 Pa, se utilizará directamente un valor de 2 500 Pa en el diseño (Reddy, 2003, p. 165)

$$\Delta P_{grid} = 0,1 \times \Delta P_{bed} \quad [3.66]$$

La velocidad del gas a través del orificio de la rejilla (u_h) está dada por la Ecuación 3.67.

$$u_h = C_d \times \sqrt{\frac{2 \times \Delta P_{grid}}{\rho_{f,h}}} \quad [3.67]$$

En donde:

C_d = Coeficiente de descarga del orificio.

$\rho_{f,h}$ = Densidad del gas que entra en el orificio de la rejilla

(Reddy, 2003, p. 169)

En la Figura 3.13 se presenta el coeficiente de descarga de orificios de la rejilla.

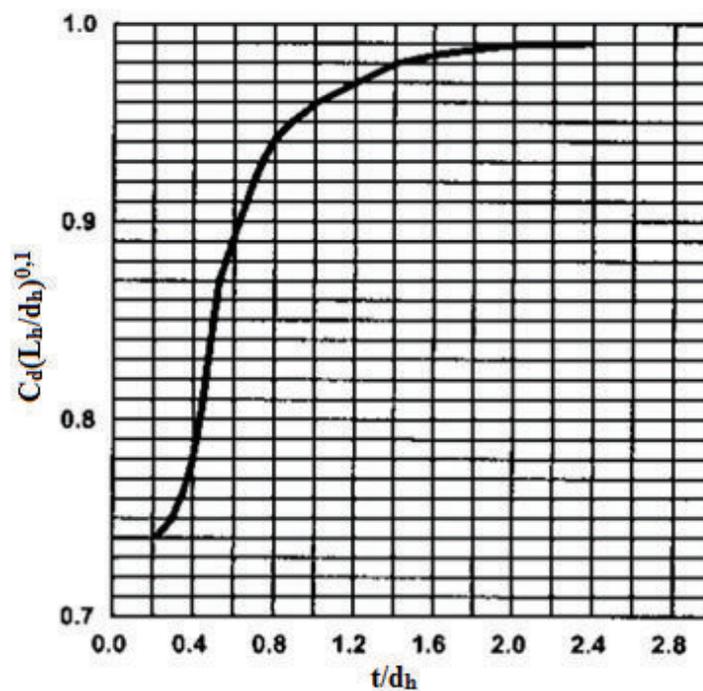


Figura 3.13. Coeficiente de descarga de orificios de la rejilla
(Reddy, 2003, p. 170)

El flujo volumétrico del gas de acuerdo con la Ecuación 3.68 es:

$$Q = N \times \frac{\pi \times D_h^2}{4} \times u_h \quad [3.68]$$

En donde:

Q = Flujo volumétrico del gas (m^3/s)

N = Número de orificios en la rejilla

D_h = Diámetro del orificio (m)

(Reddy, 2003, p. 169)

El paso de los orificios para un arreglo triangular está dado por la Ecuación 3.69

$$L_h = \frac{1}{\sqrt{N_d \times \text{sen}(60)}} \quad [3.69]$$

En donde:

L_h = Paso de los orificios (m)

N_d = Densidad del número de orificios (#orificios/ m^2)

(Reddy, 2003, p. 169)

3.7.12 DIMENSIONAMIENTO DEL CICLÓN

El ciclón deberá ser diseñado con una velocidad de entrada entre 9 y 27 m/s, puede considerarse 15 m/s como valor óptimo (Towler y Sinnott, 2008, p. 595).

Para operar con un solo ciclón, los caudales típicos de gas varían entre 0,5 y 12 m^3/s . Otro parámetro a considerar es que el diámetro de ciclones con entrada tangencial es menor a 1 m (Echeverri, 2006, p. 135)

Las dimensiones del ciclón serán calculadas de acuerdo con la Figura 3.14 para ciclones de alta eficiencia

Para obtener la eficiencia del ciclón diseñado, se calculará el factor de escalamiento, de acuerdo con la Ecuación 3.70 y se escalará la curva de eficiencia mostrada en la Figura 3.15 tal como lo indica la Figura 3.16.

$$d_2 = d_1 \times \left[\left(\frac{D_{c2}}{D_{c1}} \right)^3 \times \frac{Q_1}{Q_2} \times \frac{\Delta\rho_1}{\Delta\rho_2} \times \frac{\mu_2}{\mu_1} \right]^{\frac{1}{2}} \quad [3.70]$$

En donde:

d_1 = Diámetro de partícula separada a condiciones estándar para ciclones de alta eficiencia, según la curva presentada en la Figura 3.15

d_2 = Diámetro de partícula separada en el diseño propuesto a la misma eficiencia

D_{c1} = Diámetro del ciclón estándar (203 mm)

D_{c2} = Diámetro del ciclón propuesto (mm)

Q_1 = Caudal de flujo estándar

Para diseño de ciclones de alta eficiencia: 223 m³/h

Para diseño de ciclones de alta carga: 669 m³/h

Q_2 = Caudal de flujo propuesto (m³/h)

$\Delta\rho_1$ = Diferencia entre la densidad del sólido y del gas a condiciones estándar (2000 kg/m³)

$\Delta\rho_2$ = Diferencia entre la densidad del sólido y del gas en el diseño propuesto (kg/m³)

μ_1 = Viscosidad del gas (Aire a 1 atm, 20C) (0,018 mPa.s)

μ_2 = Viscosidad del fluido propuesto (mPa.s)

(Towler y Sinnott, 2008, pp. 594-595)

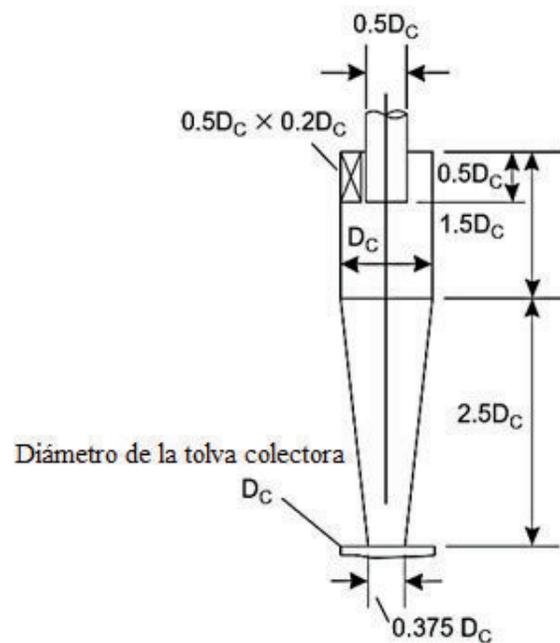


Figura 3.14. Dimensiones para un ciclón de alta eficiencia
(Towler y Sinnott, 2008, p. 595)

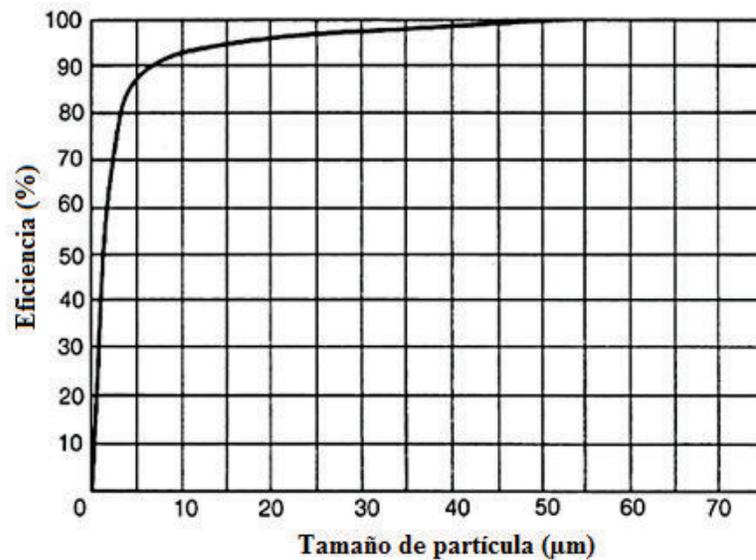


Figura 3.15 Curva de eficiencia para un ciclón de alta eficiencia
(Towler y Sinnott, 2008, p. 596)

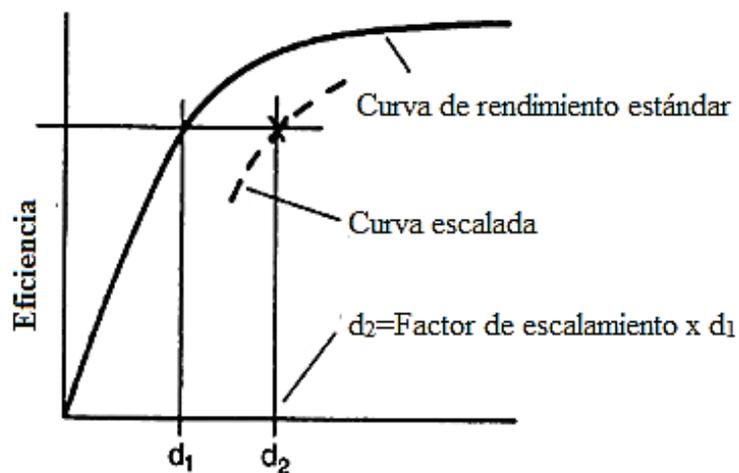


Figura 3.16. Curva de eficiencia escalada
(Towler y Sinnott, 2008, p. 597)

El cálculo de la caída de presión a través del ciclón se calcula a través de la Ecuación 3.71.

$$\Delta P_{\text{ciclón}} = \frac{\rho_f}{203} \times \left\{ u_1^2 \times \left[1 + 2 \times \phi^2 \times \left(2 \frac{r_t}{r_e} - 1 \right) \right] + 2 \times u_2^2 \right\} \quad [3.71]$$

En donde:

$\Delta P_{ciclón}$ = Caída de presión del ciclón (mbar)

ρ_f = Densidad del gas (kg/m^3)

u_1 = Velocidad a la entrada del ciclón (m/s)

u_2 = Velocidad a la salida del ciclón (m/s)

r_t = Radio del círculo al cual la línea central de entrada es tangencial (m)

r_e = Radio de la tubería de salida (m)

ϕ = Factor de la Figura 3.17

(Towler y Sinnott, 2008, p. 597)

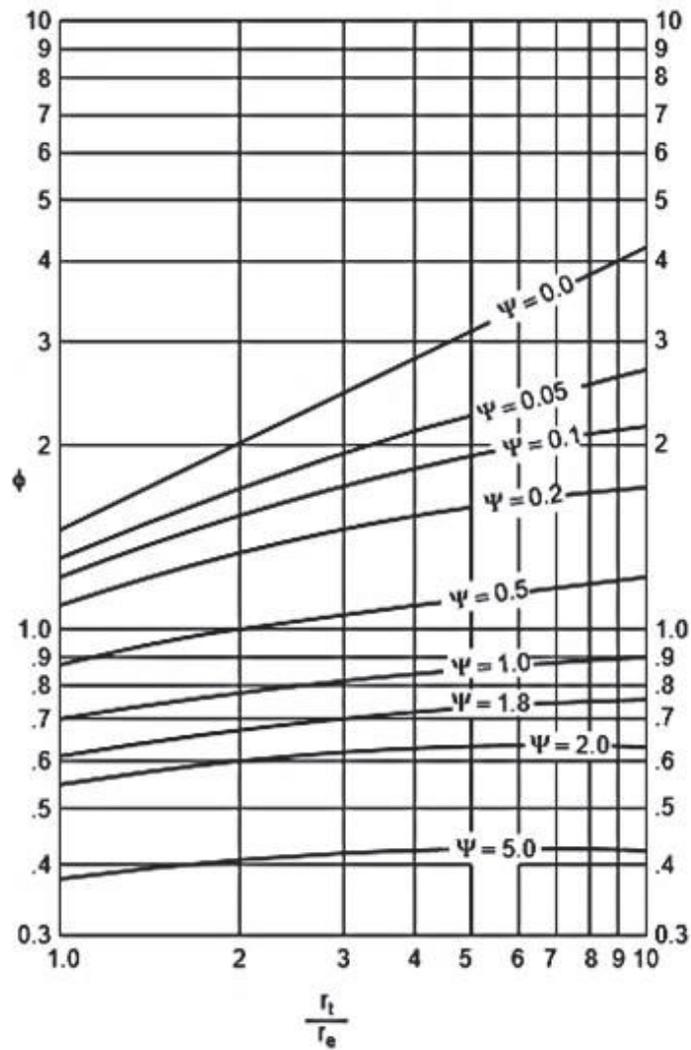


Figura 3.17. Factor para el cálculo de caída de presión
(Towler y Sinnott, 2008, p. 596)

El parámetro ψ requerido en la Figura 3.17 está dado por la Ecuación 3.72.

$$\psi = f_c \times \frac{A_s}{A_1} \quad [3.72]$$

En donde:

f_c = Factor de fricción (0,005 para gases)

A_s = Superficie del ciclón expuesta al giro del fluido (m^2). Para propósitos de diseño se puede asumir que es igual a la superficie de un cilindro con el mismo diámetro que el ciclón y longitud igual a la altura total del ciclón (barril mas cono)

A_1 = Área del ducto de entrada

(Towler y Sinnott, 2008, p. 597)

3.7.13 DIMENSIONAMIENTO DEL SISTEMA DE RECIRCULACIÓN DE SÓLIDOS

La recirculación de sólidos se realiza a través de una tubería vertical ubicada debajo del ciclón.

El diámetro de la tubería vertical se calcula con la Ecuación 3.73

$$D_s = \sqrt{\frac{4 \times W_s}{\pi \times (1 - \varepsilon_s) \times \rho_s \times u_s}} \quad [3.73]$$

En donde:

D_s = Diámetro de la tubería vertical (m)

W_s = Flujo de sólidos a través de la tubería (kg/s)

ε_s = Fracción de sólidos en la tubería vertical

u_s = Velocidad del sólido (m/s)

La velocidad del sólido en la tubería vertical se puede diseñar con un valor de 0,15 m/s mientras que la fracción de sólidos en la tubería vertical se toma como 0,5. (Basu, 2015, pp. 239-240)

La altura del sello de bucle ($L_{loop\ seal}$) es:

$$L_{loop\ seal} = 2,5 \times D_s \quad [3.74]$$

El ancho del sello de bucle ($B_{loop\ seal}$) es:

$$B_{loop\ seal} = 1,25 \times D_s \quad [3.75]$$

3.8 CRITERIOS DE DISEÑO PARA EL SISTEMA DE TUBERÍAS

En la Tabla 3.7 se presenta el rango de velocidades de succión y descarga permisibles para bombas centrífugas y reciprocantes.

Tabla 3.7. Velocidades de succión y de descarga de bombas

Bombas	Velocidad de succión (ft/s)	Velocidad de descarga (ft/s)
Bombas reciprocantes	1-2	3-6
Bombas centrífugas	2-3	6-9

(API, 2000, p. 21)

Para líneas con presencia de sólidos, la velocidad mínima es 3 ft/s, mientras que para líquidos transportados de un recipiente a otro por diferencia de presión, la velocidad de flujo máxima es 15 ft/s (API, 2000, p. 15)

Los diámetros de tubería nominales serán escogidos de acuerdo con la Norma ASME B.36.10 *Welded and seamless wrought steel pipe*.

La altura generada por la bomba se obtendrá del balance de energía mostrado en la Ecuación 3.76.

$$\frac{P_A}{\gamma} + \frac{u_A^2}{2g} + z_A + H_B = \frac{P_B}{\gamma} + \frac{u_B^2}{2g} + z_B + h_f + h_L \quad [3.76]$$

En donde:

P_A = Presión en el punto A (Pa)

P_B = Presión en el punto B (Pa)

u_A = Velocidad en el punto A (m/s)

u_B = Velocidad en el punto A (m/s)

z_A = Altura en el punto A (m)

z_B = Altura en el punto B (m)

γ = Peso específico del fluido ($\text{kg/m}^2\text{s}^2$)

h_A = Carga total sobre la bomba (m)

h_f = Pérdidas de energía en el sistema por fricción en la línea de succión y descarga.

h_L = Pérdidas de energía en el sistema. Comprende pérdidas en la entrada y salida, accesorios y válvulas.

(Mott, 2006, p. 202, 204, 323)

Las pérdidas de energía en el sistema por fricción en las tuberías se calculan con la Ecuación 3.77.

$$h_f = f \times \frac{L_p}{D_p} \times \frac{u^2}{2g} \quad [3.77]$$

En donde:

f = Factor de fricción

L_p = Longitud de la tubería (m)

D_p = Diámetro interno de la tubería (m)

Para régimen laminar ($Re < 2000$), el factor de fricción se puede calcular con la Ecuación 3.78

$$f = \frac{64}{Re} \quad [3.78]$$

Para régimen turbulento ($Re < 4000$), el factor de fricción se obtiene del diagrama de Moody presentado en el Anexo IV.

La rugosidad relativa requerida en el diagrama de Moody es:

$$\text{Rugosidad relativa} = \frac{D_p}{\varepsilon} \quad [3.79]$$

(Mott, 2006, pp. 233-235)

En la Tabla 3.8 se presenta valores de rugosidad absoluta (ε) para tuberías de distintos materiales.

Tabla 3.8. Valores de rugosidad absoluta para tuberías

Material	Rugosidad absoluta (m)
Plástico	3×10^{-7}
Tubo extruido; cobre, latón y acero	$1,5 \times 10^{-6}$
Acero comercial o soldado	$4,6 \times 10^{-5}$
Hierro galvanizado	$1,5 \times 10^{-4}$
Hierro dúctil, recubierto	$1,2 \times 10^{-4}$
Hierro dúctil, no recubierto	$2,4 \times 10^{-4}$
Concreto	$1,2 \times 10^{-4}$
Acero remachado	$1,8 \times 10^{-3}$

(Mott, 2006, p. 235)

Las pérdidas de energía en el sistema por válvulas y accesorios se pueden calcular con la Ecuación 3.80.

$$h_L = k \times \frac{u^2}{2g} \quad [3.80]$$

El valor del coeficiente k para válvulas y accesorios se obtiene de la Ecuación 3.81

$$k = \frac{L_e}{D} \times f \quad [3.81]$$

La relación L_e/D es conocida como relación de longitud equivalente y el valor L_e es llamado longitud equivalente (Mott, 2006, pp. 284, 296)

En la Tabla 3.9 se presentan valores del coeficiente k , utilizados para pérdidas en la entrada y salida de la tubería, mientras que en la Tabla 3.10 se presentan valores de longitud equivalente para válvulas y accesorios.

Tabla 3.9. Coeficientes k en la entrada y salida de la tubería

Caso	k
Tubería que se proyecta hacia dentro	1
Entrada con bordes afilados	0,5
Entrada achaflanada	0,25
Entrada bien redondeada	0,04
Salida	1

(Mott, 2006, pp. 284, 293)

Tabla 3.10. Relación de longitud equivalente para válvulas y accesorios

Caso	L/D
Válvula de globo	340
Válvula de ángulo	150
Válvula de compuerta	8
Válvula de mariposa	45
Válvula de bola	300
Codo estándar a 90°	30
Te estándar (flujo directo)	20
Te estándar (flujo en el ramal)	60

(Mott, 2006, p. 297)

La potencia de la bomba se calculará de acuerdo con la Ecuación 3.82 y se utilizará un factor de sobredimensionamiento de 10 % (Peters y Timmerhaus, 1991, p. 37)

$$P_{bomba} = Q \times \gamma \times H_B \quad [3.82]$$

La eficiencia mecánica de la bomba (e_M) está dada por la Ecuación 3.83.

$$e_M = \frac{\text{Potencia transmitida al fluido}}{\text{Potencia de entrada a la bomba}} \quad [3.83]$$

En donde:

P_{bomba} = Potencia de la bomba transmitida al fluido (W)

Q = Flujo volumétrico del fluido

γ = Peso específico del fluido ($\text{kg/m}^2\text{s}^2$)

H_B = Altura generada por lo bomba (m)

(Mott, 2006, p. 207)

3.9 DIAGRAMAS CARACTERÍSTICOS

Para la realización del diagrama de flujo se utilizará la simbología de la norma British Standard (BS 1553-1) Specification for Graphical symbols for general engineering. Part 1: Piping systems and plant.

Para el diagrama de tuberías e instrumentación se utilizará la norma ANSI 5.1 *Instrumentation Symbols and Identification* utilizada para la identificación de instrumentación y sistemas de control.

Las alarmas de alto y bajo nivel se determinarán bajo la consideración de un tiempo de respuesta de la señal entre 5 y 10 min, a través del volumen que aumentaría en el tanque en ese tiempo.

4. DISEÑO DE LA PLANTA

4.1 DIAGRAMA DE BLOQUES (BPD) Y DIAGRAMA DE FLUJO (PFD)

En la Figura 4.1 se presenta el diagrama de bloques que resume las corrientes de entrada y salida obtenidas del balance de masa para cada operación unitaria: pirólisis, lixiviación, neutralización, maduración, lavado y filtración, secado y calcinación.

Para la capacidad de la planta se consideró la cantidad de envases Tetra Pak a recolectar pronosticada para el año 2020. Con base en ello, la planta de producción de alúmina activada diseñada, tiene una capacidad de procesamiento de 191,19 ton/año de residuos Al-PET con lo que se obtendría anualmente 381,18 ton/año de alúmina activada.

Con esta cantidad de alúmina activada se cubre el 45,10 % de la demanda nacional de acuerdo con la cantidad importada de óxido de aluminio al año 2012 (846,59 toneladas), según datos del Banco Central de acuerdo a lo expresado en la sección 1.

En las Figuras 4.2, a 4.5 se presenta el diagrama de flujo para el procesamiento de alúmina activada a partir de envases Tetra Pak, en base a los balances de masa y energía realizados cuyos cálculos se encuentran detallados en los Anexos I y II.

En el diagrama de flujo se muestra la tabla de información de las corrientes que indica flujo másico y volumétrico, temperatura y presión de operación, densidad, viscosidad y estado físico de la corriente.

En el diagrama de flujo se identifican además controles de nivel y de temperatura dependiendo del equipo.

4.2 DIAGRAMA DE BLOQUES

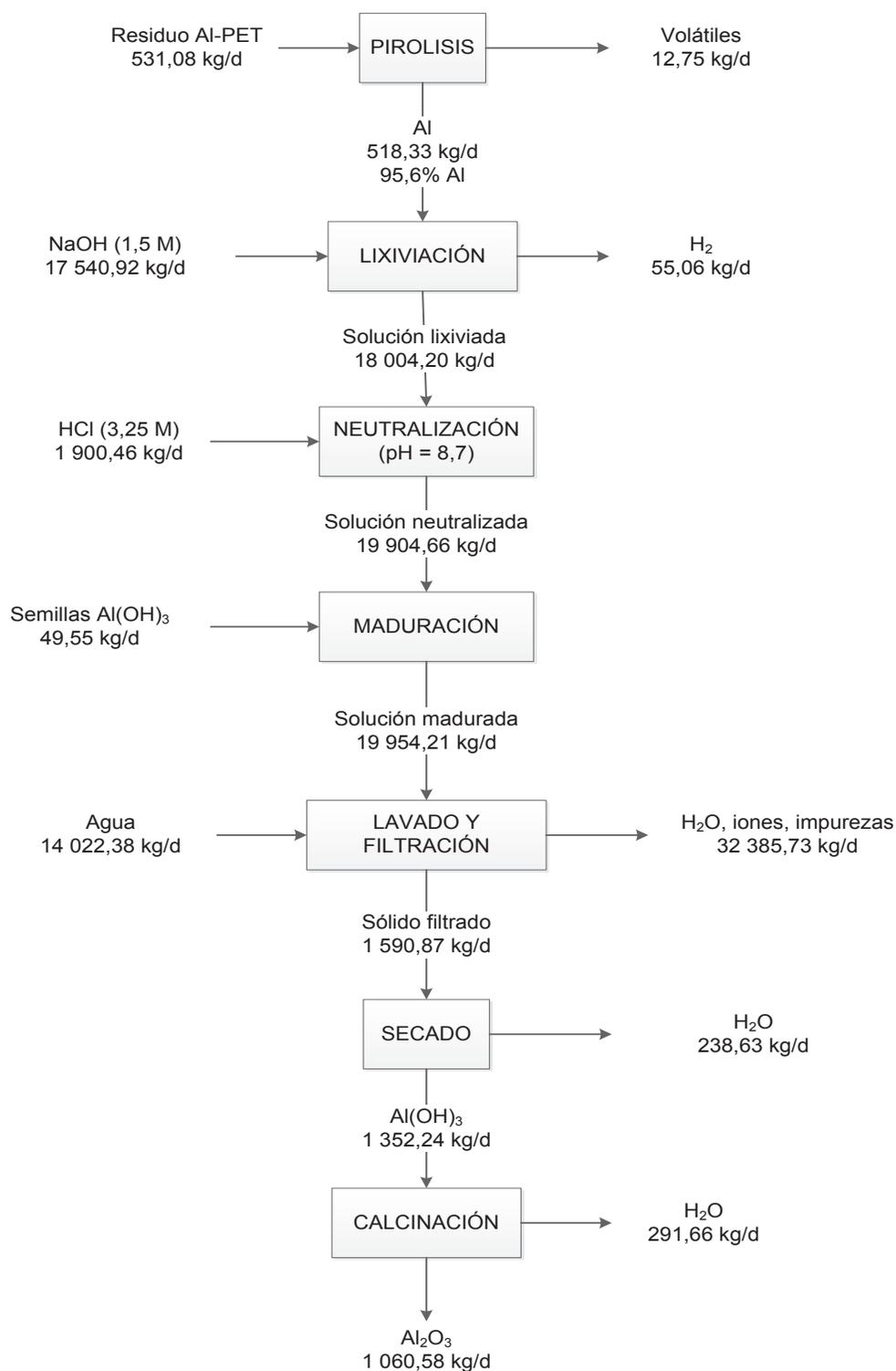
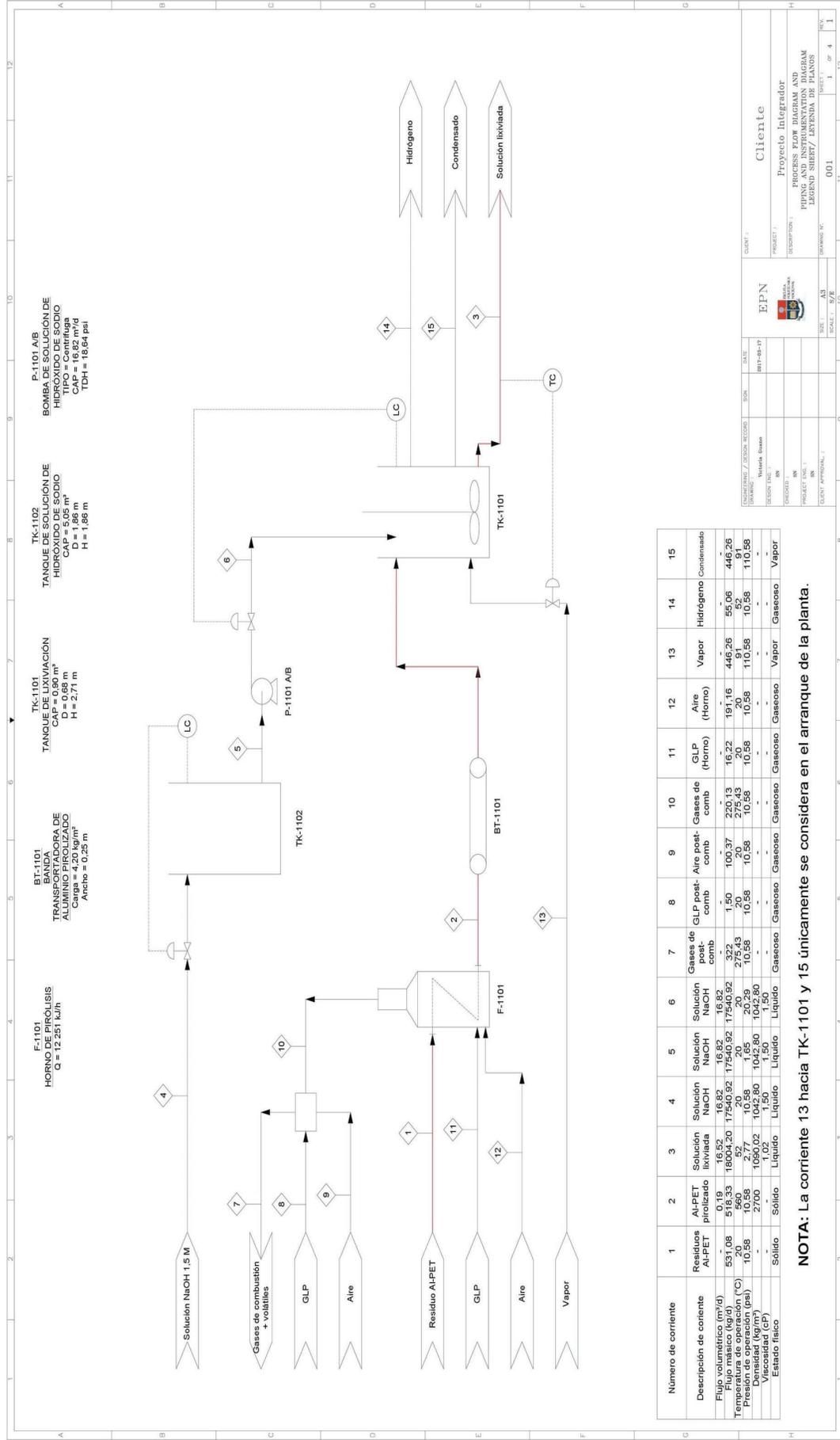


Figura 4.1. Diagrama de bloques de la planta de producción de alúmina activada a partir de residuos Al-PET

4.2.1 DIAGRAMA DE FLUJO



Número de corriente	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
Descripción de corriente	Residuos ALPET	ALPET pirrolizado	Solución ALPET	Solución ALPET	Solución ALPET	Solución ALPET	Gases de post-comb.	GLP post-comb.	Aire post-comb.	Gases de comb.	GLP (Horno)	Algas (Horno)	Vapor	Hidrogeno	Condensado
Flujo volumétrico (m ³ /d)	531.08	0.19	18.82	18.82	18.82	18.82	322	1.50	100.37	220.13	16.22	191.16	446.26	55.06	446.26
Flujo másico (kg/d)	20	560	10.58	10.58	10.58	10.58	275.43	20	20	275.43	20	20	91	52	91
Temperatura de operación (°C)	10.58	20	10.58	10.58	10.58	10.58	10.58	10.58	10.58	10.58	10.58	10.58	10.58	10.58	10.58
Presión de operación (psi)	2.00	10.58	10.58	10.58	10.58	10.58	10.58	10.58	10.58	10.58	10.58	10.58	10.58	10.58	10.58
Viscosidad (cP)	-	2.00	1.02	1.50	1.50	1.50	1.50	1.50	1.50	1.50	1.50	1.50	1.50	1.50	1.50
Estado físico	Sólido	Sólido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido

NOTA: La corriente 13 hacia TK-1101 y 15 únicamente se considera en el arranque de la planta.

Figura 4.2. Diagrama de flujo (Parte 1)

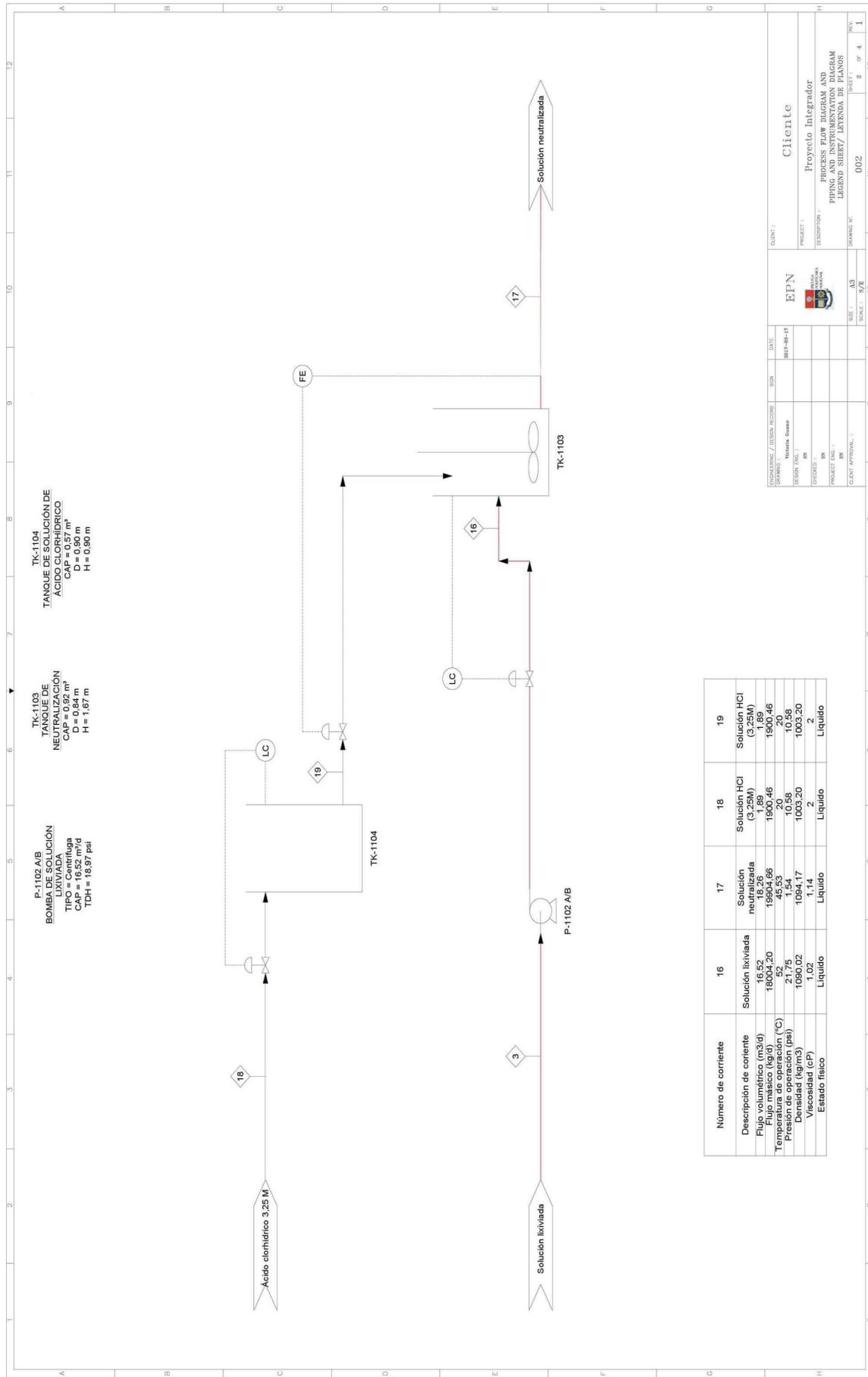
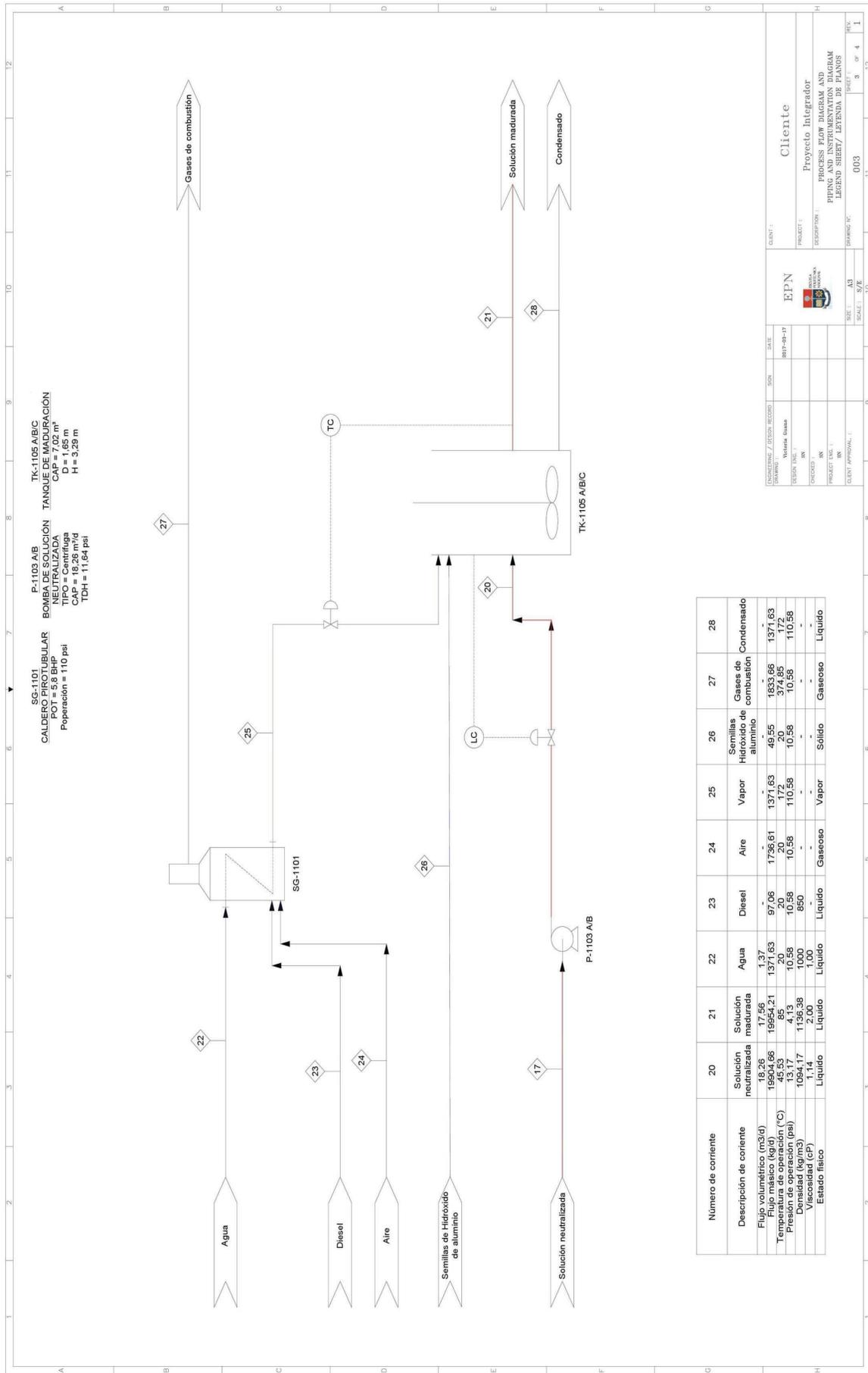


Figura 4.3. Diagrama de flujo (Parte 2)



Número de corriente	20	21	22	23	24	25	26	27	28
Descripción de corriente	Solución neutralizada	Solución neutralizada madurada	Agua	Diesel	Aire	Vapor	Semillas de Hidróxido de aluminio	Gases de combustión	Condensado
Flujo volumétrico (m ³ /d)	18,26	17,56	1,37	97,06	1736,61	1371,63	49,55	1833,66	1371,63
Flujo másico (kg/d)	19904,66	19954,21	1371,63	721,63	2074,95	172,63	26,72	374,95	107,58
Temperatura de operación (°C)	45,53	49,55	20	18,58	10,58	110,58	10,58	10,58	10,58
Presión de operación (psig)	1094,17	1136,38	1000	850	10,58	10,58	10,58	10,58	10,58
Densidad (kg/m ³)	1,14	2,00	1,00	Líquido	Gasoso	Vapor	Sólido	Gasoso	Líquido
Viscosidad (cP)	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Gasoso	Vapor	Sólido	Gasoso	Líquido

Figura 4.4. Diagrama de flujo (Parte 3)

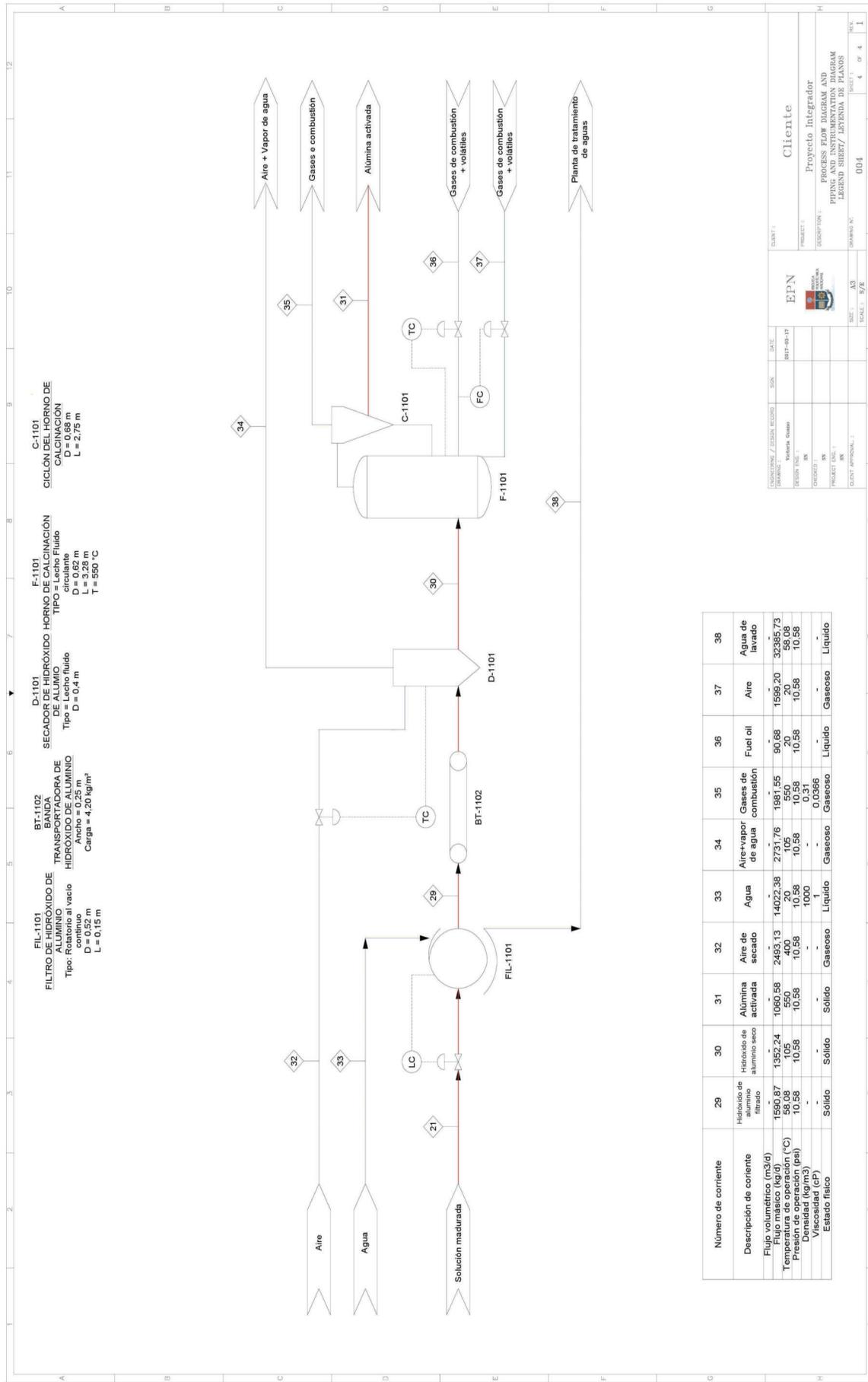


Figura 4.5. Diagrama de flujo (Parte 4)

4.3 BALANCE DE MASA

En las Tablas 4.1, a 4.7 se muestran resumidas las corrientes de entrada y salida en los procesos de pirólisis, lixiviación, neutralización, maduración, filtración-lavado, secado y calcinación, respectivamente empleados en la producción de alúmina activada.

Tabla 4.1. Balance de masa en la pirólisis

Corriente	Entrada (kg/d)	Salida (kg/d)
Al-PET	531,08	
Volátiles		12,75
Cenizas (Aluminio pirolizado)		518,33
GLP	17,72	
Aire	291,53	
Gases de combustión		309,25
TOTAL	840,33	840,33

Tabla 4.2. Balance de masa en la lixiviación

Corriente	Entrada (kg/d)	Salida (kg/d)
Aluminio pirolizado	518,33	
NaOH (1,5 M)	17 540,92	
Solución lixiviada		18 004,20
H ₂		55,06
TOTAL	18 059,26	18 059,26

Tabla 4.3. Balance de masa en la neutralización

Corriente	Entrada (kg/d)	Salida (kg/d)
Solución lixiviada	18 004,20	
HCl (3,25 M)	1 900,46	
Solución neutralizada		19 904,66
TOTAL	19 904,66	19 904,66

Tabla 4.4. Balance de masa en la maduración

Corriente	Entrada (kg/d)	Salida (kg/d)
Solución neutralizada	19 904,66	
Semillas Al(OH) ₃	49,55	
Solución madurada		19 954,21
Vapor	1 371,63	1 371,63
TOTAL	21 325,84	21 325,84

Tabla 4.5. Balance de masa en la filtración y lavado

Corriente	Entrada (kg/d)	Salida (kg/d)
Solución madurada	19 954,21	
Agua	14 022,38	
Sólido filtrado		1 590,87
Agua lavado, iones, impurezas		32 385,73
TOTAL	33 976,60	33 976,60

Tabla 4.6. Balance de masa en el secado

Corriente	Entrada (kg/d)	Salida (kg/d)
Sólido filtrado	1 590,87	
Al(OH) ₃		1 352,24
H ₂ O		238,63
Aire	2 493,13	2 493,13
TOTAL	4 084,00	4 084,00

Tabla 4.7. Balance de masa en la calcinación

Corriente	Entrada (kg/d)	Salida (kg/d)
Al(OH) ₃	1 352,24	
Al ₂ O ₃		1 060,58
H ₂ O (vapor)		291,66
Fuel oil	90,68	
Aire	1 599,20	
Gases de combustión		1689,99
TOTAL	3 042,13	3 042,13

4.4 PLANIFICACIÓN DE LA PRODUCCIÓN

La planta de producción de alúmina activada está diseñada para laborar 24 h al día debido al tipo de operación ya que en su mayoría los procesos se llevan de forma continua. Se deja 5 días libres al año para el mantenimiento de los equipos de toda la planta.

El residuo Al-PET es pirolizado en un horno que opera por lotes para abastecer la producción del día. El horno opera con GLP y contará con un control de temperatura que regula el suministro de combustible y aire. En este equipo se tendrá un tiempo de residencia de 90 min. Además cuenta con una cámara de post combustión con el fin de reducir las emisiones de gases contaminantes a la atmósfera.

El aluminio pirolizado es llevado al tanque de lixiviación, el mismo que cuenta con un control de nivel que regula el flujo de alimentación de la solución de hidróxido de sodio (1,5 M) para evitar el rebose de tanque; en este equipo se tiene un tiempo de residencia de 1 h. Únicamente para el arranque del proceso debido a mantenimientos se requiere de suministro de vapor, ya que en operación no es necesario.

La solución lixiviada es transportada hacia el tanque de neutralización para obtener un pH de 8,7 mediante la adición de la solución de ácido clorhídrico. Este equipo cuenta con un control de nivel que regula el flujo de alimentación de la solución lixiviada mientras que para el control del pH, se regula la alimentación de la solución de ácido clorhídrico (3,25 M). En este equipo se tiene un tiempo de residencia de 1 h.

La solución neutralizada es transportada hacia el tanque de maduración en donde se requiere una temperatura de 85 °C lo cual se alcanzará con el suministro de vapor. Debido a que el proceso de maduración debe darse por un tiempo de 24 h, se cuenta con tres tanques dispuestos en serie, cuyo tiempo de residencia en cada uno es de 8 h.

Cada tanque de maduración cuenta con un control de nivel que regula el flujo de alimentación a cada tanque para evitar el rebosamiento de los mismos, así como un control de temperatura que regula el suministro de vapor para alcanzar la temperatura de maduración requerida para el crecimiento de los cristales de hidróxido de aluminio.

La solución madurada es llevada hacia un filtro rotatorio al vacío en el cual se llevarán los procesos de lavado y filtración debido a que el filtro está provisto de aspersores que permiten el lavado de la torta. Cuenta con un control para mantener el nivel del líquido en el tambor y evitar derrames.

El hidróxido de aluminio filtrado es llevado hacia un silo de almacenamiento puesto que las dos últimas etapas del proceso (secado y calcinación) se realizarán cada 15 días debido a que el volumen de producción diario no es suficiente para abastecer al horno.

El hidróxido de aluminio filtrado que ha sido acumulado, es llevado hacia la etapa de secado, que se realiza a 105 °C en un secador de lecho fluidizado. En este equipo se tiene un tiempo de residencia de 30 min.

Finalmente, el hidróxido de aluminio es llevado mediante bandas transportadoras hacia un horno de lecho fluido circulante para su calcinación a 550 °C. El horno cuenta con un control de temperatura que regula el suministro de combustible y aire. En este equipo se tiene un tiempo de residencia de 30 min.

4.5 BALANCE DE ENERGÍA

En las Tablas 4.8 a 4.14 se muestran las temperaturas de las corrientes de entrada y salida en las etapas de pirólisis, lixiviación, neutralización, maduración, filtración-lavado, secado y calcinación respectivamente para la producción de alúmina activada en base a los balances de energía realizados para cada operación unitaria.

Tabla 4.8. Balance de energía en la pirólisis

Corriente	Temperatura de entrada (°C)	Temperatura de salida (°C)
Al-PET	20	
Volátiles		560
Cenizas (Aluminio pirolizado)		560
GLP	20	
Aire	20	
Gases de combustión		275,43

Tabla 4.9. Balance de energía en la lixiviación

Corriente	Temperatura de entrada (°C)	Temperatura de salida (°C)
Aluminio pirolizado	20	
NaOH (1,5 M)	20	
Solución lixiviada		52
H ₂		52
Vapor (arranque)	172	172

Tabla 4.10. Balance de energía en la neutralización

Corriente	Temperatura de entrada (°C)	Temperatura de salida (°C)
Solución lixiviada	52	
HCl (3,25 M)	20	
Solución neutralizada		45,53

Tabla 4.11. Balance de energía en la maduración

Corriente	Temperatura de entrada (°C)	Temperatura de salida (°C)
Solución neutralizada	45,53	
Semillas Al(OH) ₃	20	
Solución madurada		85
Vapor	172	172

Tabla 4.12. Balance de energía en la filtración y lavado

Corriente	Temperatura de entrada (°C)	Temperatura de salida (°C)
Solución madurada	85	
Agua	20	
Sólido filtrado		58,08
Agua lavado, iones, impurezas		58,08

Tabla 4.13. Balance de energía en el secado

Corriente	Temperatura de entrada (°C)	Temperatura de salida (°C)
Sólido filtrado	20	
Al(OH) ₃		105
H ₂ O		105
Gases de combustión	400	105

Tabla 4.14. Balance de energía en la calcinación

Corriente	Temperatura de entrada (°C)	Temperatura de salida (°C)
Al(OH) ₃	105	
Al ₂ O ₃		550
H ₂ O (vapor)		550
Fuel oil	20	
Aire	20	
Gases de combustión		550

4.6 DISPOSICIÓN EN PLANTA (LAYOUT) Y PLANOS DE ELEVACIÓN (VISTAS)

En la Figura 4.6 se presenta el layout de la planta de producción de alúmina activada. En las Figuras 4.7 a 4.13 se presentan los planos de elevación para el horno de pirólisis, los tanques de lixiviación, neutralización y maduración; el horno de calcinación, el ciclón del horno de calcinación y los tanques de almacenamiento de NaOH y HCl respectivamente. Para cada equipo se presentan las vistas frontal, superior e isométrica.

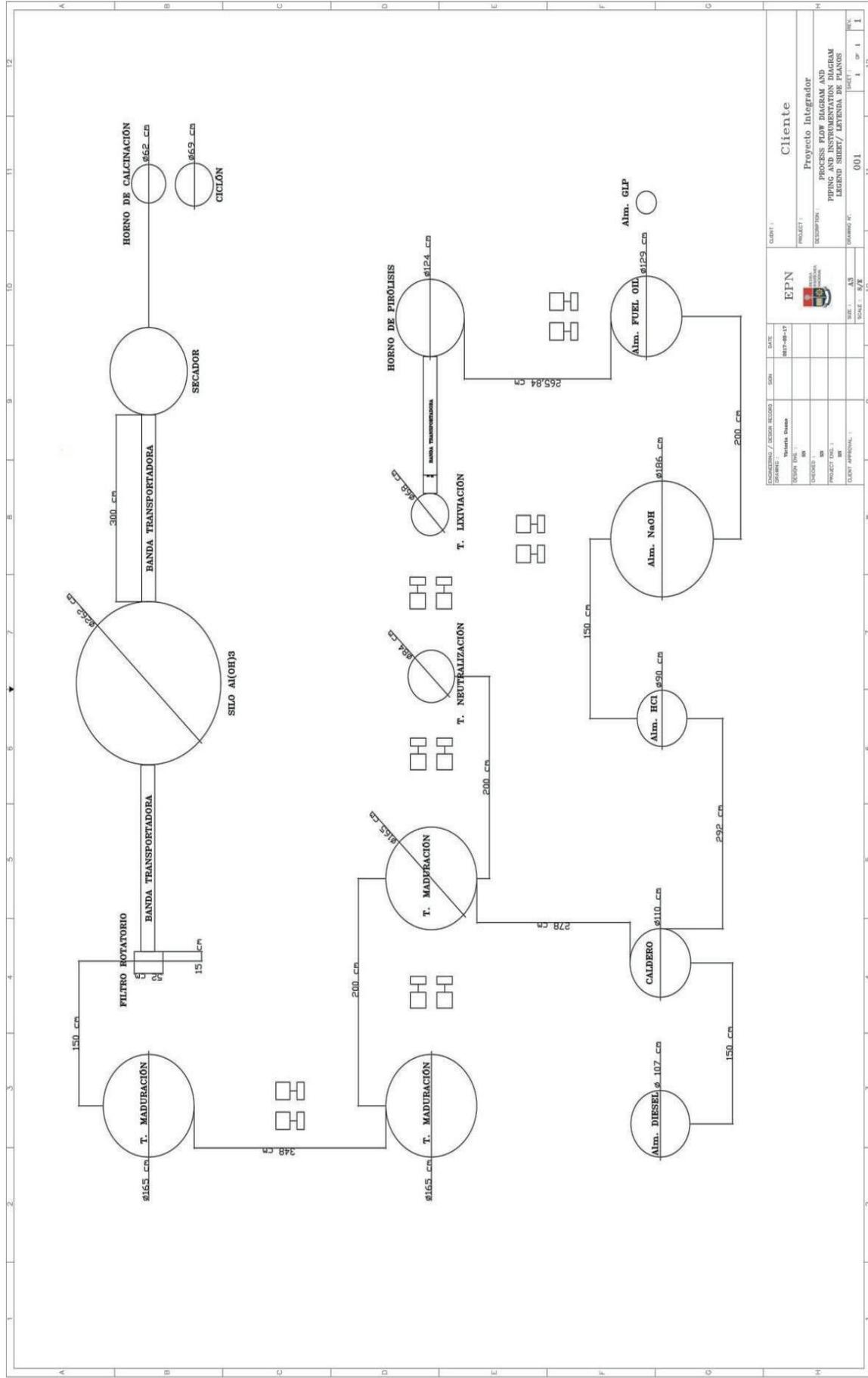


Figura 4.6. Layout de la planta de producción de alúmina activada

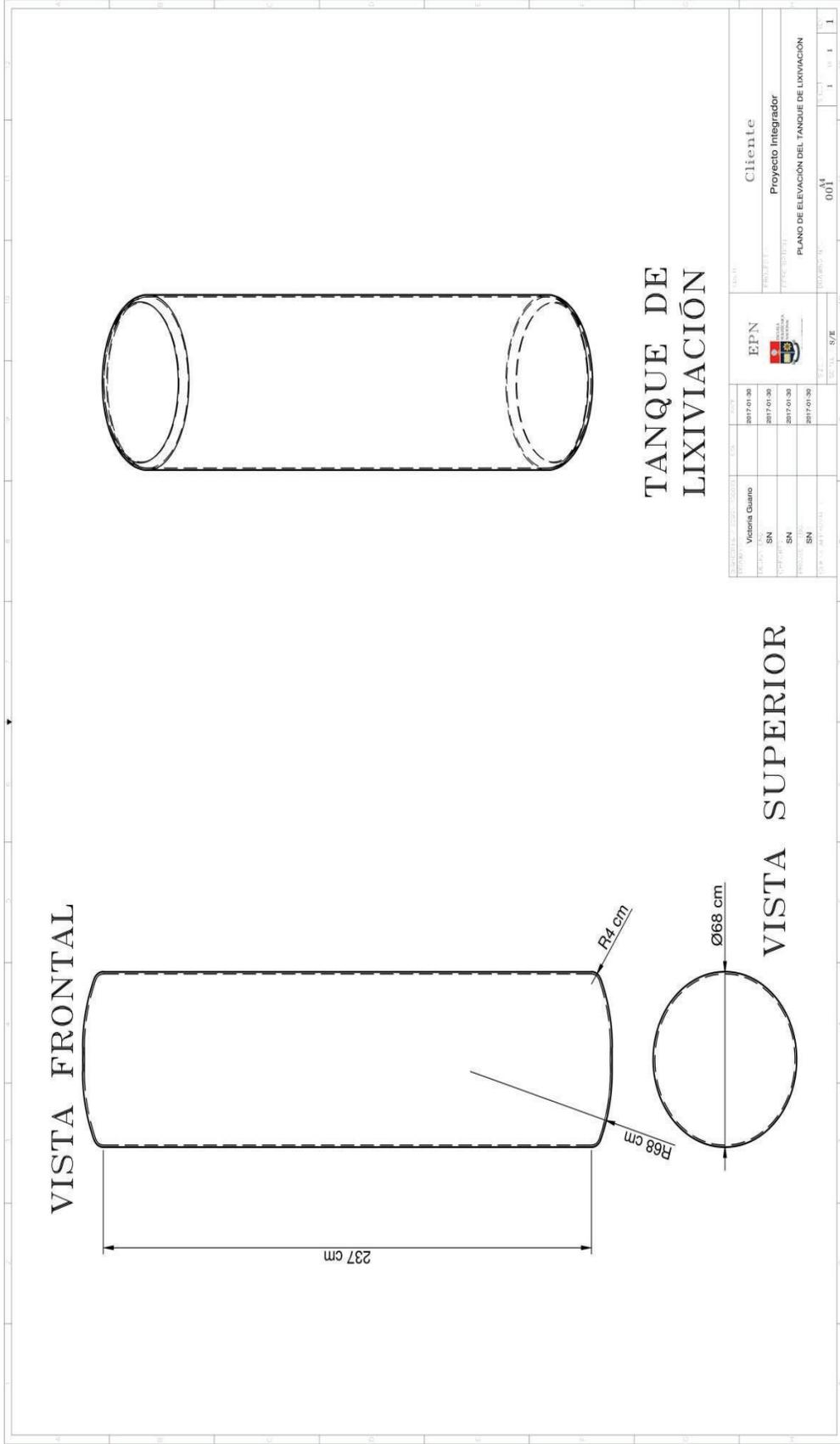


Figura 4.7. Plano de elevación del tanque de lixiviación

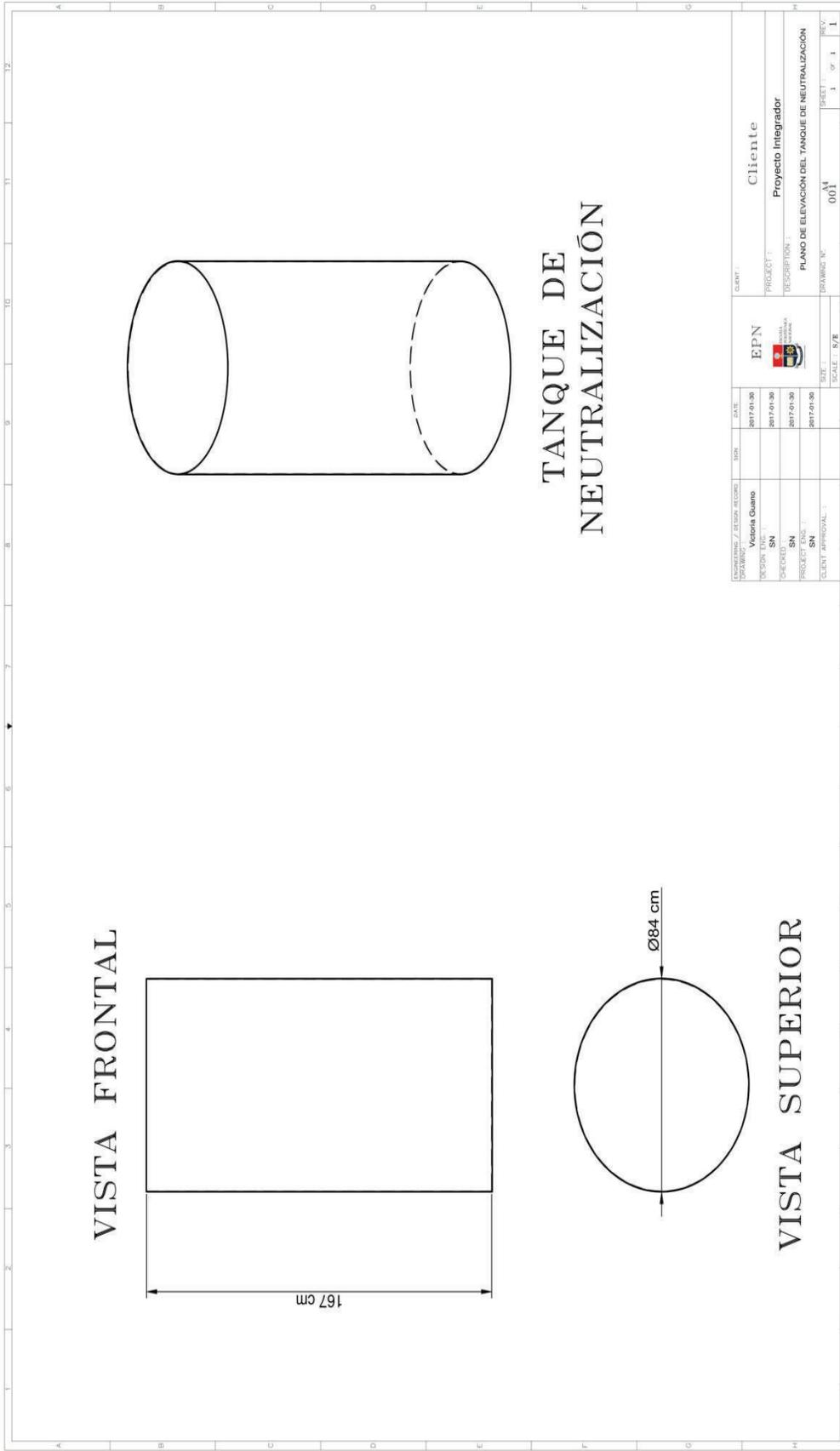


Figura 4.8. Plano de elevación del tanque de neutralización

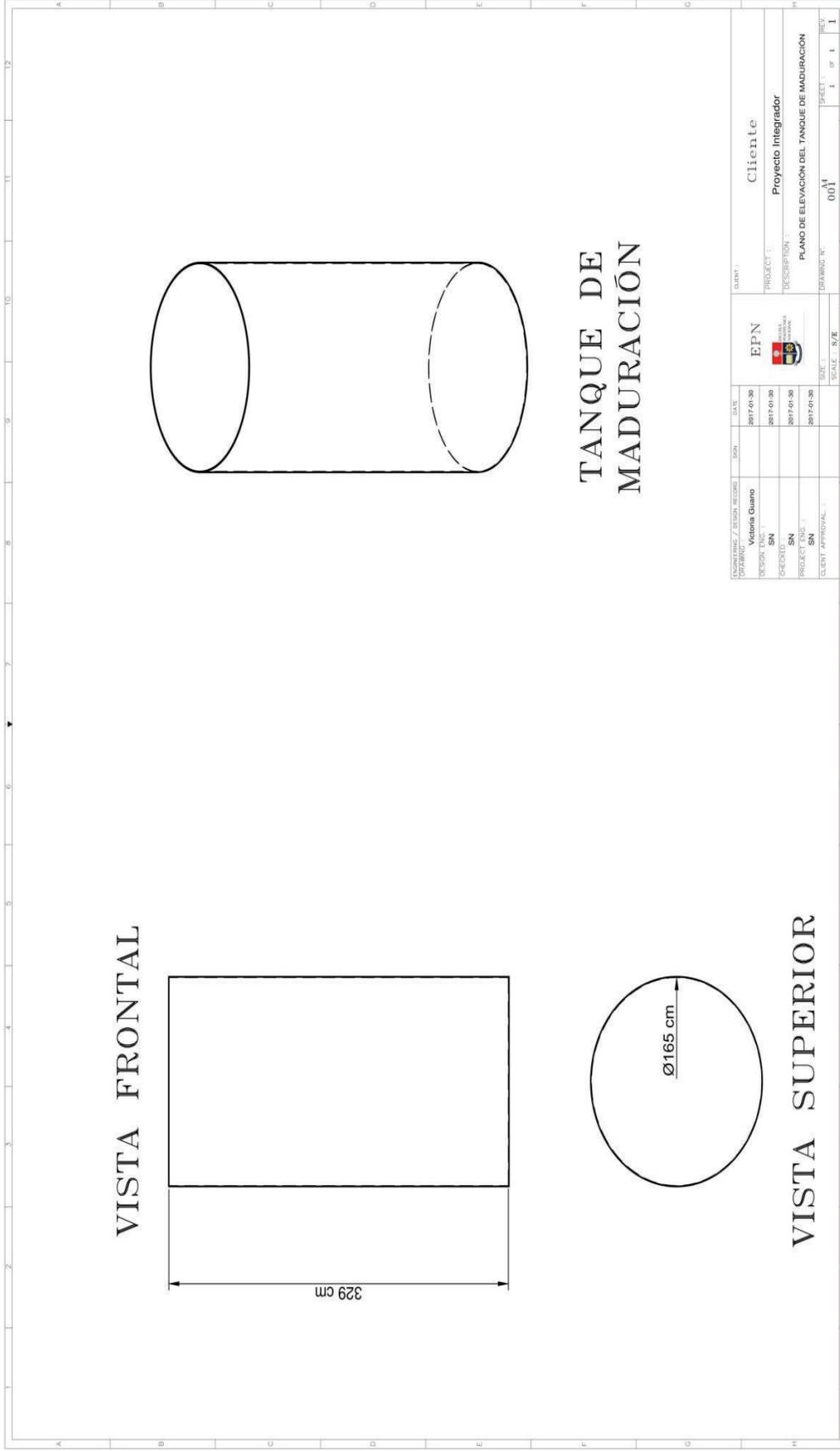


Figura 4.9. Plano de elevación del tanque de maduración

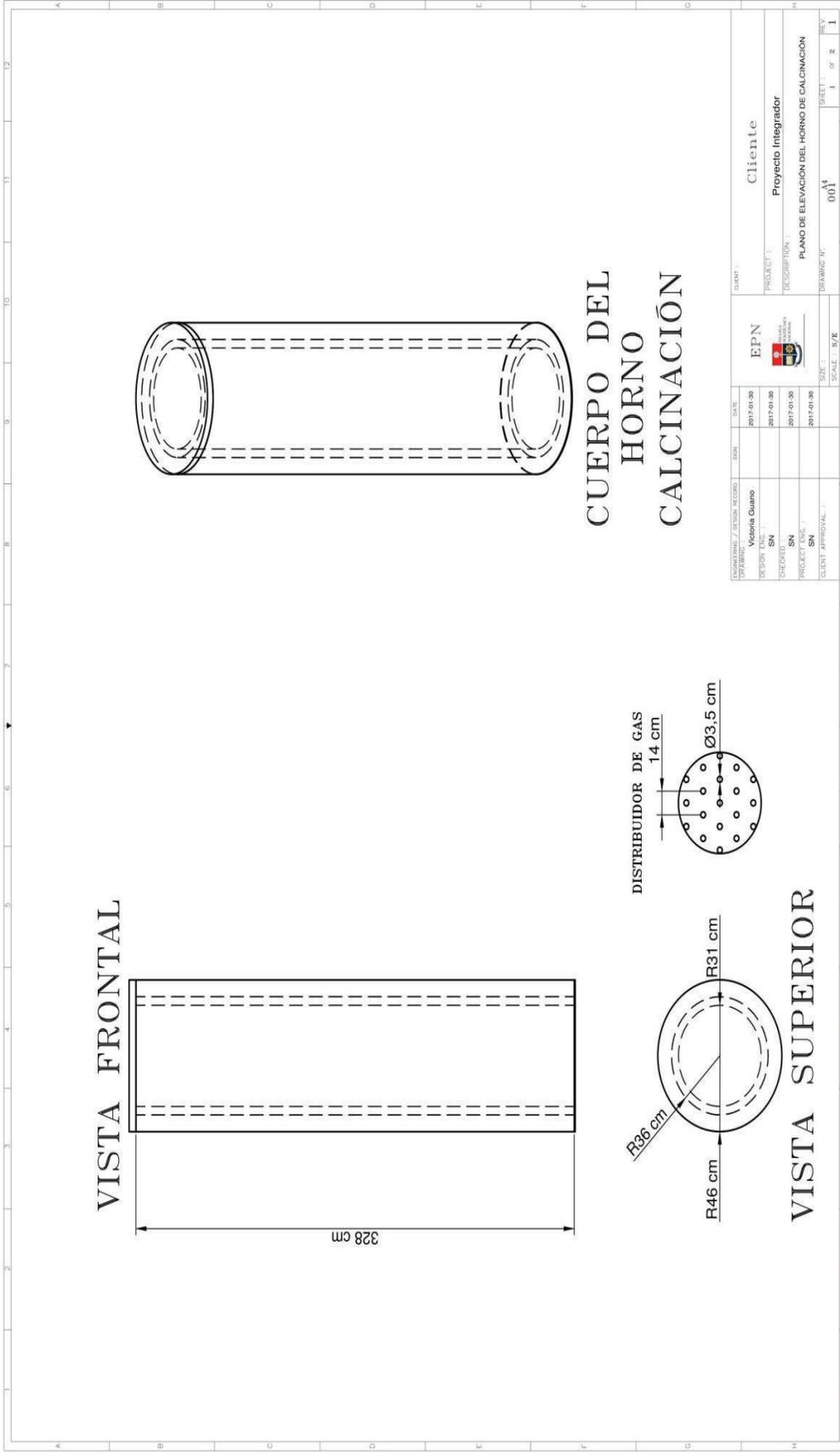


Figura 4.10. Plano de elevación del horno de calcinación

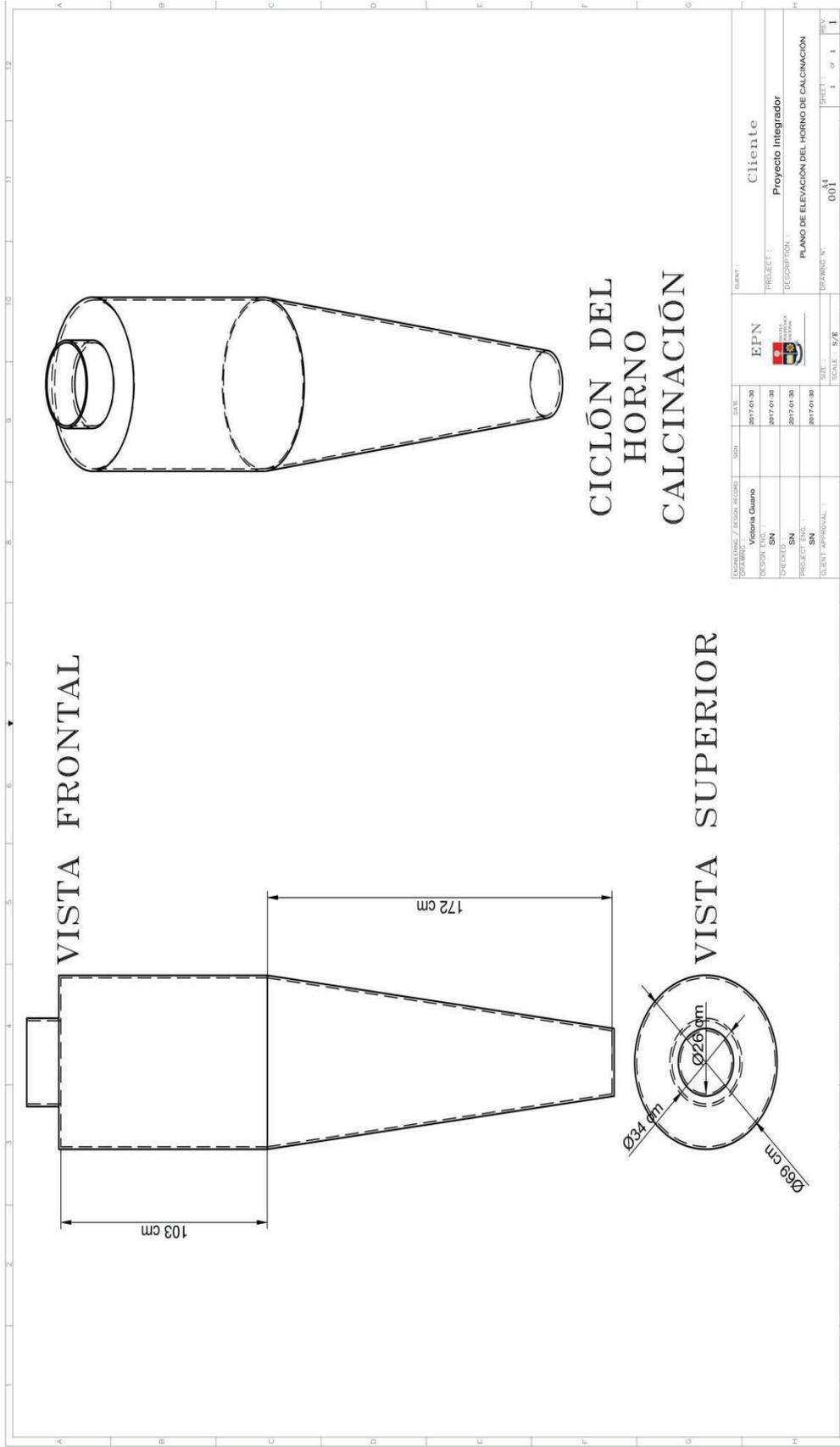


Figura 4.11. Plano de elevación del ciclón (Horno de calcinación)

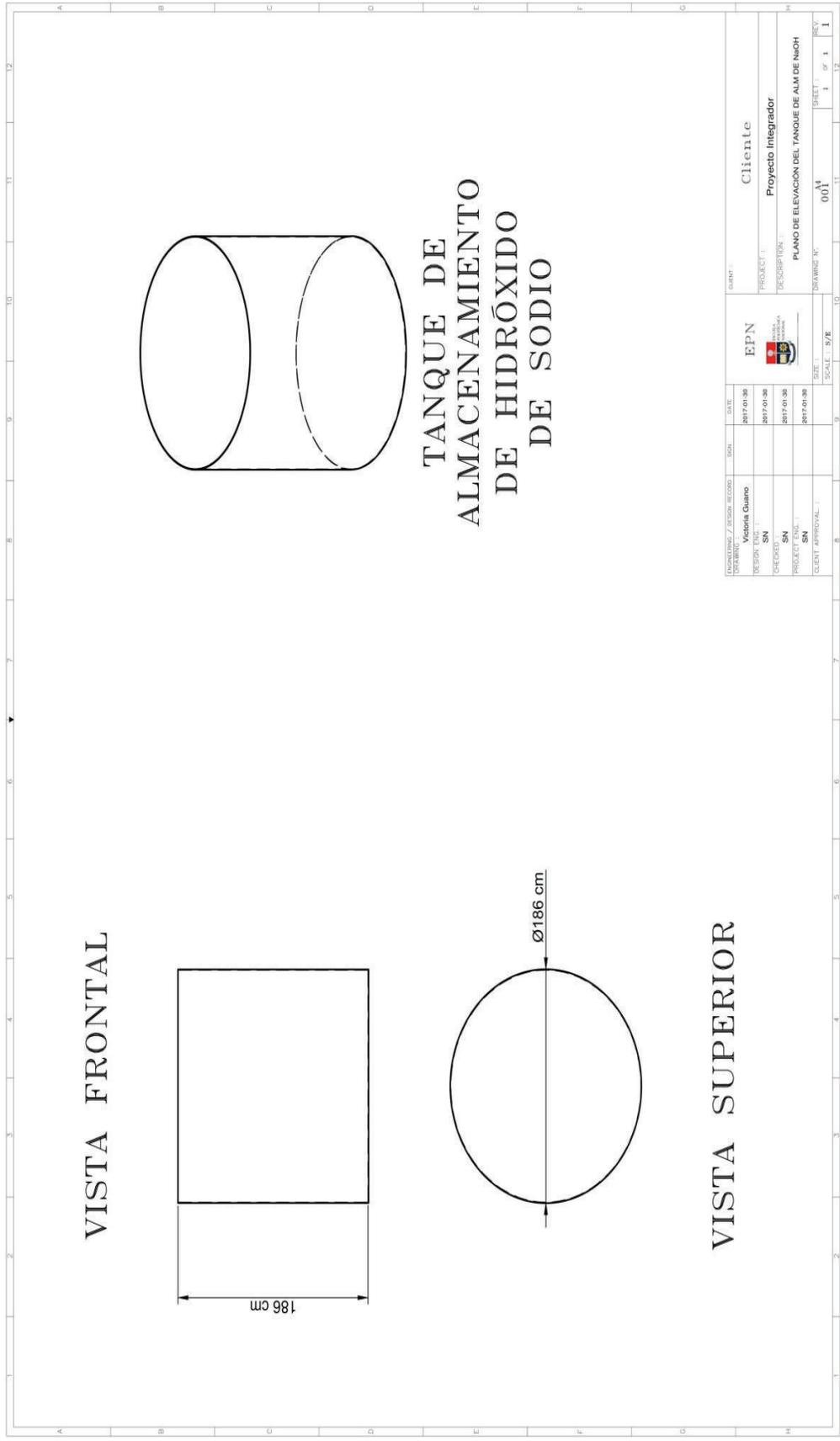


Figura 4.12. Plano de elevación del tanque de almacenamiento de Hidróxido de sodio

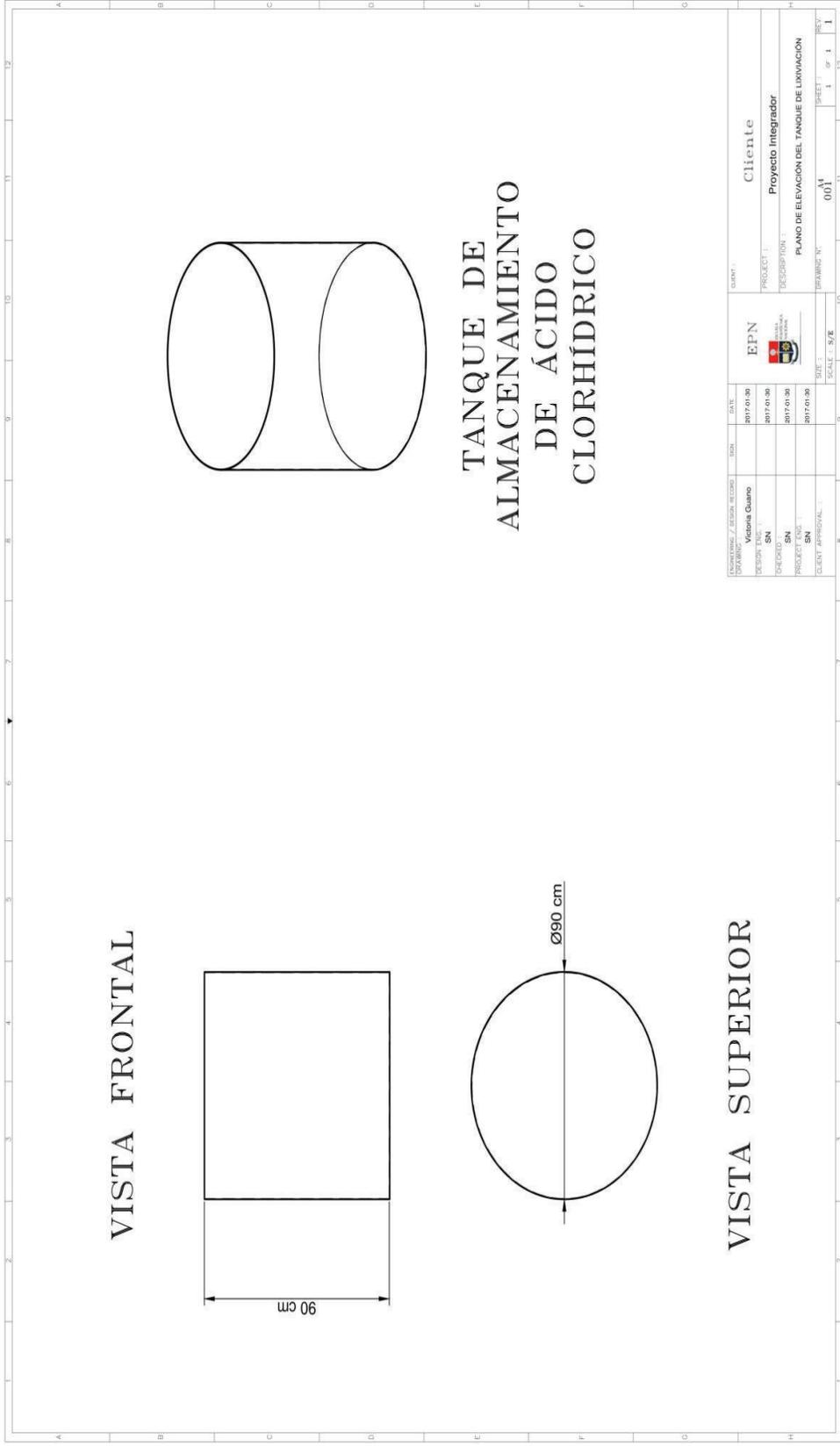


Figura 4.13. Plano de elevación del tanque de almacenamiento de ácido clorhídrico

4.7 DIAGRAMAS DE TUBERÍAS E INSTRUMENTACIÓN (P&ID) Y CONTROL

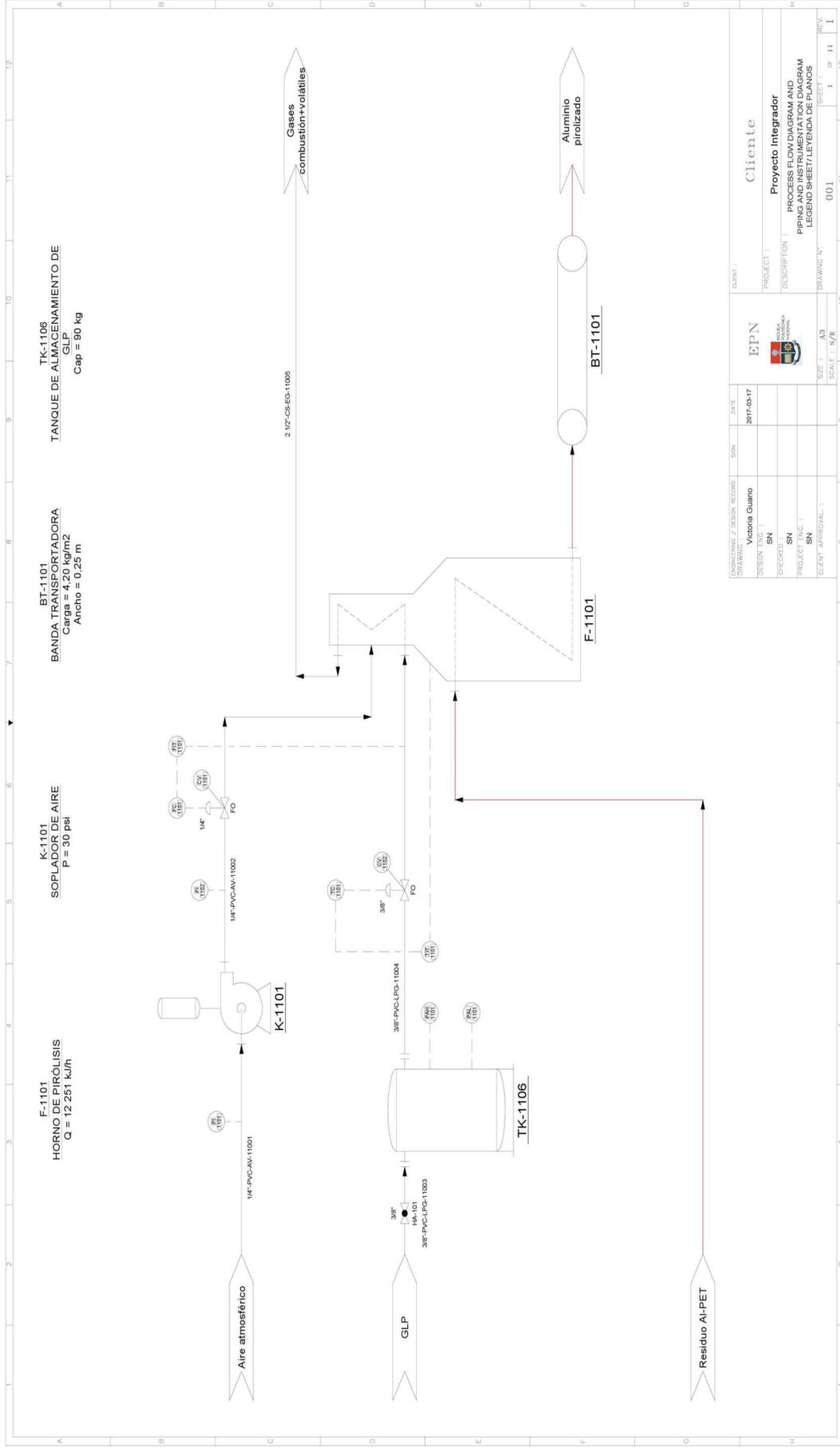


Figura 4.14. Diagrama de tuberías e instrumentación (Parte 1)

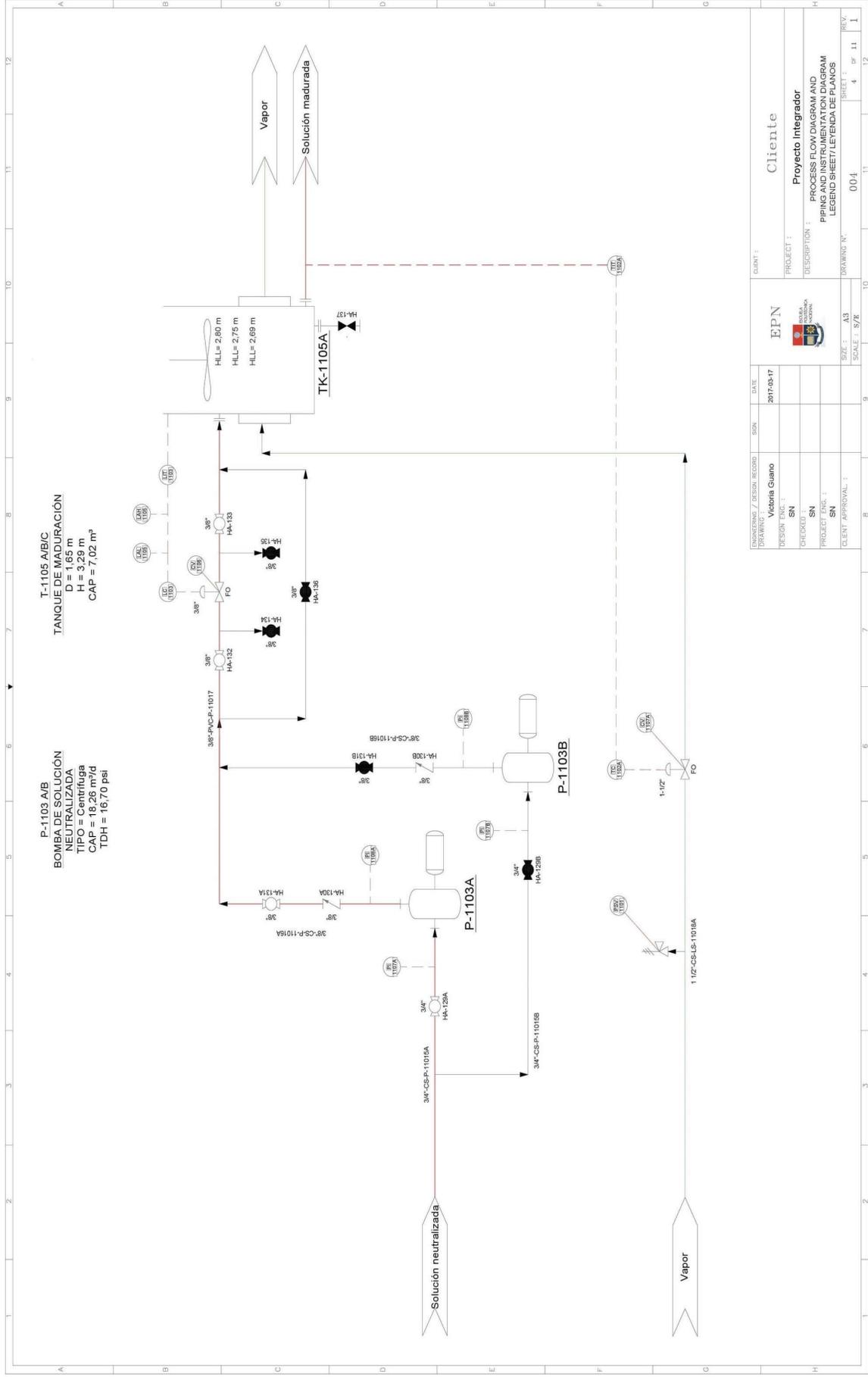


Figura 4.17. Diagrama de tuberías e instrumentación (Parte 4)

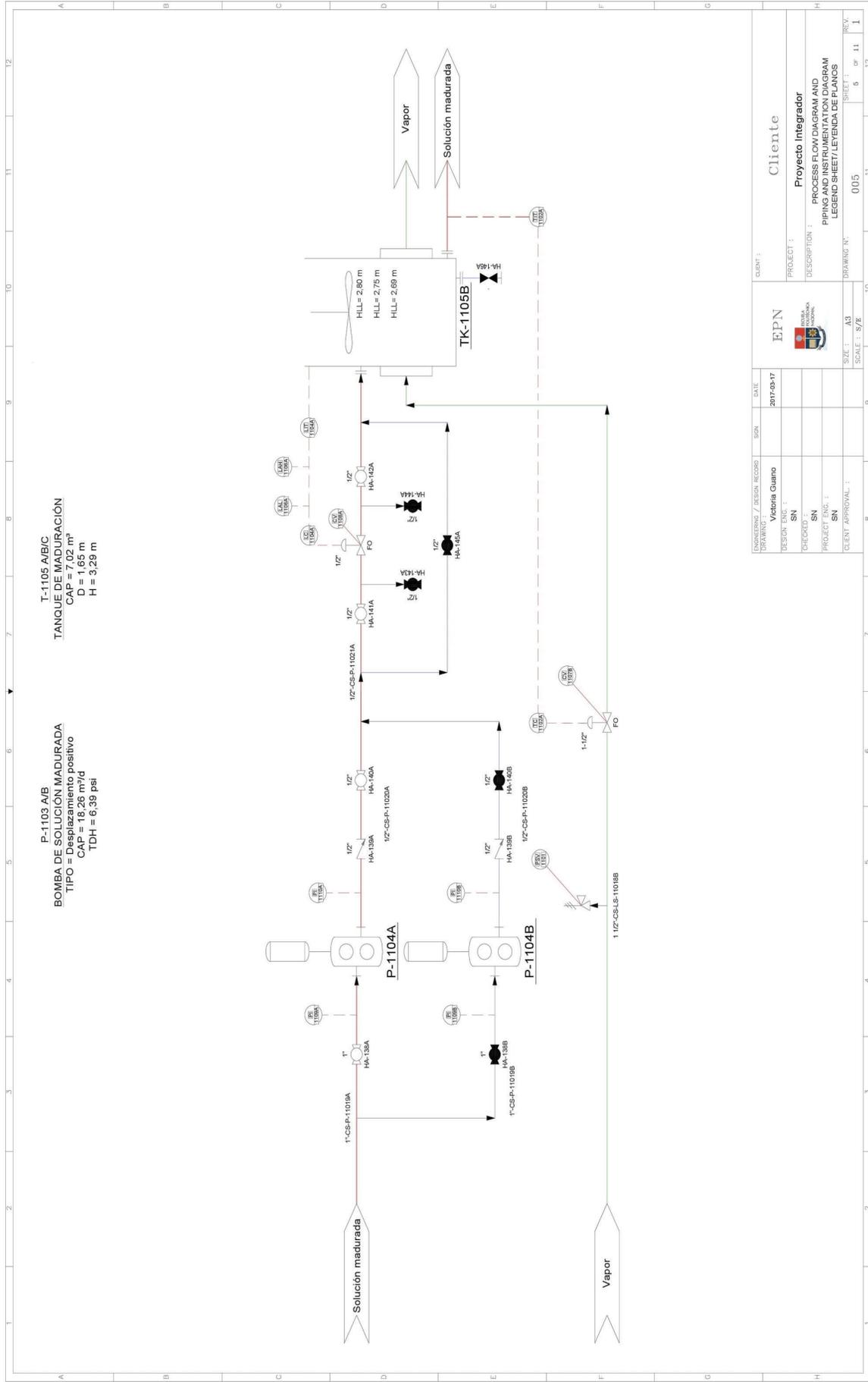


Figura 4.18. Diagrama de tuberías e instrumentación (Parte 5)

DESIGNER / DESIGN RECORD DRAWING :	DATE	CLIENT :
Victoria Guano	2017-03-17	EPN
DESIGN ENG. :		PROJECT :
SN		Proyecto Integrador
CHECKED :		DESCRIPTION :
SN		PROCESS FLOW DIAGRAM AND PIPING AND INSTRUMENTATION DIAGRAM LEGEND SHEET/LEYENDA DE PLANOS
PROJECT ENG. :		SIZE : A3
SN		SCALE : 5/8"
CLIENT APPROVAL :		DRAWING N° :
		005
		SHEET :
		6
		OF
		11
		REV. :
		1

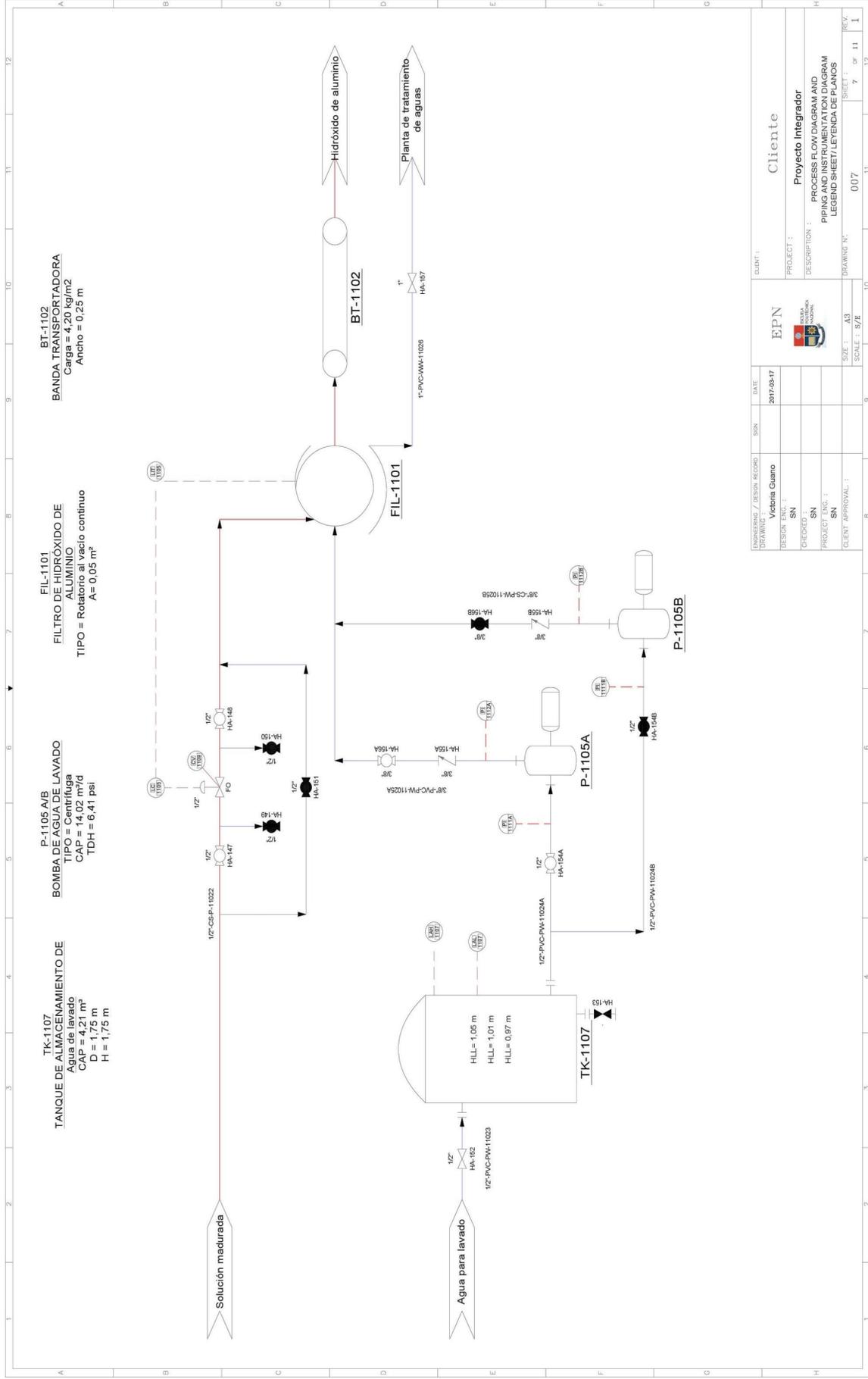


Figura 4.20. Diagrama de tuberías e instrumentación (Parte 7)

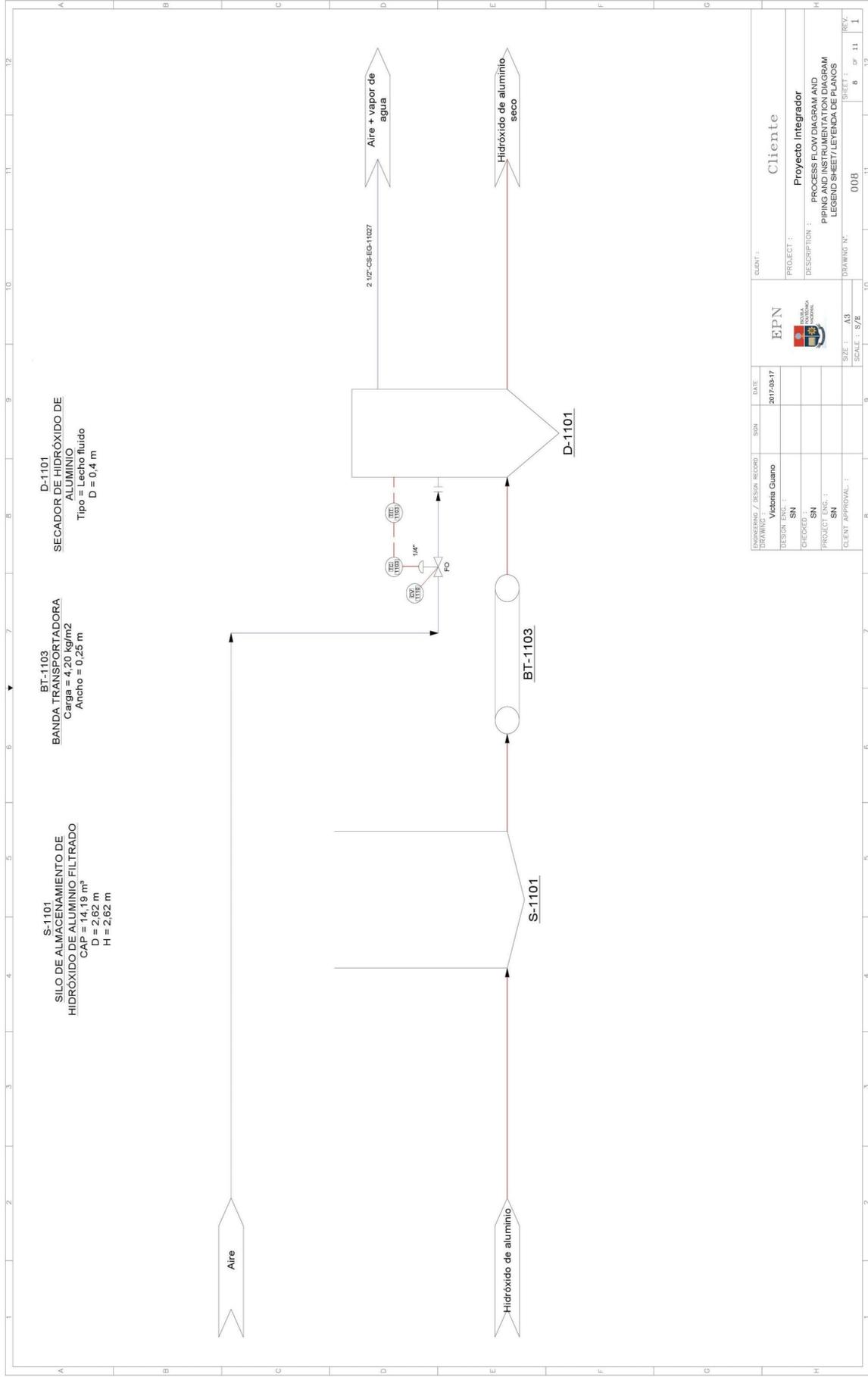


Figura 4.21. Diagrama de tuberías e instrumentación (Parte 8)

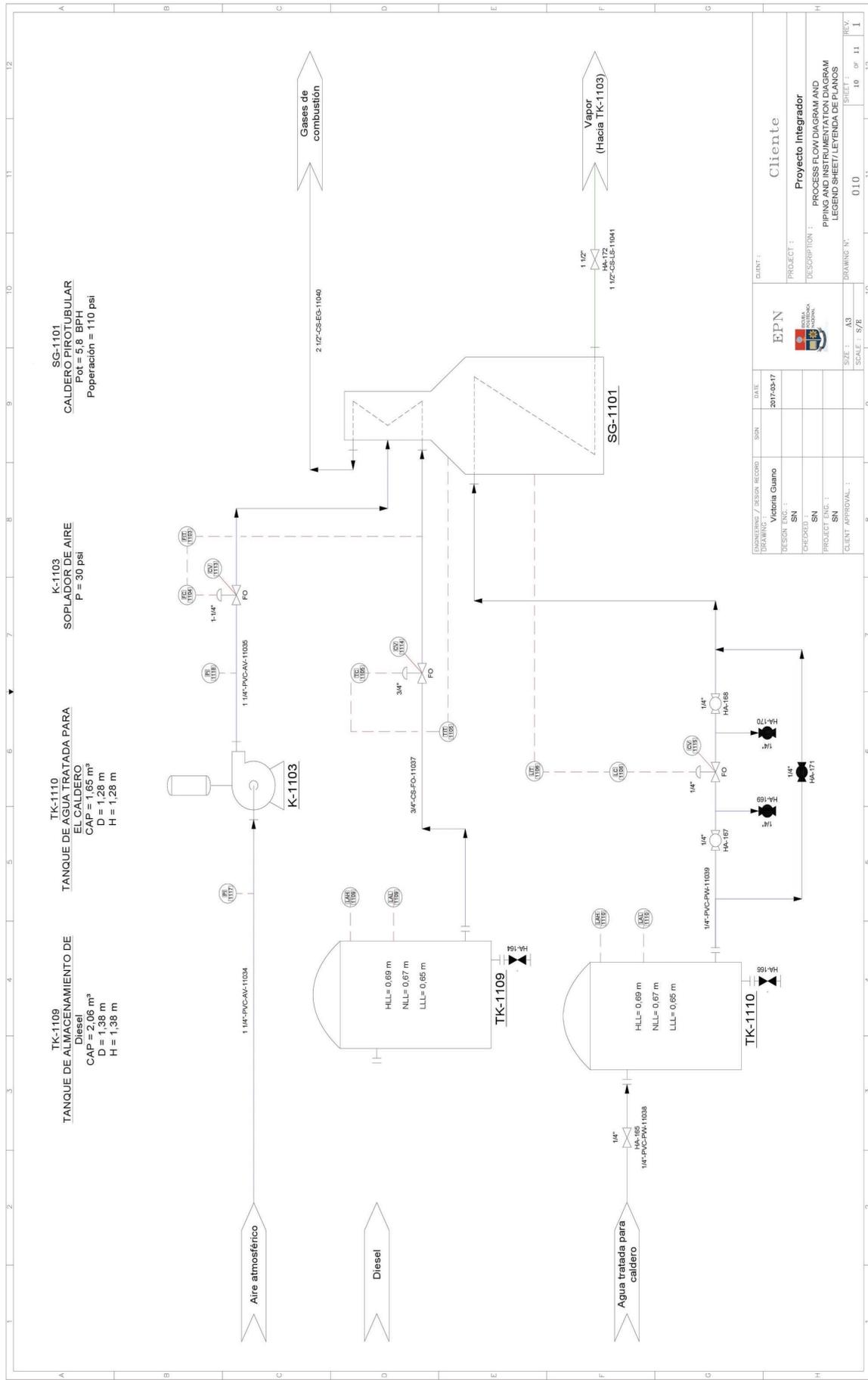


Figura 4.23. Diagrama de tuberías e instrumentación (Parte 10)



Figura 4.24. Diagrama de tuberías e instrumentación (Parte 11)

4.8 DIMENSIONAMIENTO Y ESPECIFICACIONES DE LOS EQUIPOS PROPUESTOS

En la Tabla 4.15 se presentan las especificaciones de bombas y tuberías requeridas en la planta.

Tabla 4.15. Dimensión de bombas, tuberías y válvulas

Tramo	Bomba	Tubería	Válvulas
Lixiviación - Neutralización	TDH: 18,97 psi P _{succión} : 2,77 psi P _{descarga} : 21,75 psi	Longitud: 5 m Material: SA-515-60	Bola: 4 Check: 1
Neutralización – Maduración 1	TDH: 16,70 psi P _{succión} : 1,47 psi P _{descarga} : 18,88 psi	Longitud: 7 m Material: SA-515-60	Bola: 4 Check: 1
Maduración 1 - Maduración 2	TDH: 6,39 psi P _{succión} : 4,13 psi P _{descarga} : 10,52 psi	Longitud: 7 m Material: SA-515-60	Bola: 4 Check: 1
Maduración 2 - Maduración 3	TDH: 6,39 psi P _{succión} : 4,13 psi P _{descarga} : 10,52 psi	Longitud: 7 m Material: SA-515-60	Bola: 4 Check: 1
Maduración 3 - Filtro rotatorio	-	Longitud: 3 m Material: SA-515-60	Bola: 2
T. alm. NaOH - Lixiviación	TDH: 18,64 psi P _{succión} : 1,65 psi P _{descarga} : 20,29 psi	Longitud: 3 m Material: PVC	Bola: 4 Check: 1
T. alm. HCl - Neutralización	-	Longitud: 3 m Material: PVC	Bola: 2

4.8.1 ESPECIFICACIONES DE LOS EQUIPOS PROPUESTOS (HOJAS DE DATOS DE LOS EQUIPOS)

En las Tablas 4.16 a 4.29 se presentan las hojas de especificación de los equipos requeridos en planta. Se incluye información sobre el material de construcción, dimensiones, especificaciones, funcionamiento y esquema de cada uno de los equipos.

Tabla 4.16. Hoja de especificación del horno de pirólisis

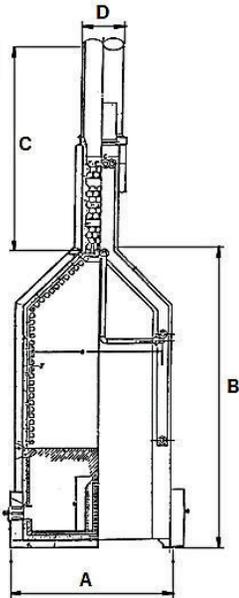
HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 1	
Nombre del equipo: Horno de pirólisis	
Fabricante: CALTEC Modelo 50	Material de construcción: Refractario Etiqueta en planta: F-1101
Dimensiones: A cm 124 B cm 550 C cm 124 D cm 48 Losa de apoyo cm 150x150	Parámetros de diseño: Capacidad de procesamiento: 25 kg/h
Principio de funcionamiento: El material ingresa al horno que cuenta con dos cámaras, en la cámara primaria se produce la quema de combustible y se libera el material volátil. Los gases de combustión son conducidos a una cámara superior de post-combustión en donde se introduce aire en exceso y se quema a altas temperaturas. Tiene un control de temperatura que regula el suministro de combustible y aire.	
Modalidad de operación: Continuo	
Especificaciones: Peso: 4 500 kg	
Esquema del equipo: 	

Tabla 4.17. Hoja de especificación del tanque de lixiviación

HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 2	
Nombre del equipo: Tanque de lixiviación	
Fabricante: PULVEX	Material de construcción: Acero al carbón
	Etiqueta en planta: TK-1101
Dimensiones: H: cm 271 D: cm 68 R1 cm 68 R2 cm 4	Parámetros de diseño: Volumen de diseño: 0,90 m ³
Principio de funcionamiento: En este equipo se requiere disolver el aluminio, con una solución de hidróxido de sodio como agente lixivante. El tanque cuenta con un control de nivel para evitar derrames. La solución tiene un tiempo de contingencia de 1 h.	
Modalidad de funcionamiento: Continuo	
Especificaciones: Presión de diseño: 15,67 psi; Potencia del agitador: 0,94 kW	
Esquema del equipo: <div style="text-align: center;"> <p>El diagrama muestra un tanque cilíndrico con un fondo cóncavo. Las dimensiones están etiquetadas como sigue: H es la altura total del tanque; D es el diámetro del cilindro; R1 es el radio del fondo cóncavo; y R2 es el radio del borde inferior del tanque.</p> </div>	

Tabla 4.18. Hoja de especificación del tanque de neutralización

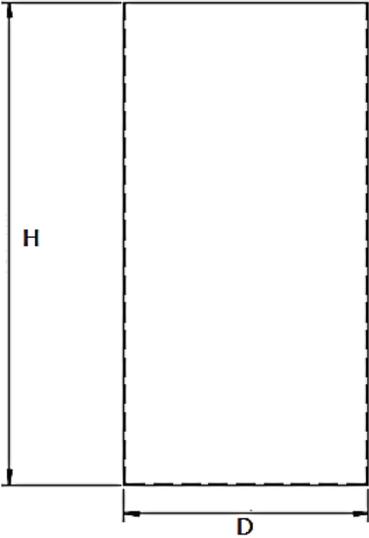
HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 3	
Nombre del equipo: Tanque de neutralización	
Fabricante: PULVEX	Material de construcción: SA-575
	Etiqueta en planta: TK-1103
Dimensiones: H: cm 167 D: cm 84	Parámetros de diseño: Volumen de diseño: 0,92 m ³
Principio de funcionamiento: En este equipo se requiere regular pH de la solución a 8,7, el tanque cuenta con agitación mecánica, control de nivel para evitar derrames y control del flujo de ácido clorhídrico para regular el pH. La solución tiene un tiempo de residencia de 60 minutos.	
Modalidad de operación: Continuo	
Especificaciones: Presión de diseño: 14,49 psi; Potencia del agitador: 2,74 kW	
Esquema del equipo:	
	

Tabla 4.20. Hoja de especificación del filtro rotatorio al vacío continuo

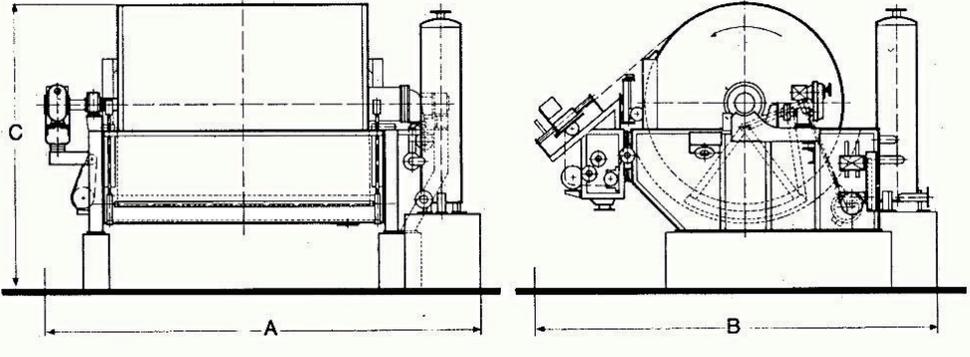
HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 5																
Nombre del equipo: Filtro rotatorio al vacío continuo																
Fabricante: TEFSA	Material de construcción: Acero al carbón Etiqueta en planta: FIL-1101															
Dimensiones: <table style="width: 100%; border-collapse: collapse;"> <tr> <td style="width: 15%;">A</td> <td style="width: 15%;">mm</td> <td style="width: 15%;">1900</td> </tr> <tr> <td>B</td> <td>mm</td> <td>850</td> </tr> <tr> <td>C</td> <td>m</td> <td>1000</td> </tr> <tr> <td>D tambor</td> <td>mm</td> <td>520</td> </tr> <tr> <td>Ancho tambor</td> <td>mm</td> <td>155</td> </tr> </table>	A	mm	1900	B	mm	850	C	m	1000	D tambor	mm	520	Ancho tambor	mm	155	Parámetros de diseño: Área de diseño: 0,10 m ²
A	mm	1900														
B	mm	850														
C	m	1000														
D tambor	mm	520														
Ancho tambor	mm	155														
Principio de funcionamiento: Cuenta con un tambor hueco sumergido parcialmente en la mezcla a filtrar. La torta se forma en cada revolución del tambor. A medida que el tambor gira, el sólido es succionado por el tambor y forma una capa sobre la tela filtrante, atraviesa unos aspersores ubicados en la parte superior para el lavado. Finalmente, se desprende por medio de un raspador y se rompe el vacío.																
Modalidad de operación: Continuo																
Especificaciones: Presión de diseño: 200 torr; Peso: 500 kg																
Esquema del equipo:																
																

Tabla 4.21. Hoja de especificación del secador de hidróxido de aluminio

HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 6	
Nombre del equipo: Secador de lecho fluido	
Fabricante: YIQIU Modelo GFG 200	Material de construcción: Acero al carbón
	Etiqueta en planta: TK1103
Dimensiones del cuerpo principal: Altura: mm 3100 Diámetro: mm 1400	Parámetros de diseño: Capacidad de procesamiento: 200 kg/batch
Principio de funcionamiento: Las partículas se fluidizan en la cámara de secado. El aire caliente atraviesa las partículas desde el fondo hasta la parte superior de la cámara para eliminar la humedad.	
Modalidad de operación: Discontinuo	
Especificaciones: Potencia del ventilador: 22 kW; Peso: 1700 kg	
Esquema del equipo:	

Tabla 4.22. Hoja de especificación del horno de calcinación

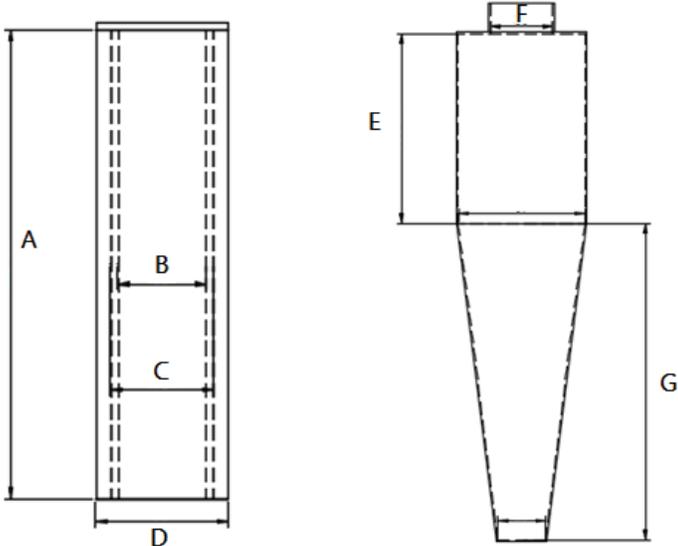
HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 7	
Nombre del equipo: Horno de calcinación	
Fabricante: OUTOTEC	Material de construcción: Refractario aluminoso, ladrillo refractario
	Etiqueta en planta: F-1102
Dimensiones: A cm 328 B cm 62 C cm 72 D cm 92 E cm 103 F cm 26 G cm 172	Parámetros de diseño: Capacidad de procesamiento: 845,15 kg/h
Principio de funcionamiento: El hidróxido de aluminio seco es fluidizado con gases producto de la combustión. Las partículas ingresan por la parte inferior y son transportadas hacia la parte superior, en donde se separan de los gases de combustión y recirculan a la cámara a través de un conducto vertical ubicado debajo del ciclón. Los gases atraviesan la cámara una sola vez y son expulsados a la atmósfera.	
Modalidad de operación: Continuo	
Especificaciones: Velocidad superficial del gas: 3,1 m/s; Caída de presión: 27,25 mm H ₂ O;	
Esquema del equipo: 	

Tabla 4.23. Hoja de especificación del tanque de almacenamiento de hidróxido de sodio

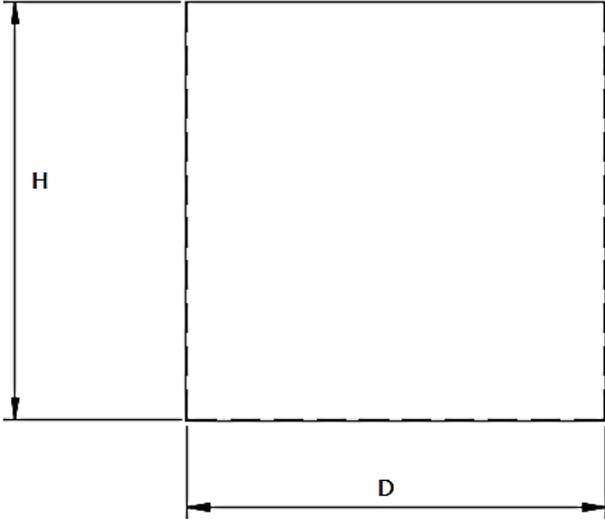
HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 8	
Nombre del equipo: Tanque de almacenamiento de hidróxido de sodio	
Fabricante: PULVEX	Material de construcción: Acero al carbón
	Etiqueta en planta: TK-1102
Dimensiones: H: cm 186 D: cm 186	Parámetros de diseño: Volumen de diseño: 5,05 m ³
Principio de funcionamiento: Almacenar la solución de hidróxido de sodio requerida en el proceso de lixiviación.	
Modalidad de Operación: Continuo	
Especificaciones: Presión de diseño: 14,7 psi	
Esquema del equipo:	
	

Tabla 4.24. Hoja de especificación del tanque de almacenamiento de ácido clorhídrico

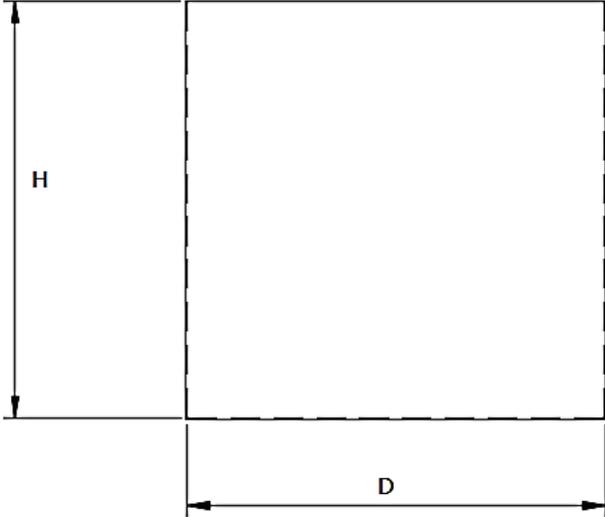
HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 9	
Nombre del equipo: Tanque de almacenamiento de ácido clorhídrico	
Fabricante: PULVEX	Material de construcción: SB-575
	Etiqueta en planta: TK-1104
Dimensiones: H: cm 90 D: cm 90	Parámetros de diseño: Volumen de diseño: 0,57 m ³
Principio de funcionamiento: Almacenar la solución de ácido clorhídrico requerida en el proceso de neutralización	
Modalidad de operación: Continuo	
Especificaciones: Presión de diseño: 13,05 psi	
Esquema del equipo:	
	

Tabla 4.25. Hoja de especificación del generador de vapor

HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS Nº 10	
Nombre del equipo: Caldero pirotubular	
Fabricante: ATTTSU Modelo: RL-75	Material de construcción: Acero al carbón Etiqueta en planta: SG-1101
Dimensiones: A mm 1100 B mm 1600 C mm 1100 D mm 400 E mm 1200 F mm 915 G mm 100	Parámetros de diseño: Producción de vapor: 75 kg/h
Principio de funcionamiento: El agua alimentada al caldero eleva su temperatura hasta convertirse en vapor mediante el calor producto de la combustión en el hogar. El equipo es un generador de vapor horizontal, pirotubular de tres pasos.	
Modalidad de operación: Continuo	
Especificaciones: Potencia térmica útil: 5,8 BHP; Peso 700 kg	
Esquema del equipo:	
<p>The diagram shows two views of a horizontal fire-tube boiler. The left view is a side elevation showing the boiler's profile, including a combustion chamber (hogar) on the left, a bundle of tubes, and a water jacket. Dimensions A (total height), B (total length), C (width of the water jacket), D (width of the combustion chamber), E (length of the tube bundle), F (width of the boiler body), G (width of the top flange), and H (height of the combustion chamber) are indicated. The right view is a top-down perspective showing the circular cross-section of the boiler body and the arrangement of the tubes and water jacket.</p>	

Tabla 4.26. Hoja de especificación de bandas transportadoras

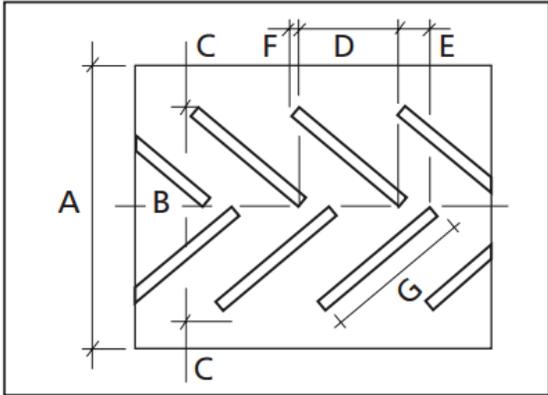
HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 11	
Nombre del equipo: Bandas transportadoras	
Fabricante: ESBELT	Material de construcción: Poliuretano Etiqueta en planta: BT-1101, BT-1102, BT-1103
Dimensiones: A mm 400 B mm 300 C mm 50 D mm 180 E mm 20 F mm 18 G mm 250	Parámetros de diseño: Flujo de operación: 845,15 kg/h
Principio de funcionamiento: El material depositado sobre la banda es transportado debido a la fricción del tambor que es accionado por un motor. El material es vertido fuera de la banda debido a la acción de gravedad. Las bandas cuentan con cubierta para proteger al producto y material resistente a temperaturas altas.	
Modalidad de operación: Continuo	
Especificaciones: Capacidad de carga: 4,20 kg/m ²	
Esquema del equipo: <div style="text-align: center;">  <p>El diagrama muestra un sistema de bandas transportadoras con una cubierta superior. Se indican las siguientes dimensiones: A (altura total), B (altura de la banda), C (anchura de la banda y del tambor), D (distancia entre tambores), E (altura del tambor), F (distancia entre tambores) y G (longitud de la banda).</p> </div>	

Tabla 4.27. Hoja de especificación de sopladores de aire

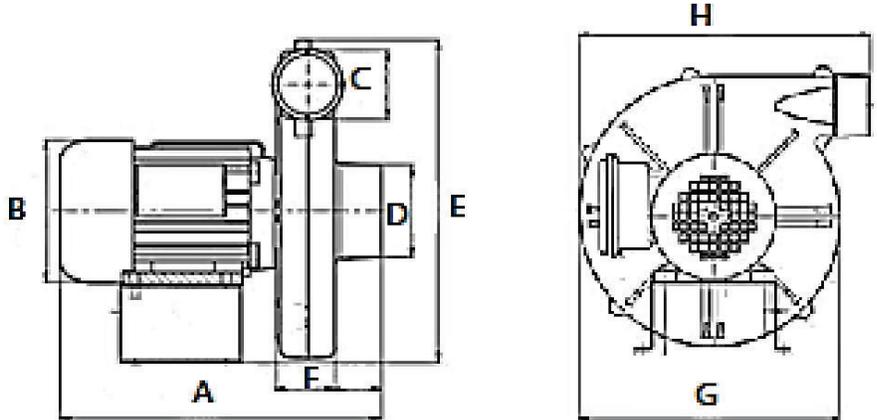
HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 12	
Nombre del equipo: Soplador de aire	
Fabricante: LEISTER	Material de construcción: Acero al carbón Etiqueta en planta: K-1101, K-1102, K-1103
Dimensiones: A mm 280 B mm 124 C mm 60 D mm 80 E mm 280 F mm 52 G mm 260 H mm 289	Parámetros de diseño: Caudal de aire máximo: 4 700 l/min
Principio de funcionamiento: El aire entra en el impulsor y se acelera a lo largo de la dirección de las aspas del ventilador. El aire es expulsado rápidamente debido al aumento de presión.	
Modalidad de operación: Continuo	
Especificaciones: Potencia: 250 W; Peso 9 kg	
Esquema del equipo: <div style="text-align: center;">  </div>	

Tabla 4.28. Hoja de especificación de bombas centrífugas

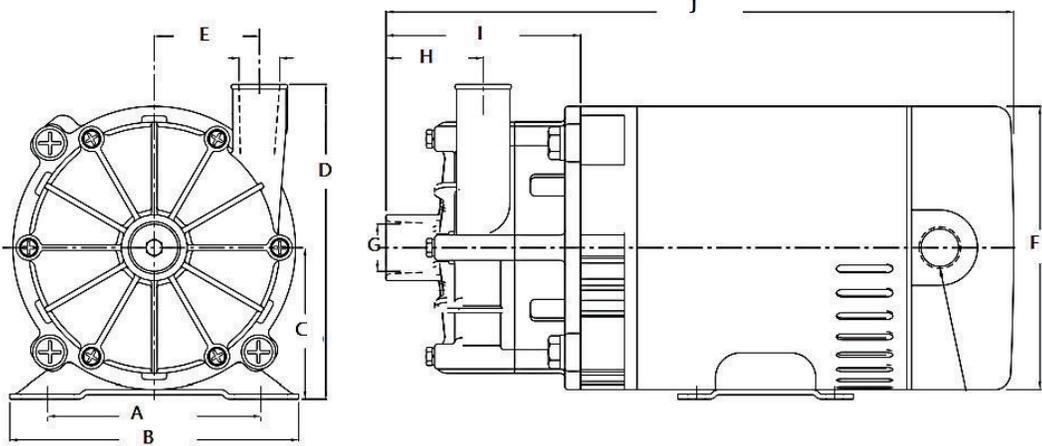
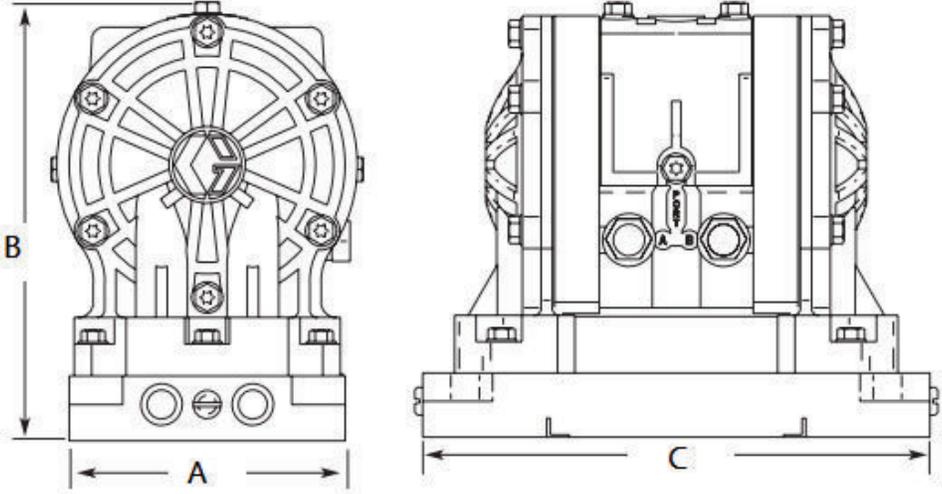
HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 13																																					
Nombre del equipo: Bomba centrífuga																																					
Fabricante: GormanRupp Series 120, Modelo 12895-002	Material de construcción: Acero al carbón Etiqueta en planta: P-1101 A/B, P-1102 A/B, P-1103 A/B, P-1105 A/B																																				
Dimensiones: <table style="width: 100%; border-collapse: collapse;"> <tr><td style="width: 15%;">A</td><td style="width: 15%;">mm</td><td style="width: 70%;">107,95</td></tr> <tr><td>B</td><td>mm</td><td>146,05</td></tr> <tr><td>C</td><td>mm</td><td>76,20</td></tr> <tr><td>D</td><td>mm</td><td>158,75</td></tr> <tr><td>E</td><td>mm</td><td>53,09</td></tr> <tr><td>F</td><td>mm</td><td>143,00</td></tr> <tr><td>G</td><td>mm</td><td>33,27</td></tr> <tr><td>H:</td><td>mm</td><td>49,28</td></tr> <tr><td>I:</td><td>mm</td><td>98,55</td></tr> <tr><td>J:</td><td>mm</td><td>317,50</td></tr> <tr><td>Succión:</td><td>mm</td><td>23,81</td></tr> <tr><td>Descarga:</td><td>mm</td><td>20,63</td></tr> </table>	A	mm	107,95	B	mm	146,05	C	mm	76,20	D	mm	158,75	E	mm	53,09	F	mm	143,00	G	mm	33,27	H:	mm	49,28	I:	mm	98,55	J:	mm	317,50	Succión:	mm	23,81	Descarga:	mm	20,63	Parámetros de diseño: Flujo de operación: 11,5 L/min
A	mm	107,95																																			
B	mm	146,05																																			
C	mm	76,20																																			
D	mm	158,75																																			
E	mm	53,09																																			
F	mm	143,00																																			
G	mm	33,27																																			
H:	mm	49,28																																			
I:	mm	98,55																																			
J:	mm	317,50																																			
Succión:	mm	23,81																																			
Descarga:	mm	20,63																																			
Principio de funcionamiento: El fluido entra a la bomba a través del centro del rodete y el fluido gana energía a medida que las paletas del rodete lo transportan hacia afuera en dirección radial y esta energía cinética se transforma en energía potencial.																																					
Modalidad de operación: Continuo																																					
Especificaciones: Voltaje: 115/230 V; Amperaje 6,8/3,4; Potencia: 0,25 kW; Peso: 6,7 kg;																																					
Esquema del equipo:																																					
 <p>The technical drawing consists of two views of a centrifugal pump. The left view is a front view of the impeller, showing a circular hub with eight radial vanes. Dimension lines indicate: A (width of the base), B (width of the impeller), C (height of the impeller), D (total height of the pump housing), and E (height of the top flange). The right view is a side view of the pump assembly, showing the motor housing, the pump housing, and the impeller. Dimension lines indicate: F (height of the motor housing), G (width of the motor base), H (height of the motor base), I (height of the pump housing), and J (total length of the pump assembly).</p>																																					

Tabla 4.29. Hoja de especificación de bombas de desplazamiento positivo

HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 14	
Nombre del equipo: Bomba de desplazamiento positivo	
Fabricante: GRACO Modelo: Husky 205	Material de construcción: Acero al carbón Etiqueta en planta: P-1104 A/B/C/D
Dimensiones: A mm 94 B mm 145 C mm 173	Parámetros de diseño: Flujo de operación: 11,5 L/min
Principio de funcionamiento: Un cuerpo de desplazamiento reduce el espacio de trabajo lleno de fluido y bombea el fluido a la tubería. Este cuerpo de desplazamiento ejerce una presión sobre el fluido. Al aumentar el espacio de trabajo se llena nuevamente de fluido de la tubería.	
Modalidad de operación: Continuo	
Especificaciones: Presión máxima de funcionamiento: 100 psi; Desplazamiento por ciclo: 0,045 L; Peso 0,9 kg	
Esquema del equipo:	
	

5. EVALUACIÓN ECONÓMICA

5.1 INVERSIONES

Para el arranque de la planta es necesario considerar costos de inversión, que comprenden los costos por adquisición de equipos requeridos presentados en la Tabla 5.1.

El precio de los tanques de lixiviación neutralización, maduración y almacenamiento está estimado mediante el método de Guthrie (Jiménez, 2003, p. 38-51).

Tabla 5.1. Costo de los equipos requeridos en planta

EQUIPOS	# Equipos	Costo unitario (USD)	Costo total (USD)
Horno de pirólisis	1	10 560,00	10 560,00
Tanque de lixiviación	1	9 548,00	9 548,00
Tanque de neutralización	1	15 906,00	15 906,00
Tanque de maduración	3	23 859,00	71 577,00
Tanque de almacenamiento de HCl	1	175,00	175,00
Tanque de almacenamiento de NaOH	1	500,00	500,00
Filtro rotatorio al vacío	1	10 000,00	10 000,00
Secador	1	50 000,00	50 000,00
Horno de lecho fluidizado	1	100 000,00	100 000,00
Caldero	1	12 650,00	12 650,00
Bombas	14	900,00	12 600,00
Soplador de aire	3	200,00	600,00
Bandas transportadoras	3	5 00,00	15 000,00
Sistema de tuberías	1,00	9 408,30	9 408,30
TOTAL			318 524,30

Para la adquisición de todos estos equipos se requiere de un capital de trabajo, el mismo que será obtenido mediante un préstamo de 350 000 USD para pagarlo en 5 años, a una tasa de interés del 9,54 % según tarifas del Banco Central (Banco Central del Ecuador, 2017, p.1)

5.2 COSTOS VARIABLES

Dentro de los costos variables se encuentran aquellos que cambian en proporción al volumen de ventas de la empresa y corresponden a materia prima, insumos, energía eléctrica, combustibles, etc. En las tablas 5.2 a 5.4 se encuentran los costos de insumos, energía eléctrica y combustibles respectivamente.

Tabla 5.2. Costos de insumos

Reactivo	Cantidad (kg/d)	Cantidad (kg/mes)	USD/kg	USD/mes	USD/año
NaOH	954,35	28 630,45	0,36	10 306,96	123 683,54
HCl	200,96	6 028,82	0,12	723,46	8 681,49
Agua	31 980,59	959 417,56	$7,2 \times 10^{-4}$	23,03	276,31
TOTAL				11 753,88	141 046,53

Tabla 5.3. Costos de energía eléctrica

Luz eléctrica	kW	# Equipos	h	USD/kw-h	USD/mes	USD/año
Sistemas de bombeo	0,25	7	24	0,08	100,80	1 209,60
Sistemas de agitación	1,31	3	24	0,08	226,37	2 716,42
TOTAL					327,17	3 926,02

Tabla 5.4. Costos de combustibles

Combustible	Cantidad (kg/d)	Cantidad (kg/mes)	USD/kg	USD/mes	USD/año
Fuel oil	90,68	2720,48	0,37	997,09	11 965,07
GLP	9,27	278,09	0,58	160,68	1 928,11
Diesel	97,06	2 911,71	0,33	951,54	11 418,46
TOTAL				2 109,30	25 311,63

5.3 COSTOS FIJOS

Dentro de los costos fijos se encuentran aquellos que deben ser considerados independientemente de la operación de la empresa, es decir, existen con o sin producción. En este rubro se encuentran principalmente pagos laborales. En la

Tabla 5.5 se encuentran los pagos de acuerdo con la nómina del personal con el aporte patronal al IESS del 11,15 % y décimos tercero y cuarto sueldos.

Tabla 5.5. Pagos laborales

	#	Salario (USD)	Aporte IESS (USD)	USD/mes	Décimo tercero (USD)	Décimo cuarto (USD)	USD/año	Total (USD)
Gerente general	1	1 500	167,25	1 667,25	1 500	374	21 881,00	21 881,00
Ingeniero químico	1	1 200	133,80	1 333,80	1 200	375	17 580,60	17 580,60
Ingeniero mecánico	1	1 200	133,80	1 333,80	1 200	375	17 580,60	17 580,60
Contador	1	800	89,20	889,20	800	376	11 846,40	11 846,40
Operadores producción	12	375	41,81	416,81	375	375	5 751,75	69 021,00
Guardias	4	500	55,75	555,75	500	375	7 544,00	30 176,00
TOTAL								168 085,60

5.4 INGRESOS

El único ingreso se genera por la venta de la alúmina activada. En la Tabla 5.6 se presenta este rubro.

Tabla 5.6. Venta de alúmina activada

	Cantidad (kg/d)	Cantidad (kg/mes)	USD/kg	USD/mes	USD/año
Alúmina activada	1 060,58	31817,42	1,4	44 544,39	534 532,63

5.5 FLUJO EFECTIVO DE CAJA

En la Tabla 5.7 se presenta el flujo efectivo de caja para 10 años, que considera el pago de impuestos del 25 % de la utilidad operativa y un préstamo de 500 000 USD requerido para el montaje de la planta.

Tabla 5.7. Flujo efectivo de caja

Año	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Ventas (USD)		534 532,63	534 532,63	534 532,63	534 532,63	534 532,63	534 532,63	534 532,63	534 532,63	534 532,63	534 532,63
Costo de ventas (USD)		171 730,26	171 730,26	171 730,26	171 730,26	171 730,26	171 730,26	171 730,26	171 730,26	171 730,26	171 730,26
Utilidad bruta (USD)		362 802,37	362 802,37	362 802,37	362 802,37	362 802,37	362 802,37	362 802,37	362 802,37	362 802,37	362 802,37
Gastos admin (USD)		168 085,60	168 085,60	168 085,60	168 085,60	168 085,60	168 085,60	168 085,60	168 085,60	168 085,60	168 085,60
Depreciación (USD)		35 613,26	35 613,26	35 613,26	35 613,26	35 613,26	35 613,26	35 613,26	35 613,26	35 613,26	35 613,26
Utilidad operativa (USD)		159 103,51	159 103,51	159 103,51	159 103,51	159 103,51	159 103,51	159 103,51	159 103,51	159 103,51	159 103,51
Impuestos (USD)		39 775,88	39 775,88	39 775,88	39 775,88	39 775,88	39 775,88	39 775,88	39 775,88	39 775,88	39 775,88
Utilidad después de imp. (USD)		119 327,63	119 327,63	119 327,63	119 327,63	119 327,63	119 327,63	119 327,63	119 327,63	119 327,63	119 327,63
Capital de trabajo (USD)	500 000,00										
Depreciación (USD)		35 613,26	35 613,26	35 613,26	35 613,26	35 613,26	35 613,26	35 613,26	35 613,26	35 613,26	35 613,26
Valor residual (USD)											
Pago préstamo (USD)		130 352,34	130 352,34	130 352,34	130 352,34	130 352,34					
Inversión (USD)	318 524,30										
Flujo de efectivo (USD)	318 524,30	24 588,56	24 588,56	24 588,56	24 588,56	24 588,56	154 940,89	154 940,89	154 940,89	154 940,89	154 940,89

5.6 INDICADORES DE RENTABILIDAD

En la Tabla 5.8 se presenta el valor actual neto al considerar una tasa referencial vigente del 4,28 % según datos del Banco Central y la tasa interna de retorno para un periodo de 10 años.

Tabla 5.8. Indicadores de rentabilidad

Indicador	Valor
Valor actual neto (VAN) (USD)	1 163 604,85
Tasa interna de retorno (TIR) (%)	16,20

La tasa interna de retorno (16,20 %) es superior a la tasa de interés ofertada por el Banco Central del Ecuador (6,48 %), lo que demuestra que es un proyecto económicamente rentable (Banco Central del Ecuador, 2017, p.1)

BIBLIOGRAFÍA

1. American National Standards Institute. (2009). Instrumentation symbols and Identification. ANSI/ISA-5.1-2009.
2. American Petroleum Institute. (2000). *API RECOMMENDED PRACTICE 14E*. Recommended Practice for Design and Installation of Offshore Production Platform Piping Systems. Washington, Estados Unidos.
3. American Society of Mechanical Engineers. (2010a). ASME Boiler and pressure vessel code. Rules for construction of pressure vessels. Sección VIII División II.
4. American Society of Mechanical Engineers. (2010b). ASME Boiler and Pressure vessel code. An International code. Sección VIII División II Parte D.
5. American Society of Mechanical Engineers. (2015c). Welded and Seamless wrought steel pipe. ASME B36.10.
6. Banco Central del Ecuador. (2012). Consulta de totales por nandina-país. Recuperado de <https://www.bce.fin.ec/comercioExterior/comercio/consultaTotXNandinaPaisConGrafico.jsp> (Junio, 2016)
7. Banco Central del Ecuador. (2017). Tasas de interés. Recuperado de <https://www.bce.fin.ec/index.php/component/k2/item/148-tasas-de-inter%C3%A9s> (Julio, 2016)
8. Bánvölgyi, G., y Siklóski, P. (2013). The improved low temperature digestion (ILTD) process: an economic and environmentally sustainable way of processing gibbsitic bauxites. (Ed.). *Essential Readings in Light*

Metals: Alumina and Bauxite. (pp. 362-370). doi:
10.1002/9781118647868.ch48

9. Basu, P. (2006). *Combustion and gasification in fluidized beds*. Recuperado de:
<https://uicchemgroupa.wikispaces.com/file/view/Combustion+and+Gasification+in+Fluidized+Beds.pdf> (Agosto, 2016)
10. Basu, P. (2015). *Circulating Fluidized Bed Boilers: Design, Operation and Maintance*. doi: 10.1007/978-3-319-06173-3
11. British Standard. (1977). Specification for Graphical symbols for general engineering: Part 1: Piping systems and plant.
12. Chen, J. (2003). Heat transfer. *Handbook of fluidization and fluid-particle systems* (pp. 264-293) Recuperado de: https://s3-ap-southeast-1.amazonaws.com/erbuc/files/5627_e590c384-9855-4940-9b2b-cca86d0690af.pdf (Agosto, 2016)
13. Echeverri, C. (2006). Diseño óptimo de ciclones. *Revista ingenierías Universidad de Medellín*. 5(9), pp. 123-139. Recuperado de: https://www.researchgate.net/publication/262467595_Disenio_optimo_de_ciclones (Agosto, 2016)
14. Endara, D. (2008). *Recuperación de aluminio de los envases y empaques usados por la industria de alimentos y farmacéutica*. Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Grado de Master en Metalurgia Extractiva y Medio Ambiente no publicado. Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador.
15. Geankopolis, C. (1993). *Transport process and unit operations*. (3era Ed.). Estados Unidos: Prentice-Hall International, Inc.

16. Grace, J., y Hsiao, B. (2003). Circulating Fluidized Beds. *Handbook of fluidization and fluid-particle systems* (pp. 491-550). Recuperado de: https://s3-ap-southeast-1.amazonaws.com/erbuc/files/5627_e590c384-9855-4940-9b2b-cca86d0690af.pdf (Agosto, 2016)
17. Gilson Engineering Sales. (2010). Combustion. Recuperado de: <http://www.gilsoneng.com/reference/combustion.pdf> (Abril, 2017)
18. Holman, J., (1999). *Transferencia de calor*. México, México: Compañía Editorial continental, S.A. de C.V.
19. Hudson, L., Misra, C., Perrota, A., Wefers, K., y Williams F. (2000). Aluminum Oxide. *Ullman's Encyclopedia of Industrial Chemistry*. (pp. 607-645). doi: 10.1002/14356007.a01_557
20. Industrias JQ. (2016). *PET: Datos técnicos*. Recuperado de: <http://www.jq.com.ar/Imagenes/Productos/PET/dtecnicos/dtecnicos.htm> (Septiembre, 2016)
21. Jiménez, A. (2003). *Diseño de procesos en Ingeniería Química*. Barcelona, España: Reverté.
22. Kern, D. (1999). *Procesos de transferencia de calor*. (31ava Ed.). México, México: Compañía editorial continental, S.A. de C.V.
23. Li, J., Prestidge, C., y Addai-Mensah, J. (2000). Viscosity, Density, and Refractive Index of Aqueous Sodium and Potassium Aluminate Solutions. *Journal of Chemical & Engineering Data*, 45(4), pp. 665-671. doi: 10.1021/je000025d
24. Li, C., y Mujumdar, A. (2006). Fluidized bed dryers. *Handbook of industrial drying*. (pp. 199-227). doi: 10.1201/9781420017618

25. Megyesy, E. (1992). Manual de recipientes a presión: Diseño y cálculo. Recuperado de: https://www.academia.edu/19108168/Manual_de_recipientes_a_presion_Megyesy (Agosto, 2016)
26. Mills, A. (1997). *Transferencia de calor*. New York, Estados Unidos: McGrawHill/Irwin
27. Misra, C. (1974). *Agitation effects in precipitation* (Ed.). *Essential Readings in Light Metals: Alumina and Bauxite*. (pp. 541-549). doi: 10.1002/9781118647868.ch48
28. Misra, C. (2003). Aluminum oxide (Alumina), Hydrated. *Kirk-Othmer Encyclopedia Technology*. (pp. 607-645). doi: 10.1002/0471238961.0825041813091918.a01.pub2
29. Mott, R. (2006). *Mecánica de fluidos*. (6ta Ed.). México: Pearson Educación.
30. Mujumdar, A. (2006). Principles, classification and selection of dryers. *Handbook of industrial drying*. (pp. 29-58). doi: 10.1201/9781420017618
31. Mullinger, P., y Jenkins, B. (2008). *Industrial and process furnaces: Principles design and operation*. (1era Ed.). Amsterdam, Países Bajos: Elsevier.
32. Nayyar, M. (2000). *Piping Handbook*. (7ma Ed.). New York: Estados Unidos: McGraw-Hill
33. Paul, E., Atiemo-Obeng V., y Kresta, S. (2004). *Handbook of industrial mixing*. Science and Practice. doi: 10.1002/0471451452

34. Pearson, A. (2003). Aluminum Oxide (Alumina), Activated. Kirk-Othmer *Encyclopedia of Chemical Technology*. (pp. 391-403). doi: 10.1002/0471238961.0103200916050118.a01.pub2
35. Perry, R., Green, D. y Maloney, J. (2001). *Manual del Ingeniero Químico*. (7ma Ed.). Madrid, España: McGraw-Hill.
36. Perry, R., Green, D. y Maloney, J. (2008). *Manual del Ingeniero Químico*. (8va Ed.). Madrid, España: McGraw-Hill.
37. Petersen, B., Bach, M., Arpe, R. (2009). The world's largest hydrate pan filter: Engineering improvements and experiences. *Essential Readings in Light Metals: Alumina and Bauxite*. (pp. 625-629) doi: 10.1002/9781118647868.ch48
38. Peters, M., y Timmerhaus, K. (1991). *Plant design and economics for chemical engineers*. (4ta Ed.). New York, Estados Unidos: McGraw-Hill.
39. Porciúncula, C., Marcilio, N., Tessaro, I. y Gerchmann M. (2012). Production of hydrogen in the reaction between aluminum and water in the presence of NaOH and KOH. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*. 29(02), 337-348, doi: 10.1590/S0104-66322012000200014
40. Reddy, S. (2003). Gas distributor and Plenum Design in Fluidized Beds. *Handbook of fluidization and fluid-particle systems*. (pp. 165-180). Recuperado de: https://s3-ap-southeast-1.amazonaws.com/erbuc/files/5627_e590c384-9855-4940-9b2b-cca86d0690af.pdf (Agosto, 2016)
41. Repsol. (2006). *Ficha de datos de seguridad: Gas Licuado de Petróleo*. Recuperado de:

https://imagenes.repsol.com/pe_es/glp__168181_tcm18-208366.pdf
(Septiembre, 2016)

42. Serrano, J., y Carranza, Y. (2005). Análisis teórico de la combustión en quemadores de gas natural. *Scientia et Technica*. 3(29), 139-143. Recuperado de: https://www.academia.edu/6696121/ANALISIS_TEORICO_DE_LA_COMBUSTION_EN_QUEMADORES_DE_GAS_NATURAL (Agosto, 2016)
43. Smolders, K., y Baeyens, J. (1998). Hydrodynamic modeling of circulating fluidized beds. *Advanced Powder Technology*. 9(1), 17-38 doi: 10.1016/S0921-8831(08)60591-9
44. Sutherland, K. (2008). *Filters and filtration Handbook*. (5ta Ed.). Hungría: Elsevier.
45. Tetra pak. (2016). Tetra Pak logra recuperar y reciclar cerca de 67 millones de envases puestos en el mercado. Recuperado de: <http://www.tetrapak.com/ec/about/newsarchive/tetra-pak-logra-recuperar-y-reciclar-cerca-de-67-millones-de-envases-puestos-en-el-mercado> (Junio, 2016).
46. Towler, G., y Sinnott, R. (2008). *Chemical Engineering Design: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design*. Amsterdam: Elsevier.
47. Turrado, J., Dávalos, M., Fuentes, F., y Saucedo, A. (2012). Envases de cartón para líquidos como fuente de fibra secundaria. *Información Tecnológica*. 23(3), 59-66, doi: 10.4067/S0718-07642012000300008
48. Villavicencio, J. (2016). *Obtención de alúmina activada y su aplicación como soporte de catalizador*. Proyecto de titulación previo a la obtención

del título de Ingeniero Químico no publicado. Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador.

49. Werther, J. (2012). Fluidized-Bed Reactors. *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry*. (pp. 319-366). doi: 10.1002/14356007.b04_239.pub2
50. Woloshyn, J., Oshinowo, L., y Rosten, J. (2006). Digester design using CFD. (Ed.). *Essential Readings in Light Metals: Alumina and Bauxite*. (pp. 350-355). doi: 10.1002/9781118647868.ch48
51. Yang, W. (2003). Bubbling Fluidized Beds. *Handbook of fluidization and fluid-particle systems*. (pp. 64-122). Recuperado de: https://s3-ap-southeast-1.amazonaws.com/erbuc/files/5627_e590c384-9855-4940-9b2b-cca86d0690af.pdf (Agosto, 2016)
52. Yates, J. (2003). Effect of Temperature and Pressure. *Handbook of fluidization and fluid-particle systems*. (pp. 139-164) New York, Estados Unidos: Marcel Dekker, Inc

ANEXOS

ANEXO I

BALANCE DE MASA

Para la estimación de la capacidad se considera la cantidad de envases Tetra Pak a recolectar pronosticada para el año 2 020 la cual es 2 810 ton (Tetra Pak, 2016, p.1). Se asume un porcentaje de recolección de residuo Al-PET del 65 % debido a que este residuo también se utiliza en la fabricación de otros productos. En el proceso de hidro-atrición para la separación del cartón, se obtiene un 10,47 % de residuo Al-PET (Endara, 2008, p. 60).

La masa de Aluminio PET a procesar es:

$$m_{Al-PET} = m_{Tetrapack} \times \% (Al - PET) \times \% Utilización de residuos$$

$$m_{Al-PET} = 2\,810 \frac{ton}{año} \times 0,10467 \times 0,65 * \frac{1000\,kg}{1\,ton} \times \frac{1\,año}{12\,meses} \times \frac{1\,mes}{30\,d}$$

$$m_{Al-PET} = 531,08 \frac{kg}{d}$$

AI.1 BALANCE DE MASA EN LA PIRÓLISIS

En la Figura AI.1 se presenta el diagrama de la etapa de pirólisis.

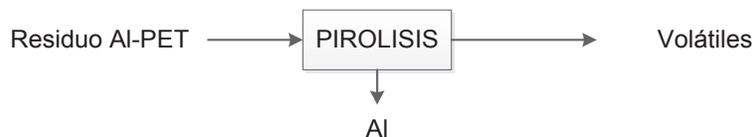


Figura AI.1. Balance de masa en la pirólisis

Del proceso de pirólisis, se obtiene 97,6 % de cenizas constituidas principalmente por aluminio cuya pureza es del 95,6 %; el restante 2,4 % es material volátil constituido por el remanente de cartón y PET presente en el residuo a utilizar (Endara, 2008, pp. 61, 62).

La cantidad de aluminio pirolizado es:

$$m_{Al \text{ pirolizado}} = m_{Al-PET} \times \% \text{ Cenizas}$$

$$m_{Al \text{ pirolizado}} = 531,08 \frac{kg}{d} \times 0,976$$

$$m_{Al \text{ pirolizado}} = 518,33 \frac{kg}{d}$$

La cantidad de aluminio puro es:

$$m_{Al} = m_{Al \text{ pirolizado}} \times \text{Pureza Al}$$

$$m_{Al} = 518,33 \frac{kg}{d} \times 0,956$$

$$m_{Al} = 495,53 \frac{kg}{d}$$

La cantidad de impurezas presentes en las cenizas es:

$$m_{impurezas} = m_{cenizas} \times (1 - \text{Pureza Al})$$

$$m_{impurezas} = 518,33 \frac{kg}{d} \times (1 - 0,956)$$

$$m_{impurezas} = 22,81 \frac{kg}{d}$$

La cantidad de material volátil, compuesto principalmente por residuos plásticos y cartón es:

$$m_{PET} = m_{Al-PET} \times (1 - \% \text{ Cenizas})$$

$$m_{PET} = 531,08 \frac{kg}{d} \times (1 - 0,976)$$

$$m_{PET} = 12,75 \frac{kg}{d}$$

En la Tabla 4.1 se presentan resumidas las corrientes de entrada y salida del proceso de pirólisis.

AI.2 BALANCE DE MASA EN LA LIXIVIACIÓN

En la Figura AI.2 se presenta el diagrama de la etapa de lixiviación.

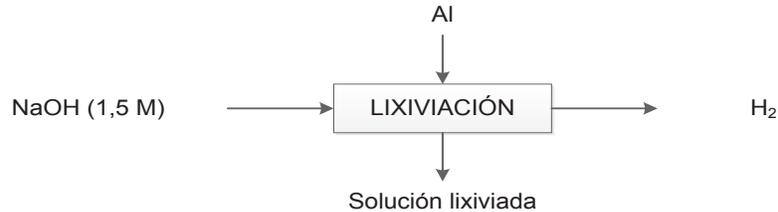


Figura AI.2. Balance de masa en la lixiviación

En el proceso de lixiviación se utiliza una solución de hidróxido de sodio 1,5 M al 30 % de exceso, con lo que se asume una conversión muy cercana al 100 %. La cantidad estequiométrica de hidróxido de sodio relacionada a la cantidad de aluminio puro y la reacción descrita en la Ecuación 2.1 es:

$$m_{NaOH (Rx)} = m_{Al} \times \frac{1 \text{ mol Al}}{PM \text{ Al}} \times \frac{2 \text{ mol NaOH}}{2 \text{ mol Al}} \times \frac{PM \text{ NaOH}}{1 \text{ mol NaOH}}$$

$$m_{NaOH (Rx)} = 495,53 \frac{\text{kg}}{\text{d}} \times \frac{1 \text{ mol Al}}{27 \text{ g Al}} \times \frac{2 \text{ mol NaOH}}{2 \text{ mol Al}} \times \frac{40 \text{ g NaOH}}{1 \text{ mol NaOH}}$$

$$m_{NaOH (Rx)} = 734,11 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

La cantidad de NaOH que se utiliza, al considerar el exceso es:

$$m_{NaOH (30\% \text{ exceso})} = m_{NaOH Rx} \times (1 + \% \text{ Exceso})$$

$$m_{NaOH (30\% \text{ exceso})} = 734,11 \frac{\text{kg}}{\text{d}} \times (1 + 0,3)$$

$$m_{NaOH (30\% \text{ exceso})} = 954,35 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

La cantidad de NaOH que no reacciona es:

$$m_{NaOH (no Rx)} = m_{NaOH (30\% \text{ exceso})} - m_{NaOH (Rx)}$$

$$m_{NaOH (no Rx)} = 954,35 \frac{\text{kg}}{\text{d}} - 734,11 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

$$m_{NaOH (no Rx)} = 220,23 \frac{kg}{d}$$

La densidad de la solución de hidróxido de sodio 1,5 M es 1 042,8 kg/m³ (Perry, Green y Maloney, 2001, p. 2-112). La cantidad de agua para la solución de hidróxido de sodio 1,5 M es:

$$m_{H_2O (NaOH 1,5 M)} = m_{NaOH (30\% exceso)} \times \frac{1 \text{ mol NaOH}}{PM NaOH} \times \frac{L \text{ sol}}{1,5 \text{ mol NaOH}} \times \delta_{(NaOH)}$$

$$m_{H_2O (NaOH 1,5 M)} = 954,35 \frac{kg}{d} \times \frac{1 \text{ mol NaOH}}{40 \text{ g NaOH}} \times \frac{L \text{ sol}}{1,5 \text{ mol NaOH}} \times 1 042,8 \frac{kg}{m^3} \times \frac{10^3 \text{ g}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 m^3}{10^3 L}$$

$$m_{H_2O (NaOH 1,5 M)} = 16 586,57 \frac{kg}{d}$$

Durante la reacción se requiere de agua, por lo tanto la cantidad de agua que reacciona es:

$$m_{H_2O (Rx)} = m_{Al} \times \frac{1 \text{ mol Al}}{PM Al} \times \frac{6 \text{ mol H}_2O}{2 \text{ mol Al}} \times \frac{PM H_2O}{1 \text{ mol H}_2O}$$

$$m_{H_2O (Rx)} = 495,53 \frac{kg}{d} \times \frac{1 \text{ mol Al}}{27 \text{ g Al}} \times \frac{6 \text{ mol H}_2O}{2 \text{ mol Al}} \times \frac{18 \text{ g H}_2O}{1 \text{ mol H}_2O}$$

$$m_{H_2O (Rx)} = 991,05 \frac{kg}{d}$$

Y la cantidad de agua que no reacciona es:

$$m_{H_2O (no Rx)} = m_{H_2O (NaOH 1,5 M)} - m_{H_2O (Rx)}$$

$$m_{H_2O (no Rx)} = 16 586,57 \frac{kg}{d} - 991,05 \frac{kg}{d}$$

$$m_{H_2O (no Rx)} = 15 595,52 \frac{kg}{d}$$

La cantidad de iones $Al(OH)_4^-$ es:

$$m_{Al(OH)_4^-} = m_{Al} \times \frac{1 \text{ mol Al}}{PM Al} \times \frac{2 \text{ mol } Al(OH)_4^-}{2 \text{ mol Al}} \times \frac{PM Al(OH)_4^-}{1 \text{ mol } Al(OH)_4^-}$$

$$m_{Al(OH)_4^-} = 495,53 \frac{kg}{d} \times \frac{1 \text{ mol Al}}{27 \text{ g Al}} \times \frac{2 \text{ mol Al(OH)}_4^-}{2 \text{ mol Al}} \times \frac{95 \text{ g Al(OH)}_4^-}{1 \text{ mol Al(OH)}_4^-}$$

$$m_{Al(OH)_4^-} = 1\,743,52 \frac{kg}{d}$$

La cantidad de iones sodio es:

$$m_{Na^+} = m_{Al} \times \frac{1 \text{ mol Al}}{PM \text{ Al}} \times \frac{2 \text{ mol Na}^+}{2 \text{ mol Al}} \times \frac{PM \text{ Na}^+}{1 \text{ mol Na}^+}$$

$$m_{Na^+} = 495,53 \frac{kg}{d} \times \frac{1 \text{ mol Al}}{27 \text{ g Al}} \times \frac{2 \text{ mol Na}^+}{2 \text{ mol Al}} \times \frac{23 \text{ g Na}^+}{1 \text{ mol Na}^+}$$

$$m_{Na^+} = 422,12 \frac{kg}{d}$$

Se obtiene también como producto el desprendimiento de hidrógeno:

$$m_{H_2} = m_{Al} \times \frac{1 \text{ mol Al}}{PM \text{ Al}} \times \frac{3 \text{ mol H}_2}{2 \text{ mol Al}} \times \frac{PM \text{ H}_2}{1 \text{ mol H}_2}$$

$$m_{H_2} = 495,53 \frac{kg}{d} \times \frac{1 \text{ mol Al}}{27 \text{ g Al}} \times \frac{3 \text{ mol H}_2}{2 \text{ mol Al}} \times \frac{2 \text{ g H}_2}{1 \text{ mol H}_2}$$

$$m_{H_2} = 55,06 \frac{kg}{d}$$

En la Tabla 4.2 se resumen las corrientes de entrada y salida en el proceso de lixiviación, mientras que en la Tabla AI.1 se resumen los reactivos y productos calculados durante la lixiviación.

Tabla AI.1. Reactivos y productos obtenidos en la reacción de lixiviación

	Reactivos (kg/d)	No reacción (kg/d)	Producto (kg/d)
Al puro	495,53	22,81	22,81
NaOH	954,35	220,23	220,23
H ₂ O	16 586,57	15 595,52	15 595,52
Al(OH) ₄ ⁻			1 743,52
Na ⁺			422,12
H ₂			55,06
TOTAL	18 059,26		18 059,26

AI.3 BALANCE DE MASA EN LA NEUTRALIZACIÓN

En la Figura AI.3 se presenta el diagrama de la etapa de neutralización.

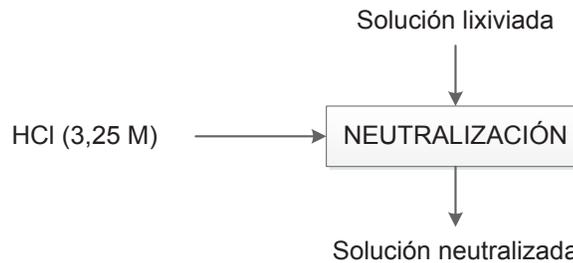


Figura AI.3. Balance de masa en la neutralización

La solución obtenida del proceso de lixiviación es neutralizada a un pH de 8,7 con ácido clorhídrico 3,25 M para precipitar el hidróxido de aluminio según la reacción descrita en la Ecuación 2.2.

La cantidad de iones oxhidrilo es:

$$m_{(OH)^-} = m_{Al(OH)_4^-} \times \frac{1 \text{ mol } Al(OH)_4^-}{PM \text{ } Al(OH)_4^-} \times \frac{2 \text{ mol } (OH)^-}{2 \text{ mol } Al(OH)_4^-} \times \frac{PM \text{ g } (OH)^-}{1 \text{ mol } (OH)^-}$$

$$m_{(OH)^-} = 1\,743,52 \frac{\text{kg}}{\text{d}} \times \frac{1 \text{ mol } Al(OH)_4^-}{95 \text{ g } Al(OH)_4^-} \times \frac{2 \text{ mol } (OH)^-}{2 \text{ mol } Al(OH)_4^-} \times \frac{17 \text{ g } (OH)^-}{1 \text{ mol } (OH)^-}$$

$$m_{(OH)^-} = 312,00 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

Se obtiene como producto de interés, hidróxido de aluminio:

$$m_{Al(OH)_3} = m_{Al(OH)_4^-} \times \frac{1 \text{ mol } Al(OH)_4^-}{PM \text{ } Al(OH)_4^-} \times \frac{2 \text{ mol } Al(OH)_3}{2 \text{ mol } Al(OH)_4^-} \times \frac{PM \text{ } Al(OH)_3}{1 \text{ mol } Al(OH)_3}$$

$$m_{Al(OH)_3} = 1\,743,52 \frac{\text{kg}}{\text{d}} \times \frac{1 \text{ mol } Al(OH)_4^-}{95 \text{ g } Al(OH)_4^-} \times \frac{2 \text{ mol } Al(OH)_3}{2 \text{ mol } Al(OH)_4^-} \times \frac{78 \text{ g } Al(OH)_3}{1 \text{ mol } Al(OH)_3}$$

$$m_{Al(OH)_3} = 1\,431,52 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

Para obtener un pH de 8,7, se neutraliza la cantidad de NaOH que no reaccionó en el proceso de lixiviación con ácido clorhídrico 3,25 M.

La reacción de neutralización está dada por la Ecuación A1.1.



Debido a que la solución neutralizada tiene un pH básico, se calcula el pOH.

$$pOH = 14 - pH \quad [\text{A1.2}]$$

$$pOH = 14 - 8,7 = 5,3$$

La concentración de iones oxhidrilos debido a la neutralización, es la diferencia entre las moles de iones oxhidrilo e hidronios a añadir dividido para la cantidad total de agua, si se asumen volúmenes aditivos.

$$pOH = -\log \left[\frac{n_{(OH)^-} - n_{H^+}}{V_{H_2O}(\text{NaOH } 1,5 \text{ M}) + \frac{n_{H^+}}{3,25}} \right]$$

En donde n es la cantidad de moles.

De esta Ecuación se despeja la cantidad de moles hidronio que se requiere añadir para obtener un pOH de 8,7:

$$n_{H^+} = \frac{10^{-pOH} \times V_{H_2O}(\text{NaOH } 1,5 \text{ M}) - n_{(OH)^-}}{\frac{-10^{-pOH}}{3,25} - 1}$$

Debido a que se trata de una base fuerte, la cantidad de moles de hidróxido de sodio es igual a la cantidad de moles hidroxilo.

$$\begin{aligned} n_{(OH)^-} &= m_{\text{NaOH}(\text{no Rx})} \times \frac{1 \text{ mol NaOH}}{PM \text{ NaOH}} \\ n_{(OH)^-} &= 220,23 \frac{\text{kg}}{\text{d}} \times \frac{1 \text{ mol NaOH}}{40 \text{ g NaOH}} \times \frac{1000 \text{ g}}{1 \text{ kg}} \\ n_{(OH)^-} &= 5 \ 505,86 \frac{\text{mol}}{\text{d}} \end{aligned}$$

La cantidad de iones hidronio:

$$n_{H^+} = \frac{10^{-5,3} * 15\,905,80 - 5\,505,86}{\frac{-10^{-5,3}}{3,25} - 1}$$

$$n_{H^+} = 5\,505,77 \frac{\text{mol}}{\text{d}}$$

La cantidad de moles de HCl es igual a la cantidad de moles hidronio ya que se trata de un ácido fuerte.

$$m_{HCl} = n_{H^+} \times \frac{PM\ HCl}{1\ \text{mol}\ HCl}$$

$$m_{HCl} = 5\,505,77 \frac{\text{mol}}{\text{d}} \times \frac{36,5\ \text{g}\ HCl}{1\ \text{mol}\ HCl} \times \frac{1\ \text{kg}}{1000\ \text{g}}$$

$$m_{HCl} = 200,96 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

La densidad de la solución de ácido clorhídrico 3,25 M es 1 003,2 kg/m³ (Perry et al, 2001, p. 2-108). La cantidad de agua para la solución de ácido clorhídrico 3,25 M, es:

$$m_{H_2O\ (HCl\ 3,25\ M)} = n_{H^+} \times \frac{L\ sol}{3,25\ \text{mol}\ HCl} \times \delta_{HCl}$$

$$m_{H_2O\ (HCl\ 3,25\ M)} = 5\,505,77 \frac{\text{mol}}{\text{d}} \times \frac{L\ sol}{3,25\ \text{mol}\ HCl} \times 1\,003,2 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{1\ \text{m}^3}{10^3\ L}$$

$$m_{H_2O\ (HCl\ 3,25\ M)} = 1699,50 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

De la reacción de neutralización se tiene como productos cloruro de sodio y agua.

La cantidad de cloruro de sodio es:

$$m_{NaCl} = m_{HCl} \times \frac{1\ \text{mol}\ HCl}{PM\ HCl} \times \frac{1\ \text{mol}\ NaCl}{1\ \text{mol}\ HCl} \times \frac{PM\ NaCl}{1\ \text{mol}\ NaCl}$$

$$m_{NaCl} = 200,96 \frac{\text{kg}}{\text{d}} \times \frac{1\ \text{mol}\ HCl}{36,5\ \text{g}\ HCl} \times \frac{1\ \text{mol}\ NaCl}{1\ \text{mol}\ HCl} \times \frac{58,5\ \text{g}\ NaCl}{1\ \text{mol}\ NaCl}$$

$$m_{NaCl} = 322,09 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

La cantidad de agua obtenida como producto es:

$$m_{H_2O} (\text{neutralización}) = m_{HCl} \times \frac{1 \text{ mol HCl}}{PM \text{ HCl}} \times \frac{1 \text{ mol H}_2\text{O}}{1 \text{ mol HCl}} \times \frac{PM \text{ H}_2\text{O}}{1 \text{ mol H}_2\text{O}}$$

$$m_{H_2O} (\text{neutralización}) = 200,96 \frac{kg}{d} \times \frac{1 \text{ mol HCl}}{36,5 \text{ g HCl}} \times \frac{1 \text{ mol H}_2\text{O}}{1 \text{ mol HCl}} \times \frac{18 \text{ g H}_2\text{O}}{1 \text{ mol H}_2\text{O}}$$

$$m_{H_2O} (\text{neutralización}) = 99,10 \frac{kg}{d}$$

Debido a que la reacción de neutralización no se produce a pH neutro (pH = 7), la cantidad de hidróxido de sodio que no reacciona es:

$$m_{NaOH \text{ no Rx}} (\text{neutralización}) = m_{NaOH \text{ no Rx}} (\text{lixiviación})$$

$$- m_{HCl} \times \frac{1 \text{ mol HCl}}{PM \text{ HCl}} \times \frac{1 \text{ mol NaOH}}{1 \text{ mol HCl}} \times \frac{PM \text{ NaOH}}{1 \text{ mol NaOH}}$$

$$m_{NaOH \text{ no Rx}} (\text{neut}) = 220,2342 \frac{kg}{d} - 200,96 \frac{kg}{d} \times \frac{1 \text{ mol HCl}}{36,5 \text{ g HCl}} \times \frac{1 \text{ mol NaOH}}{1 \text{ mol HCl}} \times \frac{40 \text{ g NaOH}}{1 \text{ mol NaOH}}$$

$$m_{NaOH \text{ no Rx}} (\text{neutralización}) = 0,004 \frac{kg}{d}$$

En la Tabla 4.3 se presentan las corrientes de entrada y salida en el proceso de neutralización, mientras que en la Tabla AI.2 se resumen los reactivos y productos obtenidos en la reacción de neutralización

Tabla AI.2. Reactivos y productos obtenidos en la reacción de neutralización

	Reactivos (kg/d)	No reacción (kg/d)	Producto (kg/d)
NaOH	220,23	0,004	0,004
HCl	200,96		
NaCl			322,09
H ₂ O	1 699,50	1 699,50	1 798,61
TOTAL	2 120,70		2 120,70

El hidróxido de aluminio puede disolverse en ácidos y bases fuertes mientras que a pH comprendido entre 4 y 9, precipita y forma un gel (Misra, 2003, p. 427). En la Figura AI.4 se observa la solubilidad del hidróxido de aluminio en función del pH.

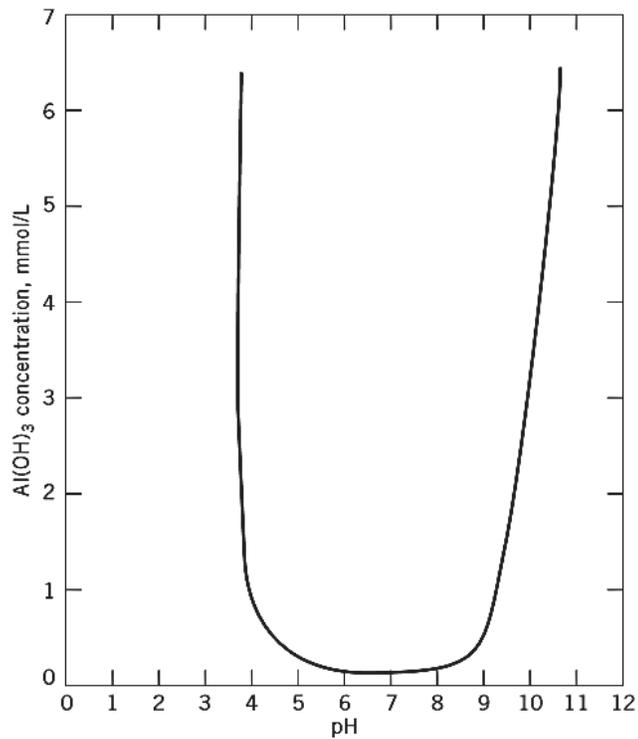


Figura AI.4. Solubilidad del hidróxido de aluminio en función del pH
(Misra, 2003, p. 427)

En el balance de masa se va considera que no todo el hidróxido de aluminio precipita. En la Figura A.I.4 se observa que a pH 8,7 la solubilidad del hidróxido de aluminio es aproximadamente 0,1 mol/L.

Por lo tanto, la cantidad de $\text{Al}(\text{OH})_3$ que no precipita será la cantidad que está aún disuelta:

$$m_{\text{Al}(\text{OH})_3 \text{ no precip}} = m_{\text{sol lixiviada}} \times \frac{1}{\rho_{\text{sol lixiviada}}} \times \text{Solubilidad}_{\text{Al}(\text{OH})_3} \times \frac{PM_{\text{Al}(\text{OH})_3}}{1 \text{ mol Al}(\text{OH})_3}$$

La densidad de la solución lixiviada de aluminio a $T = 52 \text{ }^\circ\text{C}$ es $1\,090,02 \text{ kg/m}^3$ (Li, Prestidge y Addai-Mensah, 2000, p. 670)

$$m_{\text{Al}(\text{OH})_3 \text{ no precip}} = 18\,004,20 \frac{\text{kg}}{\text{d}} \times \frac{1}{1\,090,02 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \times 0,1 \frac{\text{mol}}{\text{L}} \times \frac{78 \text{ g Al}(\text{OH})_3}{1 \text{ mol Al}(\text{OH})_3} \times \frac{10^3 \text{ L}}{1 \text{ m}^3} \times \frac{1 \text{ kg}}{10^3 \text{ g}}$$

$$m_{\text{Al}(\text{OH})_3 \text{ no precip}} = 128,83 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

AI.4 BALANCE DE MASA EN LA MADURACIÓN

En la Figura AI.5 se presenta el diagrama de la etapa de maduración.

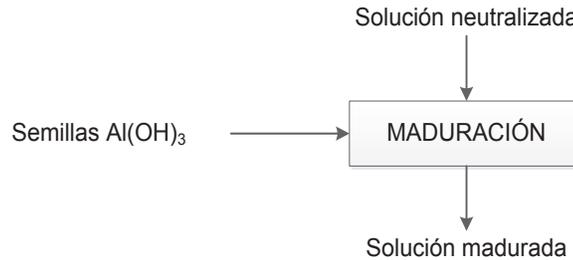


Figura AI.5. Balance de masa en la maduración

A la solución lixiviada se adicionan semillas de hidróxido de aluminio en relación 1:10 con respecto al aluminio.

$$m_{\text{semillas Al(OH)}_3} = m_{\text{Al}} \times \frac{1 \text{ kg semillas Al(OH)}_3}{10 \text{ kg Al}}$$

$$m_{\text{semillas Al(OH)}_3} = 495,53 \frac{\text{kg}}{\text{d}} \times \frac{1 \text{ kg semillas Al(OH)}_3}{10 \text{ kg Al}}$$

$$m_{\text{semillas Al(OH)}_3} = 49,55 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

AI.5 BALANCE DE MASA EN EL LAVADO Y FILTRACIÓN

En la Figura AI.6 se presenta el diagrama de la etapa de lavado y filtración.

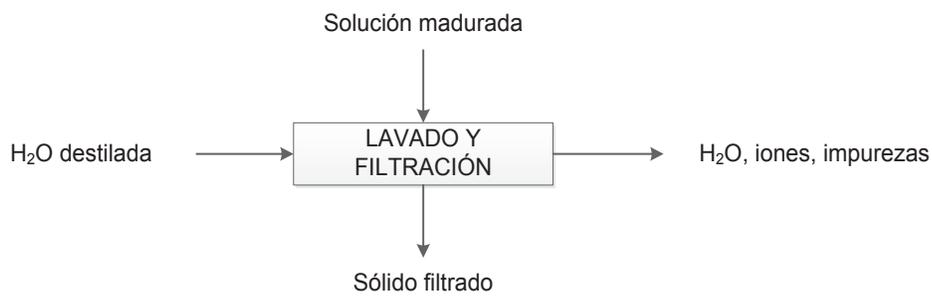


Figura AI.6. Balance de masa en el lavado y filtración

En la industria, la cantidad de agua de lavado utilizada en filtros rotatorios al vacío tiene una relación de 0,8 m³ de agua por m³ de solución (Petersen et al, 2009, p. 625)

$$m_{H_2O \text{ lavado}} = m_{sol \text{ madurada}} \times 0,8 \times \frac{\rho_{H_2O}}{\rho_{sol \text{ madurada}}}$$

La densidad de la solución madurada se estima mediante la fórmula A1.3 usada para mezclas sólido-líquido

$$\rho_{sol \text{ madurada}} = \frac{100}{\frac{C_w}{\rho_S} + \frac{100 - C_w}{\rho_L}} \quad [A1.3]$$

En donde:

ρ_L = Densidad del componente líquido (kg/m³)

ρ_S = Densidad del componente sólido (kg/m³)

G = Concentración de sólidos en la mezcla (%)

(Nayyar, 2000, p. C.571)

La concentración porcentual en peso de hidróxido de aluminio es:

$$C_w = \frac{m_{Al(OH)_3 \text{ Total}}}{m_{sol \text{ madurada}}}$$

$$C_w = \frac{1\,481,08 \frac{kg}{d}}{19\,954,21 \frac{kg}{d}}$$

$$C_w = 7,42\%$$

La densidad del hidróxido de aluminio es 2 420 kg/m³ (Misra, 2003, p. 423). La densidad de la solución madurada es:

$$\rho_{sol \text{ madurada}} = \frac{100}{\frac{7,42}{2\,420 \frac{kg}{m^3}} + \frac{100 - 7,42}{1\,090,02 \frac{kg}{m^3}}}$$

$$\rho_{sol \text{ madurada}} = 1\,136,38 \frac{kg}{m^3}$$

La cantidad de agua requerida para el lavado del hidróxido de aluminio es:

$$m_{H_2O \text{ lavado}} = 19\,954,21 \frac{kg}{d} \times 0,8 \times \frac{998,204 \frac{kg}{m^3}}{1\,136,38 \frac{kg}{m^3}}$$

$$m_{H_2O \text{ lavado}} = 14\,022,38 \frac{kg}{d}$$

La cantidad de hidróxido de aluminio presente en el sólido filtrado es la cantidad que precipitó, es decir:

$$m_{Al(OH)_3 \text{ precip}} = m_{Al(OH)_3 \text{ Total}} - m_{Al(OH)_3 \text{ no precip}}$$

$$m_{Al(OH)_3 \text{ precip}} = 1481,08 \frac{kg}{d} - 128,83 \frac{kg}{d}$$

$$m_{Al(OH)_3 \text{ precip}} = 1\,352,24 \frac{kg}{d}$$

La cantidad de agua presente en el precipitado con un porcentaje de sólidos del 85 % es:

$$m_{H_2O \text{ (sólido filtrado)}} = m_{Al(OH)_3 \text{ precip}} \times \frac{1 - \% \text{ Sólidos}}{\% \text{ Sólidos}}$$

$$m_{H_2O \text{ (sólido filtrado)}} = 1\,352,24 \frac{kg}{d} \times \frac{1 - 0,85}{0,85}$$

$$m_{H_2O \text{ (sólido filtrado)}} = 238,63 \frac{kg}{d}$$

Las sustancias removidas durante la filtración corresponden a impurezas, iones Na^+ , $(OH)^-$, hidróxido de aluminio no precipitado y agua, cuyos valores ya se calcularon anteriormente. En la Tabla 4.5 se resumen las corrientes de entrada y salida en el proceso de lavado y filtración.

AI.6 BALANCE DE MASA EN EL SECADO

En la Figura AI.7 se presenta el diagrama de la etapa de secado

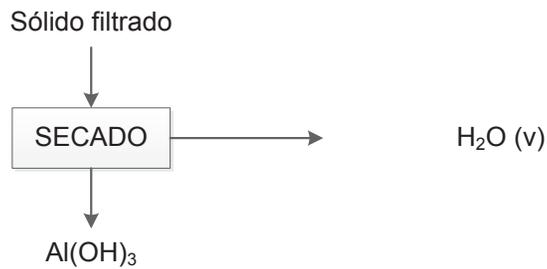


Figura AI.7. Balance de masa en el secado

Se asume que en este proceso se evapora el agua en su totalidad. De tal forma que la cantidad de agua evaporada es igual a la cantidad de agua presente en el sólido lo cual ya se calculó en la sección anterior. En la Tabla 4.6 se resumen las corrientes de entrada y salida del proceso de secado.

AI.7 BALANCE DE MASA EN LA CALCINACIÓN

En la Figura AI.8 se presenta el diagrama de la etapa de calcinación

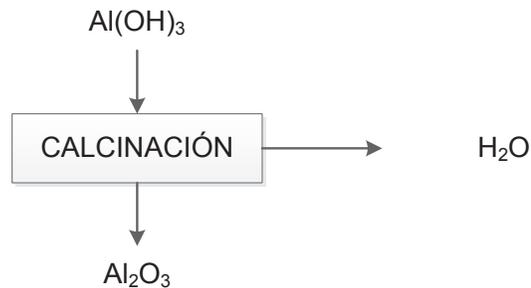


Figura AI.8 Balance de masa en la calcinación

En este proceso se pierde el 27,5 % en peso, debido a la eliminación de agua que se evapora.

La cantidad de agua que se evapora está dada por la pérdida de peso:

$$m_{H_2O(v)} = m_{Al(OH)_3 \text{ precip}} \times \frac{\% \text{ Pérdida peso}}{1 + \% \text{ Pérdida peso}}$$

$$m_{H_2O(v)} = 1\,352,24 \frac{kg}{d} \times \frac{0,275}{1 + 0,275}$$

$$m_{H_2O(v)} = 291,66 \frac{kg}{d}$$

La cantidad de alúmina es la diferencia entre el hidróxido de aluminio y el agua evaporada.

$$m_{Al_2O_3} = m_{Al(OH)_3 precip} - m_{H_2O(v)}$$

$$m_{Al_2O_3} = 1\,352,24 \frac{kg}{d} - 291,66 \frac{kg}{d}$$

$$m_{Al_2O_3} = 1\,060,58 \frac{kg}{mes}$$

En la Tabla 4.7 se presentan las corrientes de entrada y salida del proceso de calcinación.

ANEXO II

BALANCE DE ENERGÍA

La capacidad calorífica de los gases se obtiene a partir de la Ecuación All.1 empleada para compuestos en estado de gas ideal.

$$C_p = C_1 + C_2 \times \left[\frac{\frac{C_3}{T}}{\sinh\left(\frac{C_3}{T}\right)} \right]^2 + C_4 \times \left[\frac{\frac{C_5}{T}}{\cosh\left(\frac{C_5}{T}\right)} \right]^2 \quad [\text{All.1}]$$

En donde:

T = Temperatura (K)

C_p = Capacidad calorífica (J/kmolK)

C_1, C_2, C_3, C_4, C_5 = Constantes de la Ecuación All.1

(Perry et al, 2001, p. 2-189)

En la Tabla All.1 se presentan las constantes $C_1, C_2, C_3, C_4,$ y C_5 para varios compuestos utilizados en los siguientes cálculos.

Tabla All.1. Constantes para el cálculo de la capacidad calorífica de compuestos en estado de gas ideal

Constante	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	N ₂	O ₂	CO	CO ₂	H ₂	H ₂ O	SO ₂
C ₁ x10 ⁻⁵	0,5192	0,7134	0,2911	0,291	0,2911	0,2937	0,2762	0,3336	0,3338
C ₂ x10 ⁻⁵	1,9245	2,43	0,0861	0,1004	0,0877	0,3454	0,0956	0,2679	0,2586
C ₃ x10 ⁻³	1,6265	1,63	1,7016	2,5265	3,0851	1,428	2,466	2,6105	0,9328
C ₄ x10 ⁻⁵	1,1618	1,5033	0,001	0,0936	0,0846	0,264	0,0376	0,0809	0,1088
C ₅	723,6	730,42	909,79	1153,8	1538,2	588	567,6	1,169	423,7

(Perry et al, 2001, p. 2-189)

Para que haya consistencia de unidades, la conversión de la capacidad calorífica en kJ/kgK ($C_{p_i}^*$) es:

$$C_{p_i}^* = C_{p_i} \times \frac{1 \text{ kmol}}{PM \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ kJ}}{1000 \text{ J}}$$

Para el cálculo del calor se usará la Ecuación AII.2

$$Q_p = H_2 - H_1 - Q_s \quad [\text{AII.2}]$$

En donde:

Q_p = Calor del proceso

H_2 = Entalpía de la corriente de salida

H_1 = Entalpía de la corriente de entrada

Q_s = Calor generado en el sistema (Se tomará como valor positivo para procesos exotérmicos y como valor negativo para procesos endotérmicos)

(Towler y Sinnott, 2008, p. 85)

AII.1 BALANCE DE ENERGÍA EN LA PIRÓLISIS

En la Figura AII.1 se presenta el diagrama de la etapa de pirólisis

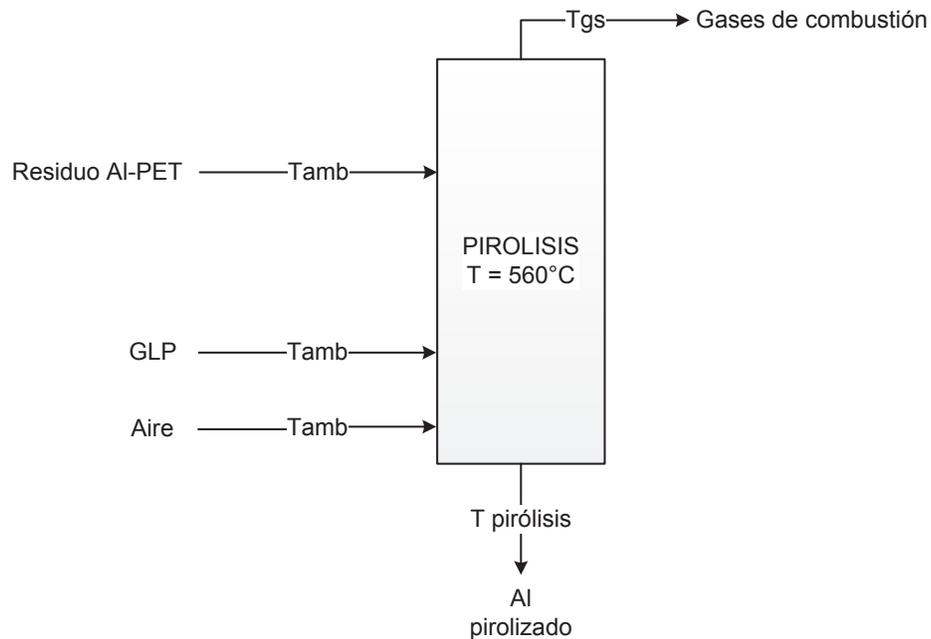


Figura AII.1. Balance de energía en la pirólisis

La pirólisis de los residuos Al-PET se realiza a una temperatura de 560 °C en un horno que opera con un lambda de 0,76.

En la Tabla AII.2 se presentan las capacidades caloríficas calculadas de los compuestos que intervienen en el proceso de pirólisis a una temperatura media de 563 K.

Tabla AII.2. Capacidades caloríficas de compuestos que intervienen en la pirólisis

Compuesto	Temperatura (K)	Capacidad calorífica (kJ/kgK)
Al	563	1,0247
PET		1,0460

(Industrias JQ, 2016, p.1)

El calor requerido en el proceso de pirólisis es:

$$Q_{pirólisis} = \left(518,33 \frac{kg}{d} \times 1,0247 \frac{kJ}{kgK} + 12,75 \frac{kg}{d} \times 1,0460 \frac{kJ}{kgK} \right) \times (833 - 293)K$$

$$Q_{pirólisis} = 2,9403 \times 10^5 \frac{kJ}{d}$$

La cantidad de combustible requerida de acuerdo con la Ecuación 3.2 es:

$$m_{comb} = \frac{Q_{pirólisis}}{PC \times \eta_{comb}}$$

En este proceso se utiliza GLP, su poder calorífico es 10 830 kcal/kg (Repsol, 2006, p. 4)

La cantidad de combustible requerida para el proceso de pirólisis es:

$$m_{comb} = \frac{2,9403 \times 10^5 \frac{kJ}{d}}{10\,830 \frac{kcal}{kg} \times \frac{4,184 kJ}{1 kcal} \times 0,4}$$

$$m_{comb} = 16,22 \frac{kg}{d}$$

Para el cálculo de la cantidad estequiométrica de oxígeno se consideran las Ecuaciones 3.3 y 3.4, para la combustión completa del GLP.

Las moles de GLP son:

$$n_{GLP} = m_{comb} \times \frac{1 \text{ mol GLP}}{PM \text{ GLP}}$$

$$n_{GLP} = 16,22 \frac{kg}{d} \times \frac{1 \text{ mol GLP}}{49,6 \text{ g GLP}} \times \frac{1000 \text{ g}}{1 \text{ kg}}$$

$$n_{GLP} = 327,06 \frac{mol}{d}$$

El GLP está compuesto por 60 % propano y 40 % butano. Las moles de propano y butano respectivamente son:

$$n_{C_3H_8} = 327,06 \frac{mol}{d} \times 0,6 = 196,23 \frac{mol}{d}$$

$$n_{C_4H_{10}} = 327,06 \frac{mol}{d} \times 0,4 = 130,82 \frac{mol}{d}$$

Las moles de oxígeno requeridas para la combustión completa del GLP son:

$$n_{O_2 \text{ estequiométrica}} = n_{C_3H_8} \times \frac{5 \text{ mol } O_2}{1 \text{ mol } C_3H_8} + n_{C_4H_{10}} \times \frac{13 \text{ mol } O_2}{2 \text{ mol } C_4H_{10}}$$

$$n_{O_2 \text{ estequiométrica}} = 196,23 \frac{mol}{d} \times \frac{5 \text{ mol } O_2}{1 \text{ mol } C_3H_8} + 130,82 \frac{mol}{d} \times \frac{13 \text{ mol } O_2}{2 \text{ mol } C_4H_{10}}$$

$$n_{O_2 \text{ estequiométrica}} = 1831,53 \frac{mol}{d}$$

La cantidad de moles de oxígeno real utilizada en el proceso es:

$$n_{O_2 \text{ real}} = \lambda \times n_{O_2 \text{ estequiométrica}}$$

$$n_{O_2 \text{ real}} = 0,76 \times 1831,53 \frac{mol}{d}$$

$$n_{O_2 \text{ real}} = 1391,96 \frac{mol}{d}$$

La cantidad de moles de nitrógeno presente en el aire es:

$$n_{N_2} = n_{O_2 \text{ real}} \times \frac{79 \text{ mol } N_2}{21 \text{ mol } O_2}$$

$$n_{N_2} = 1\,391,96 \frac{\text{mol}}{\text{d}} \times \frac{79 \text{ mol } N_2}{21 \text{ mol } O_2}$$

$$n_{N_2} = 5\,236,42 \frac{\text{mol}}{\text{d}}$$

Para el cálculo de la composición de gases de combustión se consideran las Ecuaciones 3.6 y 3.7 para combustión incompleta del propano y butano respectivamente.

No toda la cantidad de GLP reacciona, por lo que se tendrá en los gases de salida, productos no combustionados. Se asume que reaccionan 181,56 mol/d de propano y 121,04 mol/d de butano.

La cantidad de moles de monóxido de carbono es:

$$n_{CO} = n_{C_3H_8} \times \frac{1 \text{ mol } CO}{1 \text{ mol } C_3H_8} + n_{C_4H_{10}} \times \frac{2 \text{ mol } CO}{2 \text{ mol } C_4H_{10}}$$

$$n_{CO} = 181,56 \frac{\text{mol}}{\text{d}} \times \frac{1 \text{ mol } CO}{1 \text{ mol } C_3H_8} + 121,04 \frac{\text{mol}}{\text{d}} \times \frac{2 \text{ mol } CO}{2 \text{ mol } C_4H_{10}}$$

$$n_{CO} = 302,60 \frac{\text{mol}}{\text{d}}$$

La cantidad de moles de dióxido de carbono es:

$$n_{CO_2} = n_{C_3H_8} \times \frac{2 \text{ mol } CO_2}{1 \text{ mol } C_3H_8} + n_{C_4H_{10}} \times \frac{6 \text{ mol } CO_2}{2 \text{ mol } C_4H_{10}}$$

$$n_{CO_2} = 181,56 \frac{\text{mol}}{\text{d}} \times \frac{2 \text{ mol } CO_2}{1 \text{ mol } C_3H_8} + 121,04 \frac{\text{mol}}{\text{d}} \times \frac{6 \text{ mol } CO_2}{2 \text{ mol } C_4H_{10}}$$

$$n_{CO_2} = 726,24 \frac{\text{mol}}{\text{d}}$$

La cantidad de moles de hidrógeno es:

$$n_{H_2} = n_{C_3H_8} \times \frac{1 \text{ mol } H_2}{1 \text{ mol } C_3H_8} + n_{C_4H_{10}} \times \frac{2 \text{ mol } H_2}{2 \text{ mol } C_4H_{10}}$$

$$n_{H_2} = 181,56 \frac{\text{mol}}{\text{d}} \times \frac{1 \text{ mol } H_2}{1 \text{ mol } C_3H_8} + 121,04 \frac{\text{mol}}{\text{d}} \times \frac{2 \text{ mol } H_2}{2 \text{ mol } C_4H_{10}}$$

$$n_{H_2} = 302,60 \frac{\text{mol}}{\text{d}}$$

La cantidad de moles de vapor de agua es:

$$n_{H_2O} = n_{C_3H_8} \times \frac{3 \text{ mol } H_2O}{1 \text{ mol } C_3H_8} + n_{C_4H_{10}} \times \frac{8 \text{ mol } H_2O}{2 \text{ mol } C_4H_{10}}$$

$$n_{H_2O} = 181,56 \frac{\text{mol}}{\text{d}} \times \frac{3 \text{ mol } H_2O}{1 \text{ mol } C_3H_8} + 121,04 \frac{\text{mol}}{\text{d}} \times \frac{8 \text{ mol } H_2O}{2 \text{ mol } C_4H_{10}}$$

$$n_{H_2O} = 1\,028,84 \frac{\text{mol}}{\text{d}}$$

En la Tabla AII.3 se resumen los reactivos y productos que intervienen en el proceso de combustión del GLP.

Tabla AII.3. Composición de los gases obtenidos en la combustión de GLP en la pirólisis

	Entrada (mol/d)	Salida (mol/d)	Entrada (kg/d)	Salida (kg/d)	Composición (%)
C ₃ H ₈	196,23	14,67	8,63	0,65	0,19
C ₄ H ₁₀	130,82	9,78	7,59	0,57	0,13
O ₂	1 391,96		44,54	0,00	0,00
N ₂	5 236,42	5 236,42	146,62	146,62	68,71
H ₂		302,60		0,61	3,97
H ₂ O		1 028,84		18,52	13,50
CO		302,60		8,47	3,97
CO ₂		726,24		31,95	9,53
TOTAL		7 621,16	207,38	207,38	100,00

Para estimar la temperatura de combustión, se utiliza la Ecuación AII.3:

$$Q_{\text{pirólisis}} = m_{g \text{ comb}} \times \overline{Cp}_{g \text{ comb}} \times (T_{\text{comb}} - T_{\text{amb}}) \quad [\text{AII.3}]$$

En donde:

$m_{g \text{ comb}}$ = Masa de los gases de combustión

$\overline{Cp}_{g\ comb}$ = Capacidad calorífica media de los gases de combustión

T_{comb} = Temperatura de combustión

Se resuelve con la función *SOLVER* de Excel, para lo cual se requiere introducir las siguientes Ecuaciones:

$$2,9403 \times 10^5 \frac{kJ}{d} = 207,38 \frac{kg}{d} \times \overline{Cp}_{g\ comb} \times (T_{comb} - 293)K \quad [AII.4]$$

Para calcular la capacidad calorífica de los gases de combustión, se requiere conocer la temperatura media entre la temperatura de combustión y la temperatura ambiente (\bar{T}_1):

$$\bar{T}_1 = \frac{T_{comb} + 293\ K}{2} \quad [AII.5]$$

Se necesita introducir la Ecuación AII.1 para el cálculo de la capacidad calorífica de cada gas en J/kmolK a \bar{T}_1 con su respectiva conversión de unidades (C_p^*) en kJ/kgK.

La capacidad calorífica de la mezcla de gases es:

$$\overline{Cp}_{mezcla} = \sum x_i \times Cp_i^*$$

Al introducir estas Ecuaciones, se obtiene un valor para la temperatura de combustión de 1 100,73 K. En la Tabla AII.4 se presentan las capacidades caloríficas calculadas para cada componente de los gases de combustión con base en la Ecuación AII.1 a 696,87 K

Tabla AII.4. Capacidades caloríficas de los gases de combustión a de GLP a 696,87 K

Parámetro	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	N ₂	CO	CO ₂	H ₂	H ₂ O	Total
Cp* (kJ/kgK)	3,2252	3,2087	1,0976	1,1127	1,1189	14,6963	1,9000	
Composición (%)	0,19	0,13	68,71	3,97	9,53	3,97	13,50	100,00
x _i Cp _i (kJ/kgK)	0,0062	0,0041	0,7541	0,0442	0,1066	0,5835	0,2565	1,76

Al igual que para determinar la temperatura de combustión, la temperatura de salida de los gases de combustión también se calcula mediante la función *SOLVER* de Excel.

Para estimar la temperatura de los gases de salida, se introduce las siguientes Ecuaciones:

$$0,7 \times 2,9403 \times 10^5 \frac{kJ}{d} = 207,38 \frac{kg}{d} \times \bar{Cp}_{gc} * (1\ 100,73 - T_{gs})K \quad [All.6]$$

Para calcular la capacidad calorífica de los gases de combustión, se requiere conocer la temperatura media entre la temperatura de combustión y la temperatura de salida de los gases (\bar{T}_2):

$$\bar{T}_2 = \frac{1\ 100,73\ K + T_{gs}}{2} \quad [All.7]$$

Se necesita introducir la Ecuación All.1 para el cálculo de la capacidad calorífica de cada gas en J/kmolK a \bar{T}_2 con su respectiva conversión de unidades (C_p^*) en kJ/kgK para cada gas de combustión.

La capacidad calorífica de la mezcla de gases es:

$$\bar{Cp}_{mezcla} = \sum x_i \times Cp_i^*$$

Al introducir estas Ecuaciones, se obtiene un valor para la temperatura de los gases de salida de 548,43 K. En la Tabla All.5 se presentan las capacidades caloríficas calculadas para cada componente de los gases de combustión con base en la Ecuación All.1 a 824,58 K.

Tabla All.5. Capacidades caloríficas de los gases de combustión del GLP a 824,58 K

Parámetro	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	N ₂	CO	CO ₂	H ₂	H ₂ O	Total
Cp* (kJ/kgK)	3,5774	3,5466	1,1285	1,1457	1,1724	14,8175	1,9599	
Composición (%)	0,19	0,13	68,71	3,97	9,53	3,97	13,50	100,00
x _i Cp _i (kJ/kgK)	0,0069	0,0046	0,7754	0,0455	0,1117	0,5883	0,2646	1,7969

Dimensionamiento de la cámara de post-combustión

En la cámara de post-combustión se utilizará también GLP, se asume que se requiere del 5 % en moles del total de moles de CO y H₂O.

$$n_{GLP \text{ post-comb}} = (n_{CO} + n_{H_2}) \times 0,05$$

$$n_{GLP \text{ post-comb}} = \left(302,60 \frac{\text{mol}}{d} + 302,60 \frac{\text{mol}}{d} \right) \times 0,05$$

$$n_{GLP \text{ post-comb}} = 30,26 \frac{\text{mol}}{d}$$

$$n_{C_3H_8 \text{ post-comb}} = 18,16 \frac{\text{mol}}{d}; \quad n_{C_4H_{10} \text{ post comb}} = 12,10 \frac{\text{mol}}{d}$$

La cantidad de moles de oxígeno requerida en la cámara de post-combustión según las Ecuaciones 3.9 y 3.10 es:

$$n_{O_2} = n_{CO} \times \frac{1 \text{ mol } O_2}{2 \text{ mol } CO} + n_{H_2} \times \frac{1 \text{ mol } O_2}{2 \text{ mol } H_2} + n_{C_3H_8} \times \frac{5 \text{ mol } O_2}{1 \text{ mol } C_3H_8} + n_{C_4H_{10}} \times \frac{13 \text{ mol } O_2}{2 \text{ mol } C_4H_{10}}$$

$$n_{O_2} = 302,60 \frac{\text{mol}}{d} \times \frac{1 \text{ mol } O_2}{2 \text{ mol } CO} + 302,60 \frac{\text{mol}}{d} \times \frac{1 \text{ mol } O_2}{2 \text{ mol } H_2} + 32,83 \frac{\text{mol}}{d} \times \frac{5 \text{ mol } O_2}{1 \text{ mol } C_3H_8} +$$

$$21,89 \frac{\text{mol}}{d} \times \frac{13 \text{ mol } O_2}{2 \text{ mol } C_4H_{10}}$$

$$n_{O_2 \text{ requerida}} = 609,02 \frac{\text{mol}}{d}$$

Se utiliza un exceso de aire del 20 % para el cálculo de la cantidad de moles de oxígeno:

$$n_{O_2 \text{ real}} = n_{O_2 \text{ requerida}} \times (1 + \% \text{Exceso aire})$$

$$n_{O_2 \text{ real}} = 609,02 \frac{\text{mol}}{d} \times (1 + 0,2)$$

$$n_{O_2 \text{ real}} = 730,83 \frac{\text{mol}}{d}$$

La cantidad de moles de oxígeno en exceso es:

$$n_{O_2 \text{ exceso}} = n_{O_2 \text{ real}} - n_{O_2 \text{ requerida}}$$

$$n_{O_2 \text{ exceso}} = 730,83 \frac{\text{mol}}{d} - 609,02 \frac{\text{mol}}{d}$$

$$n_{O_2 \text{ exceso}} = 121,81 \frac{\text{mol}}{d}$$

La cantidad de moles de nitrógeno es:

$$n_{N_2} = n_{O_2 \text{ real}} \times \frac{79 \text{ mol } N_2}{21 \text{ mol } O_2}$$

$$n_{N_2} = 730,83 \frac{\text{mol}}{d} \times \frac{79 \text{ mol } N_2}{21 \text{ mol } O_2}$$

$$n_{N_2} = 2749,30 \frac{\text{mol}}{d}$$

La cantidad de moles de dióxido de carbono es:

$$n_{CO_2} = n_{CO} \times \frac{2 \text{ mol } CO_2}{2 \text{ mol } CO} + n_{C_3H_8} \times \frac{3 \text{ mol } CO_2}{1 \text{ mol } C_3H_8} + n_{C_4H_{10}} \times \frac{8 \text{ mol } CO_2}{2 \text{ mol } C_4H_{10}}$$

$$n_{CO_2} = 302,60 \frac{\text{mol}}{d} \times \frac{2 \text{ mol } CO_2}{2 \text{ mol } CO} + 32,83 \frac{\text{mol}}{d} \times \frac{3 \text{ mol } CO_2}{1 \text{ mol } C_3H_8} + 21,89 \frac{\text{mol}}{d} \times \frac{8 \text{ mol } CO_2}{2 \text{ mol } C_4H_{10}}$$

$$n_{CO_2} = 488,64 \frac{\text{mol}}{d}$$

La cantidad de moles de vapor de agua es:

$$n_{H_2O} = n_{H_2} \times \frac{2 \text{ mol } H_2O}{2 \text{ mol } H_2} + n_{C_3H_8} \times \frac{4 \text{ mol } H_2O}{1 \text{ mol } C_3H_8} + n_{C_4H_{10}} \times \frac{10 \text{ mol } H_2O}{2 \text{ mol } C_4H_{10}}$$

$$n_{H_2O} = 302,60 \frac{\text{mol}}{d} \times \frac{2 \text{ mol } H_2O}{2 \text{ mol } H_2} + 32,83 \frac{\text{mol}}{d} \times \frac{4 \text{ mol } H_2O}{1 \text{ mol } C_3H_8} + 21,89 \times \frac{10 \text{ mol } H_2O}{2 \text{ mol } C_4H_{10}}$$

$$n_{H_2O} = 543,36 \frac{\text{mol}}{d}$$

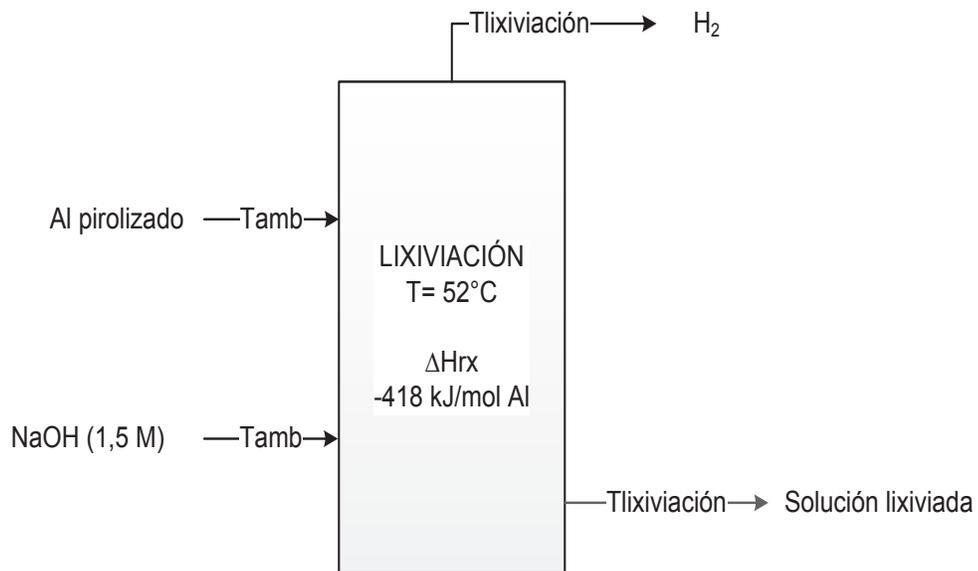
En la Tabla AII.6 se presenta la composición final de los gases de combustión expedidos a la atmósfera una vez que han pasado por la cámara de post-combustión, la misma que está incluida en el horno para asegurar la combustión completa luego del proceso de pirólisis

Tabla AII.6. Composición de los gases obtenidos en la post-combustión

	Entrada (mol/d)	Salida (mol/d)	Entrada (kg/d)	Salida (kg/d)	Composición (%)
C ₃ H ₈	32,83		1,44		0,00
C ₄ H ₁₀	21,89		1,27		0,00
O ₂	730,83	121,80	23,39	3,90	1,23
N ₂	7985,72	7985,72	223,60	223,60	80,94
H ₂	302,60		0,61		0,00
H ₂ O	1028,84	543,36	18,52	28,30	5,51
CO	302,60		8,47		0,00
CO ₂	726,24	1214,88	31,95	53,45	12,31
TOTAL		9865,76	309,25	309,25	100,00

AII.2 BALANCE DE ENERGÍA EN LA LIXIVIACIÓN

En la Figura AII.2 se presenta el diagrama de la etapa de lixiviación

**Figura AII.2.** Balance de energía en la lixiviación

La reacción de lixiviación es una reacción exotérmica cuya entalpía de reacción es -418 kJ/mol Al . Para obtener rendimientos cercanos al 100 % se opera a temperaturas de hasta $52 \text{ }^\circ\text{C}$. (Porciúncula et al, 2012, pp. 339, 346)

En la Tabla AII.7 se presenta las capacidades caloríficas calculadas de los compuestos que intervienen en la lixiviación

Tabla AII.7. Capacidades caloríficas de los compuestos que intervienen en la lixiviación

Compuesto	Temperatura (K)	Capacidad calorífica (kJ/kgK)
Al	293	0,89
NaOH 1,5 M	293	4,0585
H ₂ O (l)	325	4,1808
H ₂ (g)	325	14,4673

(Perry et al, 2001, p. 2-192)

La entalpía de las corrientes de salida es:

$$H_2 = m_{sol\ lixiviada} \times C_{p\ sol\ lixiviada} \times T_{lix} + m_{H_2} \times C_{p\ H_2} \times T_{lix}$$

$$H_2 = 18\ 004,20 \frac{kg}{d} \times 4,1808 \frac{kJ}{kgK} \times 325K + 55,06 \frac{kg}{d} \times 14,4673 \frac{kJ}{kgK} \times 325K$$

$$H_2 = 2,4722 \times 10^7 \frac{kJ}{d}$$

La entalpía de las corrientes de entrada es:

$$H_1 = m_{Al\ pirolizado} \times C_{p\ Al} \times T_{amb} + m_{NaOH\ (1,5M)} \times C_{p\ NaOH\ (1,5M)} \times T_{amb}$$

$$H_1 = 518,33 \frac{kg}{d} \times 0,89 \frac{kJ}{kgK} \times 293K + 17\ 540,92 \frac{kg}{d} \times 4,0585 \frac{kJ}{kgK} \times 293K$$

$$H_1 = 2,0994 \times 10^7 \frac{kJ}{d}$$

El calor de reacción es:

$$Q_{rx} = m_{Al\ pirolizado} \times \Delta H_{Rx}$$

$$Q_{rx} = 518,33 \frac{kg}{d} \times \left(418 \frac{kJ}{mol\ Al} \times \frac{1\ mol\ Al}{27\ g\ Al} \times \frac{1\ 000\ g}{1\ kg} \right)$$

$$Q_{rx} = 8,0246 \times 10^6 \frac{kJ}{d}$$

El calor que se desprende durante este proceso es:

$$Q_{lixiviación} = 2,4722 \times 10^7 \frac{kJ}{d} - 2,0994 \times 10^7 \frac{kJ}{d} - 8,0246 \times 10^6 \frac{kJ}{d}$$

$$Q_{lixiviación} = -4,2962 \times 10^6 \frac{kJ}{d}$$

La energía de activación para la reacción aluminio-agua en presencia de hidróxido de sodio está en el rango de 46-53 kJ/mol Al (Porciúncula et al, 2012, p. 346), por lo que para el arranque del proceso de lixiviación se requiere suministrar energía:

$$Q_{arr} = m_{Al \text{ pirolizado}} \times E_a$$

$$Q_{arr} = 518,33 \frac{kg}{d} \times 53 \frac{kJ}{mol \text{ Al}} \times \frac{1 \text{ mol Al}}{27 \text{ g Al}} \times \frac{1 \text{ 000 g}}{1 \text{ kg}}$$

$$Q_{arr} = 1,0175 \times 10^6 \frac{kJ}{d}$$

Este calor será proporcionado por vapor de agua según la Ecuación AII.8

$$Q_{arr} = m_{H_2O(v)} \times L_p \quad [AII.8]$$

En donde:

$m_{H_2O(v)}$ = Masa de vapor de agua (kg/d)

L_p = Calor latente de vaporización

El calor latente de vaporización a 0,72 atm es 2 280 kJ/kg (Mills, 1997, p. 881).

La cantidad de vapor requerida para el arranque de la planta es:

$$m_{H_2O(v)} = \frac{1,0175 \times 10^6 \frac{kJ}{d}}{2 \text{ 280} \frac{kJ}{kg}}$$

$$m_{H_2O(v)} = 446,26 \frac{kg}{d}$$

AII.3 BALANCE DE ENERGÍA EN LA NEUTRALIZACIÓN

En la Figura AII.3 se presenta el diagrama de la etapa de neutralización

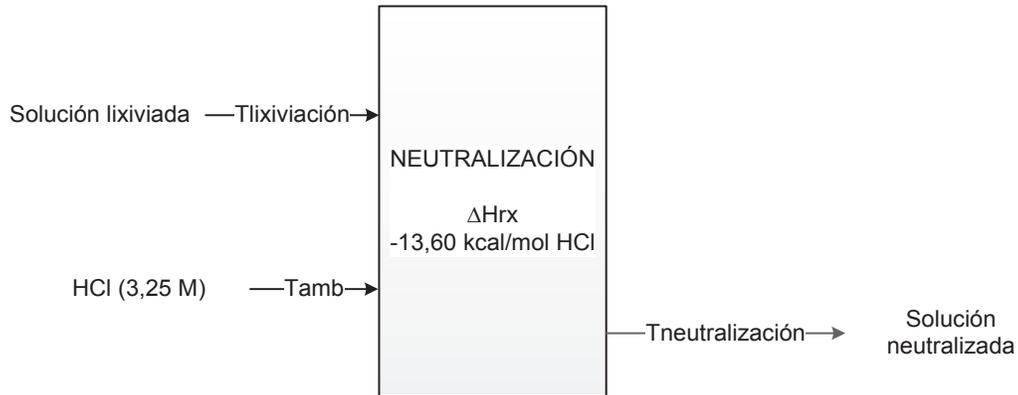


Figura AII.3. Balance de energía en la neutralización

En la neutralización ingresa una solución de ácido clorhídrico a temperatura ambiente que se mezcla con una solución, cuya temperatura es 52 °C.

En la Tabla AII.8 se presentan las capacidades caloríficas calculadas de los compuestos que intervienen en la neutralización.

Tabla A.II.8. Capacidades caloríficas de los compuestos que intervienen en la neutralización

Compuesto	Temperatura (K)	Capacidad calorífica (kJ/kgK)
HCl 3,25 M	293	3,0962
H ₂ O _(l)	325	4,1808

(Perry et al, 2001, p. 2-191)

Para estimar la temperatura de la solución neutralizada con la Ecuación AII.3 se asume que es un proceso adiabático, es decir, el calor se transfiere únicamente del fluido caliente al fluido frío, de tal forma que la entalpía de las corrientes de entrada es igual a la entalpía de las corrientes de salida.

$$Q_p = 0 = H_2 - H_1 - Q_s$$

La entalpía de las corrientes de entrada es:

$$H_1 = m_{sol\ lixiviada} \times Cp_{sol\ lixiviada} \times T_{lix} + m_{HCl\ (3,25\ M)} \times Cp_{HCl\ (3,25\ M)} \times T_{amb}$$

$$H_1 = 18\ 004,20 \frac{kg}{d} \times 4,1808 \frac{kJ}{kgK} \times 325K + 1\ 900,46 \times 3,0962 \frac{kJ}{kgK} \times 293K$$

$$H_1 = 2,6187 \times 10^7 \frac{kJ}{d}$$

El calor de neutralización de la reacción entre el hidróxido de sodio y el ácido clorhídrico es -13,6 kcal/mol HCl, su valor negativo indica que es una reacción exotérmica (Perry et al, 2001, pp. 2-197, 2-201)

El calor de reacción por neutralización es:

$$Q_{rx} = m_{HCl} \times \Delta H_{Rx}$$

$$Q_{rx} = 200,96 \frac{kg}{d} \times 13,6 \frac{kcal}{mol\ HCl} \times \frac{1\ mol}{36,5\ g\ HCl} \times \frac{4,184\ kJ}{1\ kcal} \times \frac{1\ 000\ g}{1\ kg}$$

$$Q_{rx} = 3,1325 \times 10^5 \frac{kJ}{d}$$

La entalpía de las corrientes de salida es:

$$H_2 = m_{sol\ neut} \times Cp_{sol\ neut} \times T_{neut}$$

La temperatura de salida de la solución de neutralización se resolverá con la función *SOLVER* de Excel, para su resolución se requiere introducir las siguientes Ecuaciones:

$$0 = 19\ 904,66 \frac{kg}{d} \times Cp_{sol\ neut} \times T_{neut} - 2,6187 \times 10^7 \frac{kJ}{d} - 3,1325 \times 10^5 \frac{kJ}{d} \quad [All.9]$$

Para el cálculo de la capacidad calorífica de la solución neutralizada se considera el valor utilizado para el agua ya que el porcentaje de hidróxido de aluminio es del 7,19 %. Se necesita introducir la Ecuación All.10 para el cálculo de la capacidad

calorífica del agua en J/kmolK a T_{neut} con su respectiva conversión de unidades (C_p^*) en kJ/kgK.

$$C_{p_{H_2O(l)}} = 2,7637 * 10^5 - 2,0901 * 10^3 * T + 8,1250 * T^2 - 1,4116 * 10^{-2} * T^3 + 9,3701 * 10^{-6} * T^4 \quad [All.10]$$

Con estas Ecuaciones, se obtiene un valor para la temperatura de salida del proceso de neutralización de 318,53 K. A esta temperatura, la capacidad calorífica de la solución neutralizada es 4,1798 kJ/kgK.

AI.4 BALANCE DE ENERGÍA EN LA MADURACIÓN

En la Figura AI.4 se presenta el diagrama de la etapa de maduración.

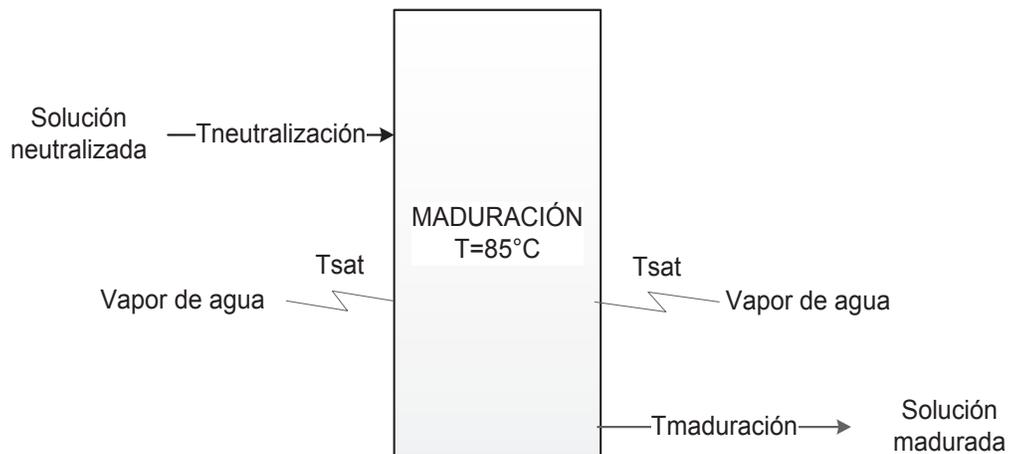


Figura AI.4. Balance de energía en la maduración

El gel de hidróxido de aluminio es madurado a 85 °C por un tiempo de 24 horas.

La capacidad calorífica de la solución madurada se obtiene a través de las Ecuaciones AI.10 y AI.11 con su respectiva conversión de unidades. Se considera un porcentaje de sólidos de 7,19 % en la solución madurada.

$$C_{p_{sol}} = x_{Al(OH)_3} \times C_{p_{Al(OH)_3}} + (1 - x_{Al(OH)_3}) \times C_{p_{H_2O}} \quad [AI.11]$$

En la Tabla AII.9 se presenta las capacidades caloríficas calculadas de los compuestos que intervienen en el proceso de maduración a una temperatura media entre la temperatura de lixiviación y la temperatura de maduración

Tabla AII.9. Capacidades caloríficas de los compuestos que intervienen en la maduración

Compuesto	Temperatura (K)	Capacidad calorífica (kJ/kgK)
H ₂ O (l)	338,26	4,1870
Al(OH) ₃		1,1756
Solucion madurada	338,26	3,9704

(Misra, 2003, p.423)

El calor requerido en el proceso de maduración es:

$$Q_{\text{maduración}} = m_{\text{sol madurada}} \times C_{p_{\text{sol madurada}}} \times (T_{\text{mad}} - T_{\text{neut}})$$

$$Q_{\text{maduración}} = 19\,954,21 \frac{\text{kg}}{\text{d}} \times 3,9704 \frac{\text{kJ}}{\text{kgK}} \times (358 - 318,53)\text{K}$$

$$Q_{\text{maduración}} = 3,1273 \times 10^6 \frac{\text{kJ}}{\text{d}}$$

Este calor requerido para la maduración del hidróxido de aluminio será proporcionado por vapor de agua según la Ecuación AII.8. El calor latente de vaporización del agua a 0,72 atm es 2280 kJ/kg (Mills, 1997, p. 881)

La cantidad de vapor requerida para el calentamiento durante la maduración es:

$$m_{\text{H}_2\text{O}(v)} = \frac{3,1273 \times 10^6 \frac{\text{kJ}}{\text{d}}}{2280 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}}$$

$$m_{\text{H}_2\text{O}(v)} = 1\,371,63 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

AII.5 BALANCE DE ENERGÍA EN LAVADO Y FILTRACIÓN

En la Figura AII.5 se presenta el diagrama de la etapa de lavado y filtración.



Figura AII.5. Balance de energía en el lavado y filtración

Al proceso de lavado ingresa la solución madurada a 85 °C que es filtrada y lavada con agua que se encuentra a temperatura ambiente ($T = 20\text{ °C}$)

En la Tabla AII.10 se encuentran las capacidades caloríficas calculadas de los compuestos que intervienen en el proceso de lavado y filtración.

Tabla AII.10. Capacidades caloríficas de los compuestos que intervienen en el lavado y filtración (Solución madurada)

Compuesto	Temperatura (K)	Capacidad calorífica (kJ/kgK)
H ₂ O _(l)	293	4,1934
H ₂ O _(l)	358	4,2044
Al(OH) ₃		1,1756
Solución madurada	358	3,9866

(Misra, 2003, p.423)

De igual forma que en el proceso de neutralización, se estimará la temperatura de salida de las corrientes del proceso de lavado bajo la consideración de que es un proceso adiabático:

$$Q_p = 0 = H_2 - H_1$$

La entalpía de las corrientes de entrada es:

$$H_1 = m_{sol\ madurada} \times C_{p_{sol\ madurada}} \times T_{mad} + m_{H_2O\ lavado} \times C_{p_{H_2O}} \times T_{amb}$$

$$H_1 = 19\,954,21 \frac{kg}{h} \times 3,9866 \frac{kJ}{kgK} \times 358K + 14\,022,38 \frac{kg}{d} \times 4,1934 \frac{kJ}{kgK} \times 293K$$

$$H_1 = 4,5708 \times 10^7 \frac{kJ}{d}$$

La entalpía de las corrientes de salida es:

$$H_2 = m_{H_2O, \text{ iones, impurezas}} \times C_{p_{H_2O}} \times T_{lav} + m_s \text{ filtrado} \times C_{p_s \text{ filtrado}} \times T_{lav}$$

La temperatura de las corrientes del sólido filtrado y del agua de lavado se asume que es la misma y se resuelve con la función *SOLVER* de Excel.

Se requiere introducir las siguientes Ecuaciones:

$$0 = 32\,385,73 \frac{\text{kg}}{\text{d}} \times C_{p_{H_2O} T_{lav}} \times T_{lav} + 1\,590,87 \frac{\text{kg}}{\text{d}} \times C_{p_s \text{ filtrado}} \times T_{lav} - 4,5708 * 10^7$$

[AII.12]

La capacidad calorífica del agua de lavado se calcula a T_{lav} a través de la Ecuación AII.10 con su respectiva conversión de unidades.

La capacidad calorífica del sólido filtrado se calcula a través de la ecuación AII.11. Se considera un porcentaje de sólidos del 85%.

Si se introducen estas Ecuaciones, se obtiene un valor para la temperatura de salida del proceso de filtración y lavado de 331,08 K. En la Tabla AII.11 se presentan las capacidades caloríficas calculadas del sólido filtrado y el agua de lavado a la temperatura de lavado.

Tabla AII.11. Capacidades caloríficas de los compuestos que intervienen en el lavado y filtración (Sólido filtrado)

Compuesto	Temperatura (K)	Capacidad calorífica (kJ/kgK)
H ₂ O _(l)	331,08	4,1830
Sólido filtrado	331,08	1,6267

AII.6 BALANCE DE ENERGÍA EN EL SECADO

En la Figura AII.6 se presenta el diagrama de la etapa de lavado y filtración.

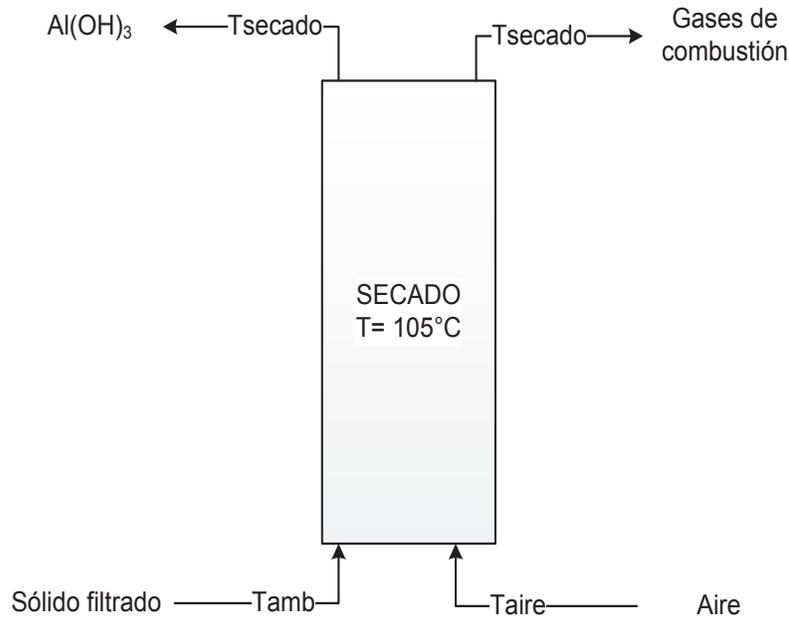


Figura AII.6. Balance de energía en el secado

El secado se realiza a 105 °C con aire caliente.

En la Tabla AII.12 se presentan las capacidades caloríficas calculadas de los componentes que intervienen en el proceso de secado con temperaturas medias.

Tabla AII.12. Capacidades caloríficas de los compuestos que intervienen en el secado

Compuesto	Temperatura (K)	Capacidad calorífica (kJ/kgK)
H ₂ O (l)	328,50	4,1819
H ₂ O (g)	371,00	1,8536
Al(OH) ₃		1,1756

(Misra, 2003, p.423)

La temperatura de ebullición del agua a 0,72 atm es 91 °C y el calor latente de vaporización es 2 280 kJ/kg (Mills, 1997, p. 881)

El calor requerido para calentar el hidróxido de aluminio es:

$$Q_{Al(OH)_3} = m_{Al(OH)_3 \text{ precip}} \times C_{pAl(OH)_3} \times (T_{sec} - T_{amb})$$

$$Q_{Al(OH)_3} = 1352,24 \frac{kg}{d} \times 1,1756 \frac{kJ}{kgK} \times (378 - 293)K$$

$$Q_{Al(OH)_3} = 1,3513 \times 10^5 \frac{kJ}{d}$$

El calor requerido para evaporar el agua está dado por el calor sensible del líquido hasta llegar a la temperatura de ebullición más el calor latente requerido para el cambio de fase y el calor sensible para alcanzar los 105 ° C.

$$Q_{H_2O} = m_{H_2O (sólido filt)} \times Cp_{H_2O (l)} \times (T_{eb} - T_{amb}) + m_{H_2O (sólido filt)} \times Lp_{H_2O} \\ + m_{H_2O (sólido filt)} \times Cp_{H_2O (g)} \times (T_{gs (sec)} - T_{eb})$$

$$Q_{H_2O} = 238,63 \frac{kg}{d} \times 4,1819 \frac{kJ}{kgK} \times (364 - 293)K + 238,63 \frac{kg}{d} \times 2280 \frac{kJ}{kg}$$

$$+ 236,83 \frac{kg}{d} \times 1,8536 \frac{kJ}{kgK} \times (378 - 364)K$$

$$Q_{H_2O} = 6,2112 \times 10^5 \frac{kJ}{d}$$

El calor total requerido en el proceso de secado es:

$$Q_{secado} = Q_{Al(OH)_3} + Q_{H_2O}$$

$$Q_{secado} = 1,3513 \times 10^5 \frac{kJ}{d} + 6,2112 \times 10^5 \frac{kJ}{d}$$

$$Q_{secado} = 7,5625 \times 10^5 \frac{kJ}{d}$$

Este calor será proporcionado por aire caliente:

$$Q_{aire} = Q_{secado}$$

La temperatura de aire caliente será de 400 °C, por lo tanto, la cantidad de aire requerida es:

$$m_{aire} = \frac{Q_{secado}}{Cp_{aire} \times (T_{aire caliente} - T_{sec})}$$

La capacidad calorífica del aire, a la temperatura media entre la temperatura de entrada del aire caliente y la temperatura de secado ($T=525,2\text{ K}$) es $1,0283\text{ kJ/kgK}$.

La cantidad de aire requerida en el proceso de secado es:

$$m_{\text{aire}} = \frac{7,5625 \times 10^5 \frac{\text{kJ}}{\text{d}}}{1,0283 \frac{\text{kJ}}{\text{kgK}} \times (673 - 378)\text{K}}$$

$$m_{g \text{ comb}} = 2\,493,13 \frac{\text{kg}}{\text{d}}$$

AII.7 BALANCE DE ENERGÍA EN LA CALCINACIÓN

En la Figura AII.7 se presenta el diagrama de la etapa de calcinación.

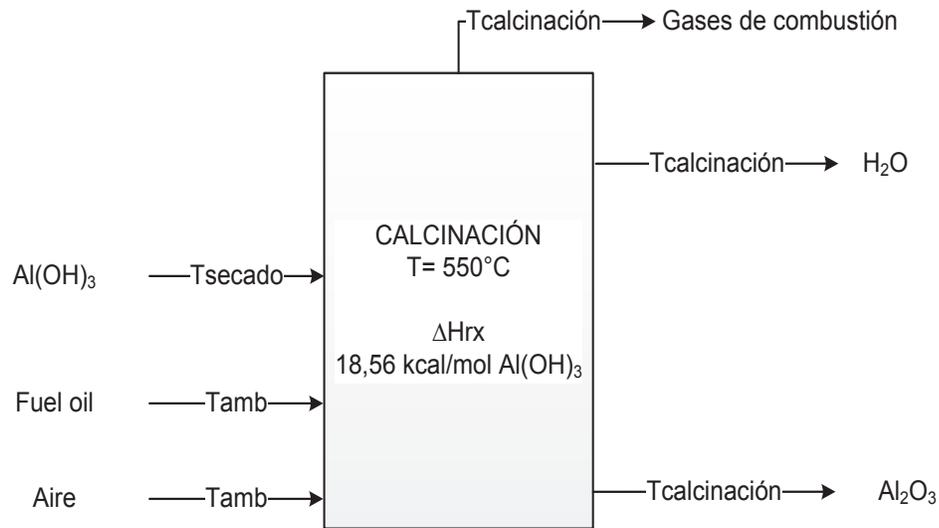


Figura AII.7. Balance de energía en la calcinación

La calcinación se realiza a $550\text{ }^\circ\text{C}$ con “fuel oil”, como combustible.

En la Tabla AII.13 se presentan las capacidades caloríficas calculadas de los compuestos que intervienen en el proceso de calcinación.

Tabla AII.13. Capacidades caloríficas de compuestos que intervienen en la calcinación

Compuesto	Temperatura (K)	Capacidad calorífica (kJ/kgK)
Al ₂ O ₃	823	1,1769
H ₂ O _(v)	823	1,9590
Al(OH) ₃		1,1756

(Misra, 2003, p.423)

El balance de energía en el horno de calcinación es:

$$Q_{comb} = H_{Al_2O_3} + H_{H_2O} + H_{g\ comb\ (s)} - H_{Al(OH)_3} - H_{g\ comb\ (e)} + Q_{rx}$$

El calor de combustión es:

$$Q_{comb} = m_{comb} \times P_{c_{comb}} \times \eta_{comb}$$

El calor de reacción de la calcinación del hidróxido de aluminio es 18,56 kcal/mol Al(OH)₃ (Perry et al, 2001, pp. 2-194, 2-197). El valor positivo indica que se trata de una reacción endotérmica.

La entalpía del óxido de aluminio es:

$$H_{Al_2O_3} = m_{Al_2O_3} \times Cp_{Al_2O_3} \times T_{calc}$$

$$H_{Al_2O_3} = 1\ 060,58 \frac{kg}{d} \times 1,1769 \frac{kJ}{kgK} \times 823\ K$$

$$H_{Al_2O_3} = 1,0273 \times 10^6 \frac{kJ}{d}$$

La entalpía del vapor de agua producido por descomposición del hidróxido de aluminio es:

$$H_{H_2O} = m_{H_2O\ (v)} \times Cp_{H_2O\ (v)} \times T_{calc}$$

$$H_{H_2O} = 291,66 \frac{kg}{d} \times 1,9590 \frac{kJ}{kgK} \times 823\ K$$

$$H_{H_2O} = 4,7022 \times 10^5 \frac{kJ}{d}$$

La entalpía del hidróxido de aluminio es:

$$H_{Al(OH)_3} = m_{Al(OH)_3 \text{ precip}} * C_{pAl(OH)_3} * T_{sec}$$

$$H_{Al(OH)_3} = 1\,352,24 \frac{kg}{d} \times 1,1756 \frac{kJ}{kgK} \times 378\,K$$

$$H_{Al(OH)_3} = 6,0093 \times 10^5 \frac{kJ}{d}$$

El calor de reacción requerido en la calcinación del hidróxido de aluminio para su conversión a óxido de aluminio es:

$$Q_{rx} = m_{Al(OH)_3 \text{ precip}} \times \Delta H_{Rx}$$

$$Q_{rx} = 1\,352,24 \frac{kg}{d} \times 18,56 \frac{kcal}{mol\,Al(OH)_3} \times \frac{1\,mol\,Al(OH)_3}{78\,g\,Al(OH)_3} \times \frac{10^3\,g}{1\,kg} * \frac{4,184\,kJ}{1\,kcal}$$

$$Q_{rx} = 1,3461 \times 10^6 \frac{kJ}{d}$$

La entalpía de los gases de combustión es:

$$H_{g \text{ comb}(s)} - H_{g \text{ comb}(e)} = m_{g \text{ comb}} \times \overline{Cp}_{g \text{ comb}} \times (T_{calc} - T_{amb})$$

Sin embargo, no se conoce la cantidad de los gases de combustión, por lo que se calcula la relación entre la masa de los gases de combustión y la masa del combustible (R):

$$H_{g \text{ comb}(s)} - H_{g \text{ comb}(e)} = m_{comb} \times R \times \overline{Cp}_{g \text{ comb}} \times (T_{calc} - T_{amb})$$

$$R = \frac{m_{g \text{ comb}}}{m_{comb}}$$

Los cálculos se realizarán a través de las Ecuaciones 3.34 a 3.36, con base en 100 kg de combustible.

La cantidad de moles de carbono es:

$$n_C = m_{comb} \times \%C \times \frac{kmol C}{PM \text{ kg } C}$$

$$n_C = 100 \frac{kg}{d} \times 0,8726 \times \frac{kmol C}{12 \text{ kg } C}$$

$$n_C = 7,27 \frac{kmol}{d}$$

La cantidad de moles de hidrógeno es:

$$n_H = m_{comb} \times \%H \times \frac{kmol H}{PM \text{ kg } H}$$

$$n_H = 100 \frac{kg}{d} \times 0,119 \times \frac{kmol H}{1 \text{ kg } H}$$

$$n_H = 11,90 \frac{kmol}{d}$$

La cantidad de moles de azufre es:

$$n_S = m_{comb} \times \%S \times \frac{kmol S}{PM \text{ kg } S}$$

$$n_S = 100 \frac{kg}{d} \times 0,0084 \times \frac{kmol S}{32 \text{ kg } S}$$

$$n_S = 0,0263 \frac{kmol}{d}$$

La cantidad de moles de oxígeno estequiométrica es:

$$n_{O_2 \text{ estequiométrica}} = n_C \times \frac{1 \text{ mol } O_2}{1 \text{ mol } C} + n_H \times \frac{1 \text{ mol } O_2}{4 \text{ mol } H} + n_S \times \frac{1 \text{ mol } O_2}{1 \text{ mol } S}$$

$$n_{O_2 \text{ estequiométrica}} = 7,27 \frac{kmol}{d} \times \frac{1 \text{ mol } O_2}{1 \text{ mol } C} + 11,90 \frac{kmol}{d} \times \frac{1 \text{ mol } O_2}{4 \text{ mol } H}$$

$$+ 0,0263 \frac{kmol}{d} \times \frac{1 \text{ mol } O_2}{1 \text{ mol } S}$$

$$n_{O_2 \text{ estequiométrica}} = 10,27 \frac{kmol}{d}$$

El exceso de oxígeno depende del tipo de combustible a utilizar. Para combustibles gaseosos generalmente se utiliza un exceso de aire de 20 %, mientras que para combustibles líquidos se toma un valor del 25 % (Towler, Sinnott, 2008, p. 935)

La cantidad de moles real de oxígeno con un 25 % de exceso de aire es:

$$n_{O_2 \text{ real}} = n_{O_2 \text{ estequiométrica}} \times (1 + \% \text{Exceso aire})$$

$$n_{O_2 \text{ real}} = 10,27 \frac{\text{kmol}}{d} \times (1 + 0,25)$$

$$n_{O_2 \text{ real}} = 12,84 \frac{\text{kmol}}{d}$$

La cantidad de nitrógeno presente en el aire es:

$$n_{N_2} = n_{O_2 \text{ real}} \times \frac{79 \text{ mol } N_2}{21 \text{ mol } O_2}$$

$$n_{N_2} = 12,84 \frac{\text{kmol}}{d} \times \frac{79 \text{ mol } N_2}{21 \text{ mol } O_2}$$

$$n_{N_2} = 48,31 \frac{\text{kmol}}{d}$$

La cantidad de moles en exceso de oxígeno es:

$$n_{O_2 \text{ exceso}} = n_{O_2 \text{ real}} - n_{O_2 \text{ estequiométrica}}$$

$$n_{O_2 \text{ exceso}} = 12,84 \frac{\text{kmol}}{d} - 10,27 \frac{\text{kmol}}{d}$$

$$n_{O_2 \text{ exceso}} = 2,57 \frac{\text{kmol}}{d}$$

La cantidad de moles de dióxido de carbono es:

$$n_{CO_2} = n_C \times \frac{1 \text{ mol } CO_2}{1 \text{ mol } C}$$

$$n_{CO_2} = 7,27 \frac{\text{kmol}}{d} \times \frac{1 \text{ mol } CO_2}{1 \text{ mol } C}$$

$$n_{CO_2} = 7,27 \frac{kmol}{d}$$

La cantidad de moles de vapor de agua es:

$$n_{H_2O} = n_H \times \frac{1 \text{ mol } H_2O}{2 \text{ mol } H}$$

$$n_{H_2O} = 11,90 \frac{kmol}{d} \times \frac{1 \text{ mol } H_2O}{2 \text{ mol } H}$$

$$n_{H_2O} = 5,95 \frac{kmol}{d}$$

La cantidad de moles de dióxido de azufre es:

$$n_{SO_2} = n_S \times \frac{1 \text{ mol } SO_2}{1 \text{ mol } S}$$

$$n_{SO_2} = 0,0263 \times \frac{1 \text{ mol } SO_2}{1 \text{ mol } S}$$

$$n_{SO_2} = 0,0263 \frac{kmol}{d}$$

En la Tabla AII.13 se resumen los reactivos y productos que intervienen en el proceso de combustión al tomar como base 100 kg/d de fuel oil.

Tabla AII.14. Composición de los gases obtenidos en la combustión del fuel oil en la calcinación, al tomar como base 100 kg/d de combustible

	Entrada (kmol/d)	Salida (kmol/d)	Entrada (kg/d)	Salida (kg/d)	Composición (%)
C	7,27		87,26		0,00
H	11,90		11,90		0,00
S	0,03		0,84		0,00
O ₂	12,84	2,57	410,92	82,18	4,01
N ₂	48,31	48,31	1352,60	1352,60	75,33
CO ₂		7,27		319,95	11,34
H ₂ O		5,95		107,10	9,28
SO ₂		0,03		1,68	0,04
TOTAL		64,12	1863,52	1863,52	100,00

La relación entre la masa de los gases de combustión y la masa de combustible es:

$$R = \frac{1\,863,52 \frac{kg}{d}}{100 \frac{kg}{d}}$$

$$R = 18,64$$

En la Tabla AII.14 se presentan las capacidades caloríficas calculadas de los gases de combustión a temperatura media entre la temperatura de calcinación y ambiente ($T = 558\text{ K}$) para cada componente con base en la Ecuación AII.1

Tabla AII.15. Capacidades caloríficas de los gases de combustión a 558 K

Parámetro	O ₂	N ₂	CO ₂	H ₂ O	SO ₂	Total
Cp* (kJ/kgK)	0,9899	1,0668	1,0496	1,8646	0,7508	
Composición (%)	4,01	75,33	11,34	9,28	0,04	100
x _i Cp _i (kJ/kgK)	0,0396	0,8037	0,1190	0,1730	0,00031	1,1357

El poder calórico del fuel oil es:

$$Pc = 81 \times 87,26 + 290 \times \left(10,49 - \frac{0,64}{8} \right) + 25 \times 0,84 - 6 \times 0$$

$$Pc = 10\,107,96 \frac{kcal}{kg\ comb}$$

La masa de combustible si se asume una eficiencia de combustión de 0,85, es:

$$m_{comb} = \frac{H_{Al_2O_3} + H_{H_2O} - H_{Al(OH)_3} + Q_{rx}}{Pc_{comb} \times \eta_{comb} - R \times \overline{Cp}_{g\ comb} \times (T_{calc} - T_{amb})}$$

$$m_{comb} = \frac{1,0273 \times 10^6 \frac{kJ}{d} + 4,7022 \times 10^5 \frac{kJ}{d} - 6,0093 \times 10^5 \frac{kJ}{d} + 1,3461 \times 10^6 \frac{kJ}{d}}{10\,107,96 \frac{kcal}{kg} \times \frac{4,184\ kJ}{1\ kcal} \times 0,85 - 18,64 \times 1,1357 \frac{kJ}{kgK} \times (823 - 293)K}$$

$$m_{comb} = 90,68 \frac{kg}{d}$$

Con este valor, se calcula la cantidad real de los gases de combustión.

En la Tabla AII.16 se resumen las corrientes de entrada y salida de los gases de combustión.

Tabla AII.16. Composición de los gases obtenidos en la combustión del fuel oil en la calcinación

	Entrada (kmol/d)	Salida (kmol/d)	Entrada (kg/d)	Salida (kg/d)	Composición (%)
C	6,59		79,13		0,00
H	10,79		10,79		0,00
S	0,02		0,76		0,00
O ₂	11,64	2,33	372,63	74,53	4,01
N ₂	43,81	43,81	1226,57	1226,57	75,33
CO ₂		6,59		290,14	11,34
H ₂ O		5,40		97,12	9,28
SO ₂		0,02		1,52	0,04
TOTAL		58,15	1689,89	1689,89	100,00

Para estimar la temperatura de combustión se utiliza la Ecuación 3.2. El calor de combustión es:

$$Q_{comb} = 90,68 \frac{kg}{d} \times 10 \ 107,96 \frac{kcal}{kg} \times \frac{4,184 \ kJ}{1 \ kcal} \times 0,85$$

$$Q_{comb} = 3,2599 \times 10^6 \frac{kJ}{d}$$

Se resuelve con la función *SOLVER* de Excel, para lo cual se requiere introducir las siguientes Ecuaciones:

$$3,2599 \times 10^6 \frac{kJ}{d} = 1 \ 689,89 \frac{kg}{d} \times \bar{C}_{p_{g \ comb}} \times (T_{comb} - 293)K \quad [AII.13]$$

Para calcular la capacidad calorífica de los gases de combustión, se requiere conocer la temperatura media entre la temperatura de combustión y la temperatura ambiente (\bar{T}_1):

$$\bar{T}_1 = \frac{T_{comb} + 293 \ K}{2} \quad [AII.14]$$

Se necesita introducir la Ecuación AII.1 para el cálculo de la capacidad calorífica de cada gas en J/kmolK a \bar{T}_1 , con su respectiva conversión de unidades (C_p^*) en kJ/kgK.

La capacidad calorífica de la mezcla de gases es:

$$\bar{C}_{pmezcla} = \sum x_i * C_{p_i}^*$$

Si se introducen estas Ecuaciones, se obtiene un valor para la temperatura de combustión de 1 812,51 K. En la Tabla AII.17 se presentan las capacidades caloríficas calculadas para cada componente de los gases de combustión con base en la Ecuación AII.1 a 1 052,75 K

Tabla AII.17. Capacidades caloríficas de los gases de combustión del fuel oil a 1 052,75 K

Parámetro	O ₂	N ₂	CO ₂	H ₂ O	SO ₂	Total
C _p [*] (kJ/kgK)	1,0969	1,1784	1,2463	2,1139	0,8581	
Composición (%)	4,01	75,33	11,34	9,28	0,04	100
x _i C _{p_i} (kJ/kgK)	0,0439	0,8878	0,1413	0,1961	0,0004	1,2695

AII.8 BALANCE DE ENERGÍA EN EL CALDERO

En la Figura AII.9 se presenta el diagrama de la etapa de calcinación.

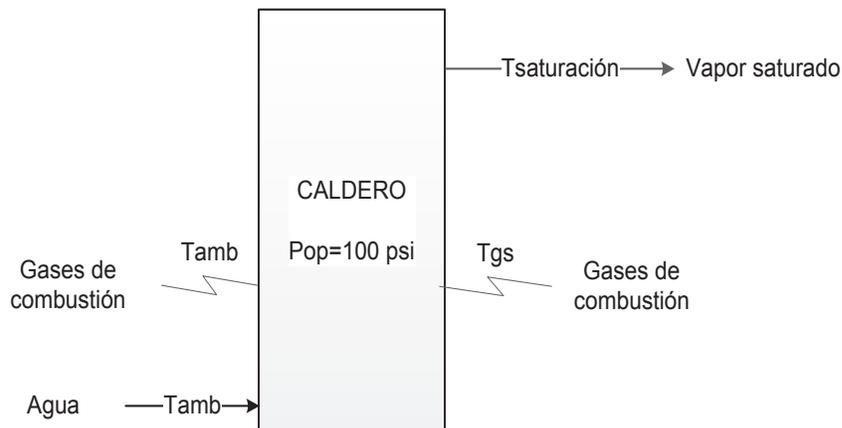


Figura AII.8. Balance de energía en el caldero

Se considera una presión de operación del caldero de 100 psi. La presión absoluta es:

$$P_{abs} = P_{op} + P_{atm}$$

$$P_{abs} = 100 \text{ psi} + 10,58 \text{ psi}$$

$$P_{abs} = 110,58 \text{ psi} = 7,62 \times 10^5 \text{ Pa}$$

A $7,62 \times 10^5$ Pa, la temperatura de saturación es 445 K y el calor latente de vaporización es 2 059 kJ/kg (Mills, 1997, p. 881. La capacidad calorífica del agua a temperatura media ($T = 369$ K) es 4,2175 kJ/kgK

El calor requerido para la obtención de vapor saturado es:

$$Q_{caldero} = m_{H_2O} \times C_{p_{H_2O}} \times (T_{eb} - T_{amb}) + m_{H_2O} \times L_{p_{H_2O}}$$

$$Q_{caldero} = 1\,371,63 \frac{\text{kg}}{\text{d}} \times 4,2175 \frac{\text{kJ}}{\text{kgK}} \times (445 - 293)\text{K} + 1\,371,63 \frac{\text{kg}}{\text{d}} \times 2\,059 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

$$Q_{caldero} = 3,7035 \times 10^6 \frac{\text{kJ}}{\text{d}}$$

$$Q_{caldero} = 3,7035 \times 10^6 \frac{\text{kJ}}{\text{d}} \times \frac{1 \text{ d}}{24 \text{ h}} \times \frac{1\,000 \text{ J}}{1 \text{ kJ}} \times \frac{\text{BTU}}{1\,055 \text{ J}} \times \frac{1 \text{ BHP}}{33\,475 \text{ BTU/h}}$$

$$Q_{caldero} = 4,37 \text{ BHP}$$

Con esta potencia, se requiere de un caldero pirotubular.

Se utilizará diésel como combustible. Los cálculos realizados para la obtención de los reactivos y productos que intervienen en el proceso de combustión del diésel son similares a los presentados para el horno de calcinación con la diferencia únicamente en su composición. La composición del diésel se tomó de la Tabla 3.6 opción 2.

Las temperaturas de combustión y de salida de los gases, calculadas a través del programa *SOLVER* de Excel, son 1 597,45 K y 647,35 K respectivamente si se asume una eficiencia de combustión de 0,85 y una eficiencia térmica de 0,80.

En la Tabla AII.18 se resumen las corrientes de entrada y salida de los gases de combustión.

Tabla AII.18. Composición de los gases obtenidos en la combustión del diésel en el caldero

	Entrada (kmol/d)	Salida (kmol/d)	Entrada (kg/d)	Salida (kg/d)	Composición (%)
C	7,05		84,63		0,00
H	12,23		12,23		0,00
S	0,01		0,19		0,00
O ₂	12,65	2,53	404,65	80,93	4,00
N ₂	47,57	47,57	1331,96	1331,96	75,18
CO ₂		7,05		310,32	11,15
H ₂ O		6,11		110,06	9,66
SO ₂		0,01		0,39	0,01
TOTAL		63,27	1833,66	1833,66	100,00

ANEXO III

DISEÑO DE LOS EQUIPOS

AIII.1 DISEÑO DEL TANQUE DE LIXIVIACIÓN

a. Cálculo de las dimensiones

Para el cálculo del flujo de operación del tanque se consideran volúmenes aditivos:

$$F_{op} = \frac{m_{Al \text{ pirolizado}}}{\rho_{Al}} + \frac{m_{NaOH \text{ 1,5 M}}}{\delta_{(NaOH)}}$$

$$F_{op} = \frac{518,33 \frac{kg}{d}}{2700 \frac{kg}{m^3}} + \frac{17 \ 540,92 \frac{kg}{d}}{1042,8 \frac{kg}{m^3}}$$

$$F_{op} = 17,01 \frac{m^3}{d}$$

Para el diseño se considera un tiempo de contingencia de 1 h con el fin de prevenir derrames por demoras de procesos aguas arriba.

$$V_{op} = 17,01 \frac{m^3}{d} \times 1 \text{ h} \times \frac{1 \text{ d}}{24 \text{ h}}$$

$$V_{op} = 0,71 \text{ m}^3$$

Se considera un factor de sobredimensionamiento del 20 % para el cálculo del volumen nominal:

$$V_{nominal} = 0,71 \text{ m}^3 \times 1,2$$

$$V_{nominal} = 0,85 \text{ m}^3$$

Para calcular el diámetro se toma una relación altura-diámetro de 3,5 con el fin de que al considerar la altura total, esta relación sea igual a 4.

$$D_i = \left(\frac{4 \times 0,85 \text{ m}^3}{\pi \times 3,5} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$D_i = 0,68 \text{ m}$$

La altura es:

$$H = 3,5 \times 0,68 \text{ m}$$

$$H = 2,37 \text{ m}$$

La presión hidrostática se calcula con la densidad de la solución lixiviada:

$$P_h = 1\,090,02 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 2,37 \text{ m} \times \frac{1 \text{ kPa}}{1\,000 \text{ Pa}}$$

$$P_h = 25,29 \text{ kPa} = 3,67 \text{ psi}$$

La presión de operación es:

$$P_{op} = P_h + P_{atm}$$

$$P_{op} = 3,67 \text{ psi} + 10,58 \text{ psi}$$

$$P_{op} = 14,25 \text{ psi}$$

La presión de diseño es:

$$P_d = 14,25 \text{ psi} \times 1,1$$

$$P_d = 15,67 \text{ psi}$$

En la Tabla AIII.1 se presentan las propiedades del acero al carbono SA-515-60 según la Norma *ASME: Boiler and Pressure vessel code. Sección VIII División II Part D*.

Tabla AIII.1. Propiedades del acero SA-515-60

Composición nominal	Especificación	Tipo/ Grado	Resistencia máxima a la tracción MPa	Temperatura máxima (°C)
Acero al Carbono	SA-515	60	12,7	538

(ASME, 2010b, pp. 10-13)

El espesor del tanque es:

$$t = \frac{15,67 \text{ psi} \times \left(\frac{0,68}{2} \text{ m}\right)}{12,7 \times 10^6 \text{ Pa} \times \frac{1 \text{ atm}}{101325 \text{ Pa}} \times \frac{14,696 \text{ psi}}{1 \text{ atm}} \times 0,85 - 0,6 \times 15,67 \text{ psi}} \times \frac{10^3 \text{ mm}}{1 \text{ m}}$$

$$t = 3,41 \text{ mm}$$

El espesor del tanque con un margen por corrosión de 2 mm es 5,41 mm; sin embargo se utiliza un espesor normalizado de ¼" (6,35 mm)

El radio interior del casquete (L) y el radio interior de curvatura (r_k) son:

$$L = 0,68 \text{ m}$$

$$r_k = 0,06 \times 0,68 \text{ m}$$

$$r_k = 0,04 \text{ m}$$

El volumen y altura de la tapa son:

$$V_{tapa} = 0,0809 \times (0,68 \text{ m})^3$$

$$V_{tapa} = 0,03 \text{ m}^3$$

$$h_{tapa} = \frac{0,68 \text{ m}}{4}$$

$$h_{tapa} = 0,17 \text{ m}$$

El espesor de la tapa es:

$$t_{tapa} = \frac{0,885 \times 15,67 \text{ psi} \times 0,68 \text{ m}}{12,7 \times 10^6 \text{ Pa} \times \frac{1 \text{ atm}}{101325 \text{ Pa}} \times \frac{14,696 \text{ psi}}{1 \text{ atm}} \times 0,85 - 0,1 \times 15,67 \text{ psi}} \times \frac{10^3 \text{ mm}}{1 \text{ m}}$$

$$t_{tapa} = 6 \text{ mm}$$

El espesor del tanque con un margen por corrosión de 1 mm es 7 mm; sin embargo se utiliza un espesor normalizado de 5/16" (7,91 mm)

El volumen total del tanque de lixiviación es:

$$V_{total} = V_{cilindro} + 2 \times V_{tapa}$$

$$V_{total} = 0,85 \text{ m}^3 + 2 \times 0,03 \text{ m}^3$$

$$V_{total} = 0,90 \text{ m}^3$$

La altura total es:

$$h_{total} = H + 2 \times h_{tapa}$$

$$h_{total} = 2,37 \text{ m} + 2 \times 0,17 \text{ m}$$

$$h_{total} = 2,71$$

Con esta altura total se obtiene una relación altura-diámetro igual a 4.

b. Sistema de agitación

El tanque tiene 4 deflectores cuyo ancho es:

$$B = \frac{1}{12} \times 0,68 \text{ m}$$

$$B = 0,06 \text{ m}$$

El diámetro del agitador es:

$$D = \frac{1}{3} \times 0,68 \text{ m}$$

$$D = 0,23 \text{ m}$$

La longitud de las paletas del agitador es:

$$L = \frac{1}{4} \times 0,23 \text{ m}$$

$$L = 0,06 \text{ m}$$

El ancho de las paletas del agitador es:

$$W = \frac{1}{5} \times 0,23 \text{ m}$$

$$W = 0,05 \text{ m}$$

La altura del agitador desde el fondo del tanque es:

$$C = \frac{1}{3} \times 0,68 \text{ m}$$

$$C = 0,23 \text{ m}$$

La viscosidad del fluido para una solución de aluminato de sodio a 52 °C es $1,0232 \times 10^{-3} \text{ Pa.s}$ (Li, et al, 2000, p. 670).

De acuerdo con la Figura 3.2, se opta por utilizar un agitador tipo turbina.

Para determinar la potencia del agitador se requiere calcular el número de Reynolds con el fin de obtener el número de potencia. Se utiliza una velocidad de rotación de 400 rpm tomada para equipos de lixiviación del aluminio (Bánvölgyi y Siklóski, 2013, p. 369).

$$Re = \frac{(0,2255 \text{ m})^2 \times 400 \frac{\text{rev}}{\text{min}} \times \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ s}} \times 1\,090,02 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{1,0232 \times 10^{-3} \text{ Pa.s}}$$

$$Re = 3,63 \times 10^5$$

Con la Figura 3.4, el número de potencia para la curva 1 es 5.

La potencia de eje del agitador es:

$$P = 5 \times (0,2255 \text{ m})^5 \times \left(400 \frac{\text{rev}}{\text{min}} \times \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ s}}\right)^3 \times 1\,090,02 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$P = 940,83 \text{ W} = 0,94 \text{ kW}$$

c. Sistema de calentamiento

Para el cálculo del coeficiente de convección externo se utiliza la Ecuación para recipientes con chaqueta de acuerdo con la Tabla 3.3:

$$Nu = 0,36 \times Re^{0,67} \times Pr^{0,33} \times \left(\frac{\mu_f}{\mu_w}\right)^{0,14}$$

Para el cálculo del número de Reynolds, se toman las características del fluido a su temperatura inicial (Temperatura ambiente). En la Tabla AIII.2 se presentan los valores calculados de densidad y viscosidad de soluciones de aluminato de sodio. Con respecto a la capacidad calorífica y la conductividad térmica se trabaja con valores tabulados para el agua.

Tabla AIII.2. Propiedades de la solución de lixiviación en el arranque

Parámetro	Valor
Densidad (kg/m ³)	1 107,33
Viscosidad (Pa.s)	1,7632x10 ⁻³
Capacidad calorífica (J/kgK)	4 181
Conductividad térmica (W/mK)	0,602
Viscosidad (H ₂ O) (Pa.s)	1x10 ⁻³

(Mills, 1997, p. 874)

El número de Reynolds es:

$$Re = \frac{(0,2255 \text{ m})^2 \times 400 \frac{\text{revoluciones}}{\text{min}} \times \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ s}} \times 1 107,33 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{1,7632 \times 10^{-3} \text{ Pa.s}}$$

$$Re = 2,1283 \times 10^5$$

El número de Prandtl es:

$$Pr = \frac{4 181 \frac{\text{J}}{\text{kgK}} \times 1,7632 \times 10^{-3} \text{ Pa.s}}{0,602 \frac{\text{W}}{\text{mK}}}$$

$$Pr = 12,25$$

El número de Nusselt es:

$$Nu = 0,36 \times (2,1283 \times 10^5)^{0,67} \times 12,25^{0,33}$$

$$Nu = 3\,055,76$$

El coeficiente de convección interno de acuerdo a la Ecuación AIII.1 es:

$$h_{c\ int} = \frac{Nu \times k_f}{D} \quad [AIII.1]$$

$$h_{c\ int} = \frac{3\,055,76 \times 0,602 \frac{W}{mK}}{0,6764\ m}$$

$$h_{c\ int} = 2\,719,68 \frac{W}{m^2K}$$

El coeficiente de convección interno corregido con áreas según la Ecuación AIII.2 es:

$$h_{c\ int\ corr} = h_{c\ int} \times \frac{D_i}{D_{ext}} \quad [AIII.2]$$

$$h_{c\ int\ corr} = 2\,719,68 \frac{W}{m^2K} \times \frac{0,68\ m}{0,68\ m + 2 \times 7,93 \times 10^{-3}m}$$

$$h_{c\ int\ corr} = 2\,657,32 \frac{W}{m^2K}$$

Vapor saturado es usado comúnmente como medio de calentamiento, el coeficiente de convección es alto y rara vez es el limitante en la transferencia de calor, por lo que para propósitos de diseño se puede tomar un valor típico de $8\,000\ W/m^2K$ (Towler y Sinnott, 2008, p. 878)

Para el cálculo del coeficiente global de transferencia de calor se considera que debido a que el material del tanque es de metal, la resistencia a la conducción es insignificante como lo indica la Ecuación AIII.3.

$$U_{op} = \frac{1}{\frac{1}{h_{c\ int\ corr}} + \frac{1}{h_{cond}}} \quad [AIII.3]$$

$$U_{op} = \frac{1}{\frac{1}{2\,657,32 \frac{W}{m^2K}} + \frac{1}{8\,000 \frac{W}{m^2K}}}$$

$$U_{op} = 1\,994,74 \frac{W}{m^2K}$$

Si se considera un factor de ensuciamiento de 0,0003 m²K/W, el coeficiente global de transferencia de calor de diseño según la Ecuación AIII.4 es:

$$U_d = \frac{1}{\frac{1}{U_{op}} + R_e} \quad [\text{AIII.4}]$$

$$U_d = \frac{1}{\frac{1}{1\,994,74 \frac{W}{m^2K}} + 0,0003 \frac{m^2K}{W}}$$

$$U_d = 1\,247,94 \frac{W}{m^2K}$$

La diferencia media logarítmica de temperaturas dada por la Ecuación AIII.5 es:

$$LMTD = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)} \quad [\text{AIII.5}]$$

$$LMTD = \frac{(364 - 293)K - (364 - 325)K}{\ln\left(\frac{(364 - 293)K}{(364 - 325)K}\right)}$$

$$LMTD = 53,41 K$$

El área de transferencia de calor requerida de la chaqueta según la Ecuación AIII.6 es:

$$A_{chaqueta} = \frac{Q_{arr} (lix)}{U_d \times LMTD} \quad [\text{AIII.6}]$$

$$A_{chaqueta} = \frac{1,0175 \times 10^6 \frac{kJ}{d} \times \frac{1d}{24h} \times \frac{1h}{3\,600s} \times \frac{1000 W}{1 kW}}{1\,247,94 \frac{W}{m^2K} \times 53,41 K}$$

$$A_{chaqueta} = 0,18 m^2$$

La altura de la chaqueta según la Ecuación AIII.7 es:

$$L_{chaqueta} = \frac{A_{chaqueta}}{\pi \times D_{ext}} \quad [\text{AIII.7}]$$

$$L_{chaqueta} = \frac{0,18 \text{ m}^2}{\pi \times (0,68 \text{ m} + 2 \times 7,93 \times 10^{-3} \text{ m})}$$

$$L_{chaqueta} = 0,08 \text{ m}$$

AIII.2 DIMENSIONAMIENTO DEL TANQUE DE NEUTRALIZACIÓN

a. Cálculo de las dimensiones

Para el cálculo del volumen de operación del tanque se consideran volúmenes aditivos:

$$F_{op} = \frac{m_{sol \text{ lixiviada}}}{\rho_{sol \text{ lixiviada}}} + \frac{m_{HCl (3,25 M)}}{\rho_{HCl}}$$

$$F_{op} = \frac{18\,004,2 \frac{kg}{d}}{1\,090,02 \frac{kg}{m^3}} + \frac{1\,900,46 \frac{kg}{d}}{1\,003,2 \frac{kg}{d}}$$

$$F_{op} = 18,41 \frac{m^3}{d}$$

Se trabaja con un tiempo de contingencia de 1 h.

$$V_{op} = 18,41 \frac{m^3}{d} \times 1 \text{ h} \times \frac{1 \text{ d}}{24 \text{ h}}$$

$$V_{op} = 0,77 \text{ m}^3$$

Se considera un factor de sobredimensionamiento del 20 % para el cálculo del volumen nominal:

$$V_{nominal} = 0,77 \text{ m}^3 \times 1,2$$

$$V_{nominal} = 0,92 \text{ m}^3$$

El diámetro del tanque para una relación altura:diámetro igual a 2 es:

$$D_i = \left(\frac{4 \times 0,92 \text{ m}^3}{\pi \times 2} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$D_i = 0,84 \text{ m}$$

La altura del tanque es:

$$H = 2 \times 0,84 \text{ m}$$

$$H = 1,67 \text{ m}$$

La presión hidrostática del tanque es:

$$P_h = 1090,02 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 1,67 \text{ m} \times \frac{1 \text{ kPa}}{1000 \text{ Pa}}$$

$$P_h = 17,88 \text{ kPa} = 2,59 \text{ psi}$$

En la Tabla AIII.3 se presenta las propiedades del Hastelloy SA-575 según la Norma ASME: *Boiler and Pressure vessel code. Sección VIII División II Part D.*

Tabla AIII.3. Propiedades del acero SA-575

Composición nominal	Especificación	Tipo/ Grado	Resistencia máxima a la tracción MPa	Temperatura máxima (°C)
54Ni-16Mo-15Cr	SA-575	-	42,2	677

(ASME, 2010b, pp. 242-244)

El espesor para tanques a presión atmosférica es:

$$t = \frac{17878,83 \text{ Pa}}{2 \times 42,2 \frac{\text{N}}{\text{mm}^2} \times 0,85} \times \frac{0,84 \text{ m}}{10^3}$$

$$t = 0,21 \text{ mm}$$

El espesor del tanque con un margen por corrosión de 2 mm es 2,21 mm; sin embargo se utiliza un espesor normalizado de 3/32" (2,38 mm)

b. Sistema de agitación

El tanque tiene 4 deflectores cuyo ancho es:

$$B = \frac{1}{12} \times 0,84 \text{ m}$$

$$B = 0,07 \text{ m}$$

El diámetro del agitador es:

$$D = \frac{1}{3} \times 0,84 \text{ m}$$

$$D = 0,28 \text{ m}$$

La longitud de las paletas del agitador es:

$$L = \frac{1}{4} \times 0,28 \text{ m}$$

$$L = 0,07 \text{ m}$$

El ancho de las paletas del agitador es:

$$W = \frac{1}{5} \times 0,28 \text{ m}$$

$$W = 0,06 \text{ m}$$

La altura del agitador desde el fondo del tanque es:

$$C = \frac{1}{3} \times 0,84 \text{ m}$$

$$C = 0,28 \text{ m}$$

Se va a asumir que las propiedades de la solución lixiviada son similares a las obtenidas para la solución de aluminato de sodio. En la Tabla AIII.4 se presentan valores de densidad y viscosidad para la solución de aluminato de sodio.

Tabla AIII.4. Propiedades de la solución de aluminato de sodio a 318,53 K

Parámetro	Valor
Densidad (kg/m ³)	1 094,17
Viscosidad (Pa.s)	1,1363x10 ⁻³

De acuerdo con la Figura 3.2 se opta por utilizar un agitador tipo turbina.

Para determinar la potencia del agitador se requiere calcular el número de Reynolds con el fin de obtener el número de potencia. Se utiliza una velocidad de rotación de 400 rpm al igual que en el tanque de lixiviación.

$$Re = \frac{(0,2790 \text{ m})^2 \times 400 \frac{\text{revolución}}{\text{min}} \times \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ s}} \times 1\,094,17 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{1,1363 \times 10^{-3} \text{ Pa.s}}$$

$$Re = 5,00 \times 10^5$$

Con la Figura 3.4, el número de potencia para la curva 1 es 5. La potencia de eje del agitador es:

$$P = 5 \times (0,2790 \text{ m})^5 \times \left(400 \frac{\text{rev}}{\text{min}} \times \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ s}}\right)^3 \times 1\,094,17 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$P = 2\,737,87 \text{ W} = 2,74 \text{ kW}$$

AIII.3 DIMENSIONAMIENTO DEL TANQUE DE MADURACIÓN

a. Cálculo de las dimensiones

El flujo de operación es:

$$F_{op} = \frac{m_{sol \text{ madurada}}}{\rho_{sol \text{ madurada}}}$$

$$F_{op} = \frac{19\,954,21 \frac{\text{kg}}{\text{d}}}{1\,136,38 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$F_{op} = 17,56 \frac{m^3}{d}$$

Se considera un tiempo de residencia de 24 h.

$$V_{op} = 17,56 \frac{m^3}{d} \times 1 d$$

$$V_{op} = 17,56 m^3$$

Debido al gran volumen requerido, se opta por dimensionar 3 tanques conectados en serie, cada uno con un tiempo de residencia de 8 h. Y el volumen de operación de cada tanque es:

$$V_{op} = 17,56 \frac{m^3}{d} \times 8h \times \frac{1 d}{24 h}$$

$$V_{op} = 5,85 m^3$$

Se considerará un factor de sobredimensionamiento del 20 % para el cálculo del volumen nominal:

$$V_{nominal} = 5,85 m^3 \times 1,2$$

$$V_{nominal} = 7,02 m^3$$

El diámetro del tanque para una relación altura:diámetro igual a 2 es:

$$D_i = \left(\frac{4 \times 7,02 m^3}{\pi \times 2} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$D_i = 1,65 m$$

La altura del tanque es:

$$H = 2 \times 1,65 m$$

$$H = 3,29 m$$

La presión hidrostática del tanque es:

$$P_h = 1\,136,38 \frac{kg}{m^3} \times 9,8 \frac{m}{s^2} \times 3,29 m \times \frac{1 kPa}{1\,000 Pa}$$

$$P_h = 36,69 kPa = 5,32 psi$$

El material utilizado en los tanques de maduración es el mismo material usado para los tanques de neutralización (Hastelloy SA-575). El espesor para tanques a presión atmosférica es:

$$t = \frac{36\,694,05 Pa}{2 \times 42,2 \frac{N}{mm^2} \times 0,85} \times \frac{1,65 m}{10^3}$$

$$t = 0,84 mm$$

El espesor del tanque con un margen por corrosión de 2 mm es 2,84 mm; sin embargo se utiliza un espesor normalizado de 3/16" (4,76 mm)

b. Sistema de agitación

El tanque tiene 4 deflectores cuyo ancho es:

$$B = \frac{1}{12} \times 1,65 m$$

$$B = 0,14 m$$

El diámetro del agitador es:

$$D = \frac{1}{3} \times 1,65 m$$

$$D = 0,55 m$$

La longitud de las paletas del agitador es:

$$L = \frac{1}{4} \times 0,55 m$$

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

El ancho de las paletas del agitador es:

$$W = \frac{1}{5} \times 0,55 \text{ m}$$

$$W = 0,11 \text{ m}$$

La altura del agitador desde el fondo del tanque es:

$$C = \frac{1}{3} \times 1,65 \text{ m}$$

$$C = 0,55 \text{ m}$$

En la Tabla AIII.5 se presentan las propiedades de la solución madurada.

Tabla AIII.5. Propiedades de la solución madurada

Parámetro	Valor
Densidad (kg/m ³)	1136,38
Viscosidad (Pa.s)	2x10 ⁻³
Capacidad calorífica (J/kgK)	3 970,40
Conductividad térmica (W/mK)	0,602
Viscosidad (H ₂ O) (Pa.s)	1x10 ⁻³

(Mills, 1997, p. 874)

De acuerdo con la Figura 3.2 se opta por utilizar un agitador tipo turbina. Para determinar la potencia del agitador se requiere calcular el número de Reynolds con el fin de obtener el número de potencia.

Se utilizará una velocidad de rotación de 200 rpm, que es la velocidad mínima para evitar la sedimentación del hidróxido de aluminio (Misra, 1974, p.547)

$$Re = \frac{(0,5492 \text{ m})^2 \times 200 \frac{\text{revolucion}}{\text{min}} \times \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ s}} \times 1136,38 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{2 \times 10^{-3} \text{ Pa.s}}$$

$$Re = 5,71 \times 10^5$$

Con la Figura 3.4, el número de potencia para la curva 1 es 5. La potencia de eje del agitador es:

$$P = 5 \times (0,5492 \text{ m})^5 \times \left(200 \frac{\text{rev}}{\text{min}} \times \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ s}}\right)^3 \times 1136,38 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$P = 10\,510,17 \text{ W} = 10,51 \text{ kW}$$

c. Sistema de calentamiento

Para el cálculo del coeficiente de convección externo se utilizará la Ecuación para recipientes con chaqueta de acuerdo con la Tabla 3.3:

$$Nu = 0,36 \times Re^{0,67} \times Pr^{0,33} \times \left(\frac{\mu_f}{\mu_w}\right)^{0,14}$$

El número de Prandtl es:

$$Pr = \frac{3\,970,40 \frac{\text{J}}{\text{kgK}} \times 2 \times 10^{-3} \text{ Pa.s}}{0,602 \frac{\text{W}}{\text{mK}}}$$

$$Pr = 13,19$$

El número de Nusselt es:

$$Nu = 0,36 \times (5,71 \times 10^5)^{0,67} \times 13,19^{0,33} \times \left(\frac{2 \times 10^{-3} \text{ Pa.s}}{1 \times 10^{-3} \text{ Pa.s}}\right)^{0,14}$$

$$Nu = 6\,686$$

El coeficiente de convección interno según la Ecuación AIII.1 es:

$$h_{c \text{ int}} = \frac{6\,686 \times 0,602 \frac{\text{W}}{\text{mK}}}{1,6475 \text{ m}}$$

$$h_{c \text{ int}} = 2\,443,12 \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{K}}$$

El coeficiente de convección interno corregido con áreas según la Ecuación AIII.2 es:

$$h_{c \text{ int corr}} = 2\,443,12 \frac{W}{m^2K} \times \frac{1,65 \text{ m}}{1,65 \text{ m} + 2 \times 4,76 \times 10^{-3} \text{ m}}$$

$$h_{c \text{ int corr}} = 2\,429,08 \frac{W}{m^2K}$$

Para el cálculo del coeficiente global de transferencia de calor según la Ecuación AIII.3 se considera que debido a que el material del tanque es de metal, la resistencia a la conducción es insignificante. Se tomará un valor de 8 000 W/m²K como coeficiente de condensación del vapor.

$$U_{op} = \frac{1}{\frac{1}{2\,429,08 \frac{W}{m^2K}} + \frac{1}{8\,000 \frac{W}{m^2K}}}$$

$$U_{op} = 1\,863,31 \frac{W}{m^2K}$$

Si se considera un factor de ensuciamiento de 0,003 m²K/W, el coeficiente global de transferencia de calor de diseño según la Ecuación AIII.4 es:

$$U_d = \frac{1}{\frac{1}{1\,863,31 \frac{W}{m^2K}} + 0,003 \frac{m^2K}{W}}$$

$$U_d = 282,75 \frac{W}{m^2K}$$

La diferencia media logarítmica de temperaturas determinada por la Ecuación AIII.5 es:

$$LMTD = \frac{(364 - 318,53)K - (364 - 358)K}{\ln\left(\frac{(364 - 318,53)K}{(364 - 358)K}\right)}$$

$$LMTD = 19,49 \text{ K}$$

El área de transferencia de calor de la chaqueta determinada por la Ecuación AIII.6 es:

$$A_{chaqueta} = \frac{3,1273 \times 10^6 \frac{kJ}{d} \times \frac{1d}{24h} \times \frac{1h}{3600s} \times \frac{1000W}{1kW}}{282,75 \frac{W}{m^2K} \times 19,49 K}$$

$$A_{chaqueta} = 6,57 m^2$$

La altura de la chaqueta según la Ecuación AIII.7 es:

$$L_{chaqueta} = \frac{6,57 m^2}{\pi \times (1,65 m + 2 \times 4,76 \times 10^{-3}m)}$$

$$L_{chaqueta} = 1,26 m$$

AIII.4 DIMENSIONAMIENTO DE TANQUES DE ALMACENAMIENTO

a. Tanque de almacenamiento de la solución de hidróxido de sodio

El flujo de operación es:

$$F_{op} = \frac{m_{NaOH(1,5M)}}{\rho_{NaOH}}$$

$$F_{op} = \frac{17\,540,92 \frac{kg}{d}}{1\,042,8 \frac{kg}{m^3}}$$

$$F_{op} = 16,82 \frac{m^3}{d}$$

Se considera un tiempo de contingencia de 6 h.

$$V_{op} = 16,82 \frac{m^3}{d} \times 6 h \times \frac{1 d}{24 h}$$

$$V_{op} = 4,21 m^3$$

Se considerará un factor de sobredimensionamiento del 20 % para el cálculo del volumen nominal:

$$V_{nominal} = 4,21 \text{ m}^3 \times 1,2$$

$$V_{nominal} = 5,05 \text{ m}^3$$

El diámetro del tanque para una relación altura:diámetro igual a 1 es:

$$D_i = \left(\frac{4 \times 5,05 \text{ m}^3}{\pi \times 1} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$D_i = H = 1,86 \text{ m}$$

La presión hidrostática del tanque es:

$$P_h = 1042,8 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 1,86 \text{ m} \times \frac{1 \text{ kPa}}{1000 \text{ Pa}}$$

$$P_h = 19,00 \text{ kPa} = 13,3 \text{ psi}$$

El material utilizado en el tanque de almacenamiento es acero al carbono SA-515-60. El espesor para tanques a presión atmosférica es:

$$t = \frac{18998,59 \text{ Pa}}{2 \times 12,7 \frac{\text{N}}{\text{mm}^2} \times 0,85} \times \frac{1,86 \text{ m}}{10^3}$$

$$t = 1,64 \text{ mm}$$

El espesor del tanque con un margen por corrosión de 2 mm es 3,64 mm; sin embargo se utiliza un espesor normalizado de 3/16" (4,76 mm)

b. Tanque de almacenamiento de la solución de ácido clorhídrico

El flujo de operación es:

$$F_{op} = \frac{m_{HCl(3,25 M)}}{\rho_{HCl}}$$

$$F_{op} = \frac{1\,900,46 \frac{kg}{d}}{1\,003,2 \frac{kg}{m^3}}$$

$$F_{op} = 1,89 \frac{m^3}{d}$$

Con un tiempo de contingencia de 6 h:

$$V_{op} = 1,89 \frac{m^3}{d} \times 6 h \times \frac{1d}{24 h}$$

$$V_{op} = 0,47 m^3$$

Se considera un factor de sobredimensionamiento del 20 % para el cálculo del volumen nominal:

$$V_{nominal} = 0,47 m^3 \times 1,2$$

$$V_{nominal} = 0,57 m^3$$

El diámetro del tanque para una relación altura:diámetro igual a 1 es:

$$D_i = \left(\frac{4 \times 0,57 m^3}{\pi \times 1} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$D_i = H = 0,90 m$$

La presión hidrostática del tanque es:

$$P_h = 1\,003,2 \frac{kg}{m^3} \times 9,8 \frac{m}{s^2} \times 0,90 m \times \frac{1 kPa}{1\,000 Pa}$$

$$P_h = 8,83 kPa = 1,28 psi$$

El material utilizado en los tanques de almacenamiento es SA-575. El espesor para tanques a presión atmosférica es:

$$t = \frac{8\,826,36 Pa}{2 \times 42,2 \frac{N}{mm^2} \times 0,85} \times \frac{0,9 m}{10^3}$$

$$t = 0,11 \text{ mm}$$

El espesor del tanque con un margen por corrosión de 2 mm es 2,11 mm; sin embargo se utiliza un espesor normalizado de 3/32" (2,38 mm)

AIII.5 DIMENSIONAMIENTO DEL FILTRO ROTATORIO AL VACÍO

Para alúmina activada los filtros rotatorios al vacío continuo emplean un filtrado promedio que se encuentra en el rango entre 175 y 235 lb/ft²h y se utilizan rasquetas como dispositivo de descarga de la torta. La fracción de tiempo del ciclo total empleada para la formación de la torta varía entre 0,5 y 0,8 (Sutherland, 2008, pp. 117, 119)

Si se multiplica la Ecuación 3.31 por la densidad del filtrado, se tiene que el filtrado promedio es:

$$\text{Filtrado promedio} = \frac{m_{\text{cake}}}{A_{\text{filtro}} \times t_{\text{ciclo}}} \quad [\text{AIII.8}]$$

Debido a que es un proceso que opera en forma continua, la masa de la torta está dada por el producto entre el flujo másico del sólido filtrado por el tiempo requerido para la formación de la torta.

$$m_{\text{cake}} = m_{\text{sólido filtrado}} \times f \times t_{\text{ciclo}} \quad [\text{AIII.9}]$$

Al reemplazar la Ecuación AIII.9 en AIII.8, el área requerida del filtro es:

$$A_{\text{filtro}} = \frac{m_{\text{sólido filtrado}} \times f}{\text{Filtrado promedio}}$$

$$A_{\text{filtro}} = \frac{1\,590,87 \frac{\text{kg}}{\text{d}} \times \frac{1 \text{ d}}{24 \text{ h}} \times 0,5}{175 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 \text{ h}} \times \frac{1 \text{ kg}}{2,2 \text{ lb}} \times \frac{1 \text{ ft}^2}{(0,3048 \text{ m})^2}}$$

$$A_{\text{filtro}} = 0,038 \text{ m}^2$$

Con un factor de sobredimensionamiento del 20 % el área del filtro es:

$$A_{\text{filtro}} = 0,038 \text{ m}^2 \times 1,2$$

$$A_{\text{filtro}} = 0,05 \text{ m}^2$$

AIII.6 DISEÑO DEL HORNO DE CALCINACIÓN

El diseño del horno de calcinación se considera que el hidróxido de aluminio se acumulará durante quince días y para la calcinación del mismo, se designará un día. En la Tabla AIII.6 se presentan las características del hidróxido de aluminio para la realización de los cálculos.

Tabla AIII.6. Características del hidróxido de aluminio

Propiedad	Valor
Tamaño de partícula (m)	$8,5 \times 10^{-5}$
Densidad (kg/m ³)	1 715
Capacidad calorífica (J/kgK)	1 175,64
Esfericidad	0,30-0,80

(Basu, 2006, p. 441; Smolders y Baeyens, 1998, p. 34)

La densidad de los gases de combustión según la Ecuaciones AIII.10 es:

$$\rho_i = \frac{P}{R \times T} \times PM \quad \text{[AIII.10]}$$

$$\rho_{\text{mezcla}} = \sum x_i \times \rho_i^* \quad \text{[AIII.11]}$$

En donde:

ρ_i = Densidad de gases de combustión en la mezcla (kg/m³)

ρ_{mezcla} = Densidad de la mezcla de gases de combustión (kg/m³)

P = Presión (atm)

R = Constante universal de los gases (0,082 Latm/molK)

PM = Peso molecular (g/gmol)

T = Temperatura (K)

En la Tabla AIII.7 se presenta la densidad calculada de los gases de combustión y en la Tabla AIII.8 se presentan propiedades tabuladas para el aire.

Tabla AIII.7. Densidades de los gases de combustión a 823 K

Parámetro	O ₂	N ₂	CO ₂	H ₂ O	SO ₂	Total
ρ (kg/m ³)	0,3414	0,2987	0,4694	0,1920	0,6828	
Composición (%)	4,01	75,33	11,34	9,28	0,04	100
$x_i C_{p_i}$ (kJ/kgK)	0,0137	0,2250	0,0532	0,0178	0,0003	0,3101

Tabla AIII.8. Propiedades del aire a 823 K

Propiedad	Valor
Viscosidad (Pa.s)	$3,66 \times 10^{-5}$
Conductividad térmica (W/mK)	0,0573

(Mills, 1997, p. 868)

La diferencia de densidades entre el fluido y el sólido:

$$\rho_s - \rho_f = 1\,715 \frac{kg}{m^3} - 0,31 \frac{kg}{m^3} = 1\,714,69 \frac{kg}{m^3} = 1,71 \frac{g}{cm^3}$$

De acuerdo con la Figura 3.7 presentada, corresponde al Grupo A de la clasificación de Geldart

a. Cálculo de la velocidad mínima de fluidización

El número adimensional de Galio según la Ecuación 3.38 es:

$$Ga = \frac{(8,5 \times 10^{-5} m)^3 \times 0,31 \frac{kg}{m^3} \times \left(1\,715 \frac{kg}{m^3} - 0,31 \frac{kg}{m^3}\right) \times 9,8 \frac{m}{s^2}}{(3,66 \times 10^{-5} Pa \cdot s)^2}$$

$$Ga = 2,39$$

Con un valor de 0,4 para la porosidad mínima de fluidificación, la velocidad mínima de fluidización según la Ecuación 3.37 es:

$$u_{mf} = \frac{3,66 \times 10^{-5} \text{ Pa.s}}{0,31 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 8,5 \times 10^{-5} \text{ m}} \times 42,9 \times 0,6 \times \left\{ \left[1 + 3 \times 10^{-4} \times \frac{0,4^3}{(1-0,4)^2} \times 2,38 \right]^{\frac{1}{2}} - 1 \right\}$$

$$u_{mf} = 2,28 \times 10^{-3} \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

b. Cálculo de la velocidad mínima de burbujeo

La velocidad mínima de burbujeo a partir de la Ecuación 3.39 es:

$$u_{mb} = 2,28 \times 10^{-3} \frac{\text{m}}{\text{s}} \times \frac{4,125 \times 10^4 \times (3,66 \times 10^{-5} \text{ Pa.s})^{0,9} \times \left(0,31 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right)^{0,1}}{\left(1715 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} - 0,31 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right) \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 8,5 \times 10^{-5} \text{ m}}$$

$$u_{mb} = 5,95 \times 10^{-3} \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

c. Cálculo de la velocidad terminal

El número adimensional del tamaño de partícula es:

$$d_p^* = 8,5 \times 10^{-5} \text{ m} \times \left[\frac{0,31 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \left(1715 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} - 0,31 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right) \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}{(3,66 \times 10^{-5} \text{ Pa.s})^2} \right]^{\frac{1}{3}}$$

$$d_p^* = 1,34$$

El número adimensional de la velocidad terminal según la Ecuación 3.41 es:

$$u_t^* = \left[\frac{18}{1,34^2} + \frac{2,335 - 1,744 \times 0,5}{1,34^{0,5}} \right]^{-1}$$

$$u_t^* = 8,83 \times 10^{-2}$$

La velocidad terminal según la Ecuación 3.42 es:

$$u_t = \frac{8,83 \times 10^{-2}}{\left[\frac{\left(0,31 \frac{kg}{m^3}\right)^2}{3,66 \times 10^{-5} Pa \cdot s \times \left(1\,715 \frac{kg}{m^3} - 0,31 \frac{kg}{m^3}\right) \times 9,8 \frac{m}{s^2}} \right]^{\frac{1}{3}}}$$

$$u_t = 0,16 \frac{m}{s}$$

d. Cálculo de la velocidad de transporte

La velocidad de transporte según la Ecuación 3.43 es:

$$u_{tr} = 4 \times (1\,715 \times 8,5 \times 10^{-5})^{\frac{1}{3}}$$

$$u_{tr} = 2,11 \frac{m}{s}$$

e. Cálculo de la velocidad superficial del gas

La velocidad superficial del gas en lechos de fluido circulante varía entre 2 y 12 m/s (Grace y Hsiaotato, 2003, p. 491). Por lo tanto, se considera una velocidad del gas de 3,1 m/s que es mayor a la velocidad de transporte para asegurar que se opera en la región de fluidización rápida.

El número adimensional de la velocidad del gas es:

$$U^* = \frac{3,1 \frac{m}{s} - 2,28 \times 10^{-3} \frac{m}{s}}{0,16 \frac{m}{s} - 2,28 \times 10^{-3} \frac{m}{s}}$$

$$U^* = 1,92 \times 10^1$$

De acuerdo con la Figura 3.11, se encuentra en la región de fluidización rápida

f. Cálculo de la caída de presión a través del lecho

La caída de presión a partir de la Ecuación 3.45 es:

$$\Delta P = (1 - \varepsilon) \times (\rho_s - \rho_f) \times g \times L$$

En la Figura AIII.1 se observa la fracción volumétrica de sólidos según la altura del lecho y el flujo neto de sólidos a través del lecho a una velocidad superficial del gas de 3,1 m/s.

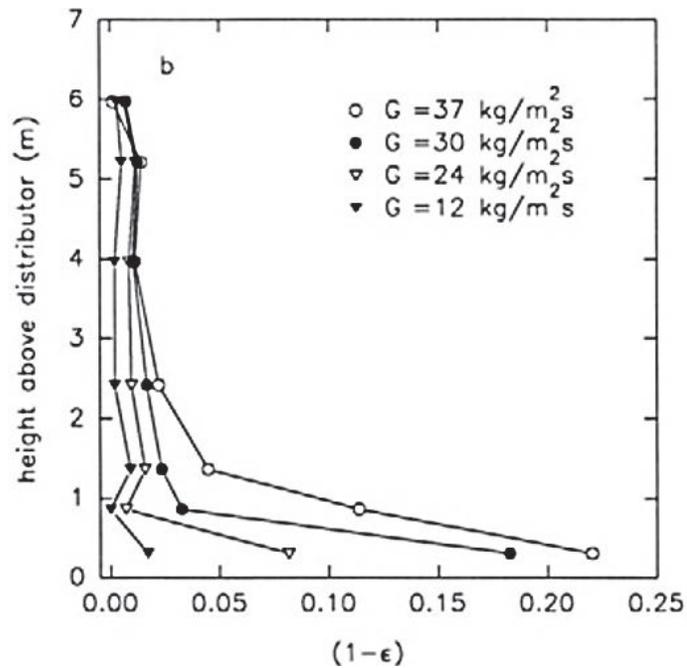


Figura AIII.1. Fracción volumétrica de sólidos en función de la altura del lecho (Smolders y Baeyens, 1998, p. 22)

El flujo neto de sólidos a través del lecho (G_s) varía entre 10 y 1 000 $\text{kg/m}^2\text{s}$ para lechos fluidos circulantes (Grace y Hsiaotato, 2003, p. 491). Se diseña el sistema con un valor de 12 $\text{kg/m}^2\text{s}$.

La cantidad de hidróxido de aluminio almacenada por 15 días es 20 283,60 kg, para ello, la cantidad de gases de combustión requerida para su calcinación es 25 348,29 kg.

El área transversal del lecho a partir de la Ecuación 3.46 es:

$$A_t = \frac{m_g \text{ comb}}{u_g \times \rho_f}$$

$$A_t = \frac{25\,348,29 \frac{\text{kg}}{\text{batch}} \times \frac{1 \text{ batch}}{24 \text{ h}} \times \frac{1 \text{ h}}{3\,600 \text{ s}}}{3,1 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 0,3101 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$A_t = 3,05 \times 10^{-1} \text{ m}^2$$

El diámetro del lecho a partir de la Ecuación 3.47 es:

$$D_{\text{lecho}} = \left(\frac{4 \times A_t}{\pi} \right)^{\frac{1}{2}}$$

$$D_{\text{lecho}} = \left(\frac{4 \times 3,05 \times 10^{-1} \text{ m}^2}{\pi} \right)^{\frac{1}{2}}$$

$$D_{\text{lecho}} = 0,62 \text{ m}$$

Para la producción a gran escala de alúmina se usan hornos de lecho fluido circulante de 3,8 m de diámetro por 20 m de alto, con una velocidad de fluidización de 3 m/s para una producción diaria de más de 500 toneladas de alúmina (Werther, 2012, p. 351).

Para el diseño, se utiliza una relación altura-diámetro de 5,26 para determinar la altura del horno:

$$L = 0,62 \text{ m} \times 5,26$$

$$L = 3,28 \text{ m}$$

La caída de presión en el lecho es:

$$\Delta P_{\text{bed}} = 0,005 \times \left(1\,715 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} - 0,31 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right) \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 3,28 \text{ m}$$

$$\Delta P_{\text{bed}} = 275,68 \text{ Pa}$$

La cantidad de sólidos que fluye a través del lecho es:

$$m_{Al(OH)_3 (total)} = G_s \times A_t$$

$$m_{Al(OH)_3 (total)} = 12 \frac{kg}{m^2 s} \times 3,05 \times 10^{-1} m^2$$

$$m_{Al(OH)_3 (total)} = 3,6628 \frac{kg}{s}$$

La cantidad de sólidos recirculados es:

$$m_{Al(OH)_3 (recirculado)} = m_{Al(OH)_3 (total)} - m_{Al(OH)_3 \text{ alimentado}}$$

$$m_{Al(OH)_3 (recirculado)} = 3,6628 \frac{kg}{s} - 15\,908,71 \frac{kg}{batch} \times \frac{1 \text{ batch}}{24 \text{ h}} \times \frac{1 \text{ h}}{3\,600 \text{ s}}$$

$$m_{Al(OH)_3 (recirculado)} = 3,4787 \frac{kg}{s}$$

g. Cálculo de la transferencia de calor en el horno

El espesor de la película de gas en la pared según la Ecuación 3.48 es:

$$\delta_g = 0,0282 \times 8,5 \times 10^{-5} m \times 0,005^{-0,59}$$

$$\delta_g = 5,46 \times 10^{-5} m$$

La fracción de pared cubierta por partículas dada por la Ecuación 3.49 es:

$$f = 1 - \exp \left\{ -25\,000 \times 0,005 \times \left[1 - \frac{2}{\exp(0,5 \times 0,62 \text{ m}) + \exp(-0,5 \times 0,62 \text{ m})} \right] \right\}$$

$$f = 9,97 \times 10^{-1}$$

La densidad del lecho según la Ecuación 3.52 es:

$$\rho_b = (1 - \varepsilon) \times (\rho_s - \rho_f)$$

$$\rho_b = 0,005 \times \left(1\,715 \frac{kg}{m^3} - 0,31 \frac{kg}{m^3} \right)$$

$$\rho_b = 8,88 \frac{kg}{m^3}$$

El coeficiente de transferencia de calor por convección del gas para lechos de altura mayor a 0,5 m, según la Ecuación 3.50 es:

$$h_{gc} = \frac{0,0573 \frac{W}{mK}}{8,5 \times 10^{-5} m} \times 7,46 \times 10^{-4} \times \left(\frac{0,62 m \times 0,31 \frac{kg}{m^3} \times 3,1 \frac{m}{s}}{3,66 \times 10^{-5} Pa.s} \right)^{0,757} \times \left(\frac{8,88 \frac{kg}{m^3}}{1\,715 \frac{kg}{m^3}} \right)^{0,562}$$

$$h_{gc} = 40,49 \frac{W}{m^2 K}$$

Se considera un valor de emisividad para la partícula típico de 0,6 (Grace y Hsiaotato, 2003, p. 528) y para la pared se utiliza un valor de 0,9, tabulado para materiales refractarios (Mills, 1997, p. 868)

La emisividad de la suspensión de acuerdo con la Ecuación 3.53 es:

$$e_{susp} = \sqrt{\frac{1,5 \times 0,6}{(1 - 0,6)} \times \left\{ \frac{1,5 \times 0,6}{(1 - 0,6)} + 2 \right\}} - \frac{1,5 \times 0,6}{(1 - 0,6)}$$

$$e_{susp} = 0,84$$

El coeficiente total de transferencia de calor se resuelve con la función *SOLVER* de Excel para lo cual se requiere introducir las Ecuaciones detalladas a continuación.

El coeficiente de transferencia de calor por radiación (h_{sr}), correspondiente a la fracción de tiempo (1-f) cuando no hay agrupamientos de partículas de acuerdo con la Ecuación 3.54 es:

$$h_{sr} = \frac{5,67 \times 10^{-8} \frac{W}{m^2 K^4} \times (823^4 - T_{pi}^4) K^4}{(823 K - T_{pi}) \times \left(\frac{1}{0,84} + \frac{1}{0,9} - 1 \right)} \quad [AIII.12]$$

El flujo de partículas colaterales según la Ecuación 3.55 es:

$$G_{sh} = 0,0225 \times \ln(8,88) + 0,1093$$

$$G_{sh} = 0,1584 \frac{kg}{m^2 s}$$

El coeficiente de transferencia de calor por radiación para el lecho-emulsión según la Ecuación 3.59 es:

$$h_{be}^{rad} = \frac{2 \times 5,67 \times 10^{-8} \frac{W}{m^2 K^4} \times (823^4 - T_e^4)}{\left(\frac{2}{0,84} - 1\right) \times (823 K - T_e)} \quad [AIII.13]$$

El coeficiente de transferencia de calor por radiación para la emulsión-pared según la Ecuación 3.60 es:

$$h_{ew}^{rad} = \frac{4 \times 5,67 \times 10^{-8} \frac{W}{m^2 K^4} \times (T_e^4 - T_{pi}^4)}{\left(\frac{1}{0,84} + \frac{1}{0,9} - 1\right) \times (T_e - T_{pi})} \quad [AIII.14]$$

Las resistencias requeridas para el cálculo de la temperatura de emulsión son:

$$R_3 = \frac{1}{h_{be}^{rad}}$$

$$R_4 = \frac{1}{0,1584 \frac{kg}{m^2 s} \times 1175,64 \frac{J}{kg K}} = 5,38 \times 10^{-3} \frac{m^2 K}{W}$$

$$R_5 = \frac{1}{0,3156 \times h_{we}^{rad}}$$

$$R_6 = \frac{5,46 \times 10^{-5} m}{0,0573 \frac{W}{m K}} = 9,55 \times 10^{-4} \frac{m^2 K}{W}$$

$$R_{34} = \frac{R_3 \times 5,38 \times 10^{-3} \frac{m^2 K}{W}}{R_3 + 5,38 \times 10^{-3} \frac{m^2 K}{W}} \quad [AIII.15]$$

$$R_{56} = \frac{R_5 \times 9,55 \times 10^{-4} \frac{m^2 K}{W}}{R_5 + 9,55 \times 10^{-4} \frac{m^2 K}{W}} \quad [AIII.16]$$

La temperatura de emulsión dada por la Ecuación 3.56 es:

$$T_e = \frac{823 K \times R_{56} + T_{pi} \times R_{34}}{R_{34} + R_{56}} \quad [\text{AIII.17}]$$

El coeficiente global de transferencia de calor de calor en el lecho es:

$$h_{tot}(\text{lecho}) = \left(40,49 \frac{W}{m^2 K} + h_{sr}\right) \times (1 - 9,97 \times 10^{-1}) \times \frac{9,97 \times 10^{-1}}{\frac{1}{0,1584 \frac{kg}{m^2 s}} \times 1175,64 \frac{J}{kg K} + h_{be}^{rad} + \frac{1}{\frac{0,0573 \frac{W}{m K}}{5,46 \times 10^{-5} m} + h_{be}^{rad}}} \quad [\text{AIII.18}]$$

El calor transferido en el lecho según la Ecuación 3.62 es:

$$Q_{lecho} = h_{tot}(\text{lecho}) \times \pi \times 0,62 m \times 3,28 m \times (823 K - T_{pi}) \quad [\text{AIII.19}]$$

En la transferencia de calor por conducción se debe considerar la parte del material refractario y el aislante:

$$Q_{cond} = \frac{2 \times \pi \times k_{ref} \times L \times (T_{pi} - T_{p*})}{\ln\left(\frac{r_{b*}}{r_{b\ int}}\right)} = \frac{2 \times \pi \times k_{ais} \times L \times (T_{p*} - T_{pe})}{\ln\left(\frac{r_{b\ ext}}{r_{b*}}\right)}$$

En donde:

T_{p*} = Temperatura de pared en la interfase entre el material refractario y el aislante (K)

r_{b*} = Radio del material refractario

Se utiliza un espesor del refractario de 0,05 m, por lo tanto el radio del material refractario es:

$$r_{b*} = r_{b\ int} + 0,05 m$$

$$r_{b*} = 0,31 m + 0,05 m$$

$$r_{b*} = 0,36 m$$

Se considerará un espesor de 0,10 m, para el radio del aislante:

$$\begin{aligned}r_{b \text{ ext}} &= r_{b^*} + 0,10 \text{ m} \\r_{b \text{ ext}} &= 0,36 \text{ m} + 0,10 \text{ m} \\r_{b \text{ ext}} &= 0,46 \text{ m}\end{aligned}$$

De la Tabla 3.5 se toman valores de conductividad térmica para el refractario aluminoso y el ladrillo refractario de 2,31 y 0,87 respectivamente. Con esto, la transferencia de calor por conducción es:

$$Q_{cond} = \frac{2 \times \pi \times 2,31 \frac{W}{mK} \times 3,28 \text{ m} \times (T_{pi} - T_{p^*})}{\ln\left(\frac{0,36 \text{ m}}{0,31 \text{ m}}\right)} \quad [\text{AIII.20}]$$

$$Q_{cond} = \frac{2 \times \pi \times 0,87 \frac{W}{mK} \times 3,28 \text{ m} \times (T_{p^*} - T_{pe})}{\ln\left(\frac{0,46 \text{ m}}{0,36 \text{ m}}\right)} \quad [\text{AIII.21}]$$

El coeficiente de transferencia de calor por convección natural según la Ecuación 3.64 es:

$$h_{conv \text{ ext}} = 1,42 \times \left(\frac{T_{pe} - 293 \text{ K}}{3,28 \text{ m}}\right)^{\frac{1}{4}} \times \left(\frac{0,72 \text{ atm}}{1 \text{ atm}}\right)^{\frac{1}{2}} \quad [\text{AIII.22}]$$

El calor transferido por convección natural dado por la Ecuación 3.69 es:

$$Q_{conv \text{ ext}} = h_{conv \text{ ext}} \times \pi \times 2 \times 0,46 \text{ m} \times 3,28 \text{ m} \times (T_{pe} - 293 \text{ K}) \quad [\text{AIII.23}]$$

Para su resolución se requieren igualar los calores:

$$Q_{lecho} = Q_{cond} = Q_{conv \text{ ext}}$$

En las Tablas AIII.9, AIII.10 y AIII.11, se resumen todas las variables calculadas para las Ecuaciones presentadas.

Tabla AIII.9. Temperaturas calculadas del horno de calcinación

Parámetro	Temperatura (K)
T_{pi}	816,72
T_{p^*}	779,83
T_{pe}	619,11
T_e	818,01

Tabla AIII.10. Coeficientes de transferencia de calor calculados

Parámetro	Coefficiente de transferencia de calor (W/m^2K)
h_{sr}	96,27
$h_{rad(be)}$	182,31
$h_{rad(ew)}$	381,57
$h_{tot\ lecho}$	292,65
$h_{conv\ ext}$	3,80

Tabla AIII.11. Resistencias calculadas

Parámetro	Resistencias (m^2K/W)
R_3	$5,50 \times 10^{-3}$
R_5	$2,63 \times 10^{-3}$
R_{34}	$2,72 \times 10^{-3}$
R_{56}	$7,01 \times 10^{-4}$

h. Diseño del distribuidor de gas

La caída de presión a través de la rejilla es:

$$\Delta P_{grid} = 0,1 \times 275,68 Pa = 27,57 Pa$$

Se utiliza un valor de 2 500 Pa debido a que es el mínimo valor a considerar.

En la Tabla AIII.12 se presenta la densidad del gas a la temperatura de combustión de los gases.

Tabla AIII.12. Densidad del lecho y de los gases de combustión a 1 812,51 K

Parámetro	O ₂	N ₂	CO ₂	H ₂ O	SO ₂	Total
ρ (kg/m ³)	0,1550	0,1356	0,2132	0,0872	0,3100	
Composición (%)	4,01	75,33	11,34	9,28	0,04	100
$x_i C_{p_i}$ (kJ/kgK)	0,0062	0,1022	0,0242	0,0081	0,0001	0,1408

Se asume un valor de 0,65 para el coeficiente de descarga del orificio, posteriormente se realizará su verificación.

La velocidad del gas a través del orificio de la rejilla dada por la Ecuación 3.67 es:

$$u_h = 0,65 \times \sqrt{\frac{2 \times 2\,500 \text{ Pa}}{0,14 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}}$$

$$u_h = 122,50 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

El caudal volumétrico de los gases de combustión de acuerdo con la Ecuación 3.68 es:

$$Q = \frac{m_{g \text{ comb}}}{\rho_{f,h}}$$

$$Q = \frac{25\,348,29 \frac{\text{kg}}{\text{batch}} \times \frac{1 \text{ batch}}{24 \text{ h}} \times \frac{1 \text{ h}}{3\,600 \text{ s}}}{0,14 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$Q = 2,08 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

Con un diámetro de orificio de 0,035 m el número de orificios en la rejilla es:

$$N = \frac{4 \times Q}{\pi \times D_h^2 \times u_h}$$

$$N = \frac{4 \times 2,08 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{\pi \times (0,035 \text{ m})^2 \times 122,50 \frac{\text{m}}{\text{s}}}$$

$$N = 17,68$$

La densidad del número de orificios se obtiene por división del número de orificios en la rejilla para el área transversal del lecho:

$$N_d = \frac{N}{A_t}$$

$$N_d = \frac{17,68}{3,05 \times 10^{-1} m^2}$$

$$N_d = 57,93 \frac{\text{orificios}}{m^2}$$

El paso de los orificios de acuerdo con la Ecuación 3.69 es:

$$L_h = \frac{1}{\sqrt{57,93 \frac{\text{orificios}}{m^2} \times \text{sen}(60)}}$$

$$L_h = 0,14 m$$

Se utiliza un plato perforado de espesor 0,007 m. La relación entre el espesor del plato y el diámetro del orificio es:

$$\frac{t_{grid}}{D_h} = \frac{0,007 m}{0,035 m}$$

$$\frac{t_{grid}}{D_h} = 0,2$$

De la Figura 3.13 se obtiene que $C_{dx}(L_h/D_h)^{0,1}$ es 0,74. El coeficiente de descarga calculado es:

$$C_d = \frac{0,74}{\left(\frac{L_h}{D_h}\right)^{0,1}}$$

$$C_d = \frac{0,74}{\left(\frac{0,14 m}{0,035 m}\right)^{0,1}}$$

$$C_d = 0,64$$

Con lo que el valor supuesto (0,65) es aceptable.

i. Diseño del ciclón

El caudal volumétrico de los gases de combustión es:

$$Q_1 = \frac{m_g \text{ comb}}{\rho_f}$$

$$Q_1 = \frac{25\,348,29 \frac{\text{kg}}{\text{batch}} \times \frac{1 \text{ batch}}{24 \text{ h}} \times \frac{1 \text{ h}}{3\,600 \text{ s}}}{0,31 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$Q_1 = 0,95 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

El área del ducto de entrada de ciclón (A_1), con una velocidad de entrada de los gases de 20 m/s es:

$$A_1 = \frac{Q_1}{u_1}$$

$$A_1 = \frac{0,95 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{20 \frac{\text{m}}{\text{s}}}$$

$$A_1 = 4,73 \times 10^{-2} \text{m}^2$$

El diámetro del ciclón según la Figura 3.14 es:

$$A_1 = (0,5 \times D_{c2}) \times (0,2 \times D_{c2})$$

$$D_{c2} = \sqrt{\frac{A_1}{0,5 \times 0,2}}$$

$$D_{c2} = \sqrt{\frac{4,73 \times 10^{-2} \text{ m}^2}{0,5 \times 0,2}}$$

$$D_{c2} = 0,688 \text{ m}$$

El factor para el escalamiento obtenido a partir de la Ecuación 3.70 es:

$$F_{\text{escalamiento}} = \left[\left(\frac{D_{c2}}{D_{c1}} \right)^3 \times \frac{Q_1}{Q_2} \times \frac{\Delta \rho_1}{\Delta \rho_2} \times \frac{\mu_2}{\mu_1} \right]^{\frac{1}{2}} \quad [\text{AIII.24}]$$

$$F_{escalamiento} = \left[\left(\frac{0,688 \text{ m}}{0,203 \text{ m}} \right)^3 \times \frac{223 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}}{0,95 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \times \frac{3600 \text{ s}}{\text{h}}} \times \frac{2000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{1714,69 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \times \frac{3,66 \times 10^{-5} \text{ Pa.s}}{1,8 \times 10^{-5} \text{ Pa.s}} \right]^{\frac{1}{2}}$$

$$F_{escalamiento} = 2,46$$

En la Tabla AIII.13 se presenta la granulometría de la alúmina producida según los ensayos realizados por Villavicencio, 2016.

Tabla AIII.13. Granulometría de la alúmina obtenida

Diámetro de partícula (um)	Retenido (%)	Diámetro de partícula (um)	Retenido (%)
1,01	0,06	19,9	3,37
1,15	0,19	22,8	3,10
1,32	0,25	26,11	2,97
1,51	0,29	29,91	3,02
1,73	0,35	34,26	3,25
1,98	0,41	39,23	3,67
2,27	0,46	44,94	4,22
2,6	0,50	51,47	4,77
2,98	0,56	58,95	5,18
3,41	0,65	67,52	5,33
3,91	0,81	77,34	5,23
4,47	1,03	88,58	4,76
5,12	1,36	101,46	3,92
5,87	1,79	116,21	2,87
6,72	2,30	133,1	2,11
7,7	2,85	152,45	1,58
8,82	3,36	174,62	1,18
10,1	3,81	200	0,90
11,57	4,14	229,08	0,69
13,25	4,22	262,38	0,55
15,17	4,05	300,52	0,18
17,38	3,73	344,21	0,00

(Villavicencio, 2016, p. 99)

En la Tabla AIII.14 se presentan los cálculos realizados para obtener la eficiencia del ciclón propuesto.

Tabla AIII.14. Eficiencia del ciclón propuesto

d_p (μm)	Retenido (%)	$d_{p \text{ prom}}$ (μm)	$d_{p \text{ prom}}/F_{\text{esc}}$ (μm)	Eficiencia (%)
<2	1,53	1	0,41	5
2-5	5,37	3,5	1,42	30
5-10	14,11	7,5	3,05	75
10-20	19,51	15	6,11	89
20-30	9,09	25	10,18	92
30-40	6,92	35	14,25	94
40-50	8,99	45	18,32	96
50-80	15,74	65	26,46	98
>80	18,74	212	86,29	100

Para el cálculo de la caída de presión se requiere obtener el factor ϕ de la Figura 3.17.

La relación r_t/r_e es:

$$\frac{r_t}{r_e} = \frac{0,69 \text{ m} - \frac{0,14 \text{ m}}{2}}{0,34 \text{ m}}$$

$$\frac{r_t}{r_e} = 1,80$$

La superficie del ciclón expuesta al giro del fluido es:

$$A_s = \pi \times D_{c2} \times (4 \times D_{c2})$$

$$A_s = \pi \times 0,69 \text{ m} \times (4 \times 0,69 \text{ m})$$

$$A_s = 5,95 \text{ m}^2$$

El parámetro ψ es:

$$\psi = 0,005 \times \frac{5,95 \text{ m}^2}{4,73 \times 10^{-2} \text{ m}^2}$$

$$\psi = 0,63$$

De la Figura 3.17 se obtiene que el factor ϕ es 0,92.

La velocidad a la salida del ciclón es:

$$u_2 = \frac{Q_1}{A_2}$$

En donde:

A_2 = Área del ducto de salida

$$u_2 = \frac{Q_1}{\frac{\pi}{4} \times (0,5 \times D_{c2})^2}$$

$$u_2 = \frac{0,95 \frac{m^3}{s}}{\frac{\pi}{4} \times (0,5 \times 0,69 \text{ m})^2}$$

$$u_2 = 10,19 \frac{m}{s}$$

La caída de presión a través del ciclón es:

$$\Delta P_{ciclón} = \frac{0,31 \frac{kg}{m^3}}{203} \times \left\{ \left(\frac{20m}{s} \right)^2 \times [1 + 2 \times 0,92^2 \times (2 \times 1,80 - 1)] + 2 \times \left(10,19 \frac{m}{s} \right)^2 \right\}$$

$$\Delta P_{ciclón} = 3,59 \text{ mbar}$$

j. Dimensionamiento del sistema de recirculación de sólidos

El diámetro de la tubería vertical ubicada debajo del ciclón determinada en la Ecuación 3.73 es:

$$D_s = \sqrt{\frac{4 \times 3,6628 \frac{kg}{s}}{\pi \times (1 - 0,5) \times 1715 \frac{kg}{m^3} \times 0,15 \frac{m}{s}}}$$

$$D_s = 0,19 \text{ m}$$

La longitud del sello de bucle es:

$$L_{loop\ seal} = 2,5 \times 0,19 \text{ m}$$

$$L_{loop\ seal} = 0,48 \text{ m}$$

El ancho del sello de bucle es:

$$B_{loop\ seal} = 1,25 \times 0,19\ m$$

$$B_{loop\ seal} = 0,24\ m$$

Para partículas del grupo A, no se requiere añadir gas para fluidificar en la sección del bucle debido a que cuando fluyen alrededor del lecho no pueden desfluidificarse.

AIII.6 DIMENSIONAMIENTO DEL SISTEMA DE TUBERÍAS

En la Figura AIII.2 se presenta el esquema general de la configuración de una bomba entre dos tanques.

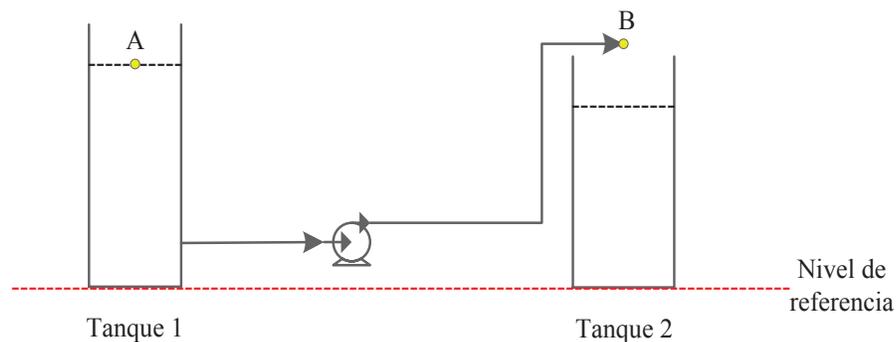


Figura AIII.2. Esquema de la configuración de la bomba entre dos tanques

En el balance de energía consideran los siguientes aspectos:

$P_A = 0$ Superficie del depósito expuesta a la atmósfera

$P_B = 0$ Corriente libre de fluido expuesta a la atmósfera

$u_A = 0$ Se asume que el área superficial del depósito es grande

Con estas consideraciones, la carga total sobre la bomba despejada del balance de energía es:

$$h_A = z_B - z_A + h_f + h_L$$

[AIII.25]

La presión de succión ($P_{succión}$) es:

$$P_{succión} = P_H - (h_f \text{ succión} + h_L \text{ succión}) \times \gamma \quad [\text{AIII.26}]$$

En la Figura AIII.3 se presenta el esquema de un sistema donde no se requieran de bombas y el transporte del líquido esté dado por la diferencia de presión.

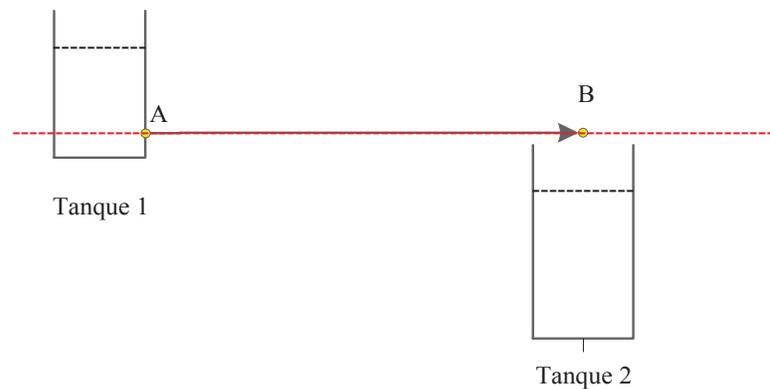


Figura AIII.3. Esquema de transporte de fluido por diferencia de presión

En el balance de energía se consideran los siguientes aspectos:

$$u_A = u_B$$

$$z_A = z_B$$

$$h_A = 0 \text{ No existe bomba en ese tramo.}$$

Con estas consideraciones, la presión en el punto B es:

$$P_B = P_A - (h_f - h_L) \times \gamma \quad [\text{AIII.27}]$$

a. Tramo Tanque de lixiviación – Tanque de neutralización

Este tramo cuenta con una bomba, por lo que se utilizará la Ecuación AIII.25.

En la tubería de succión se utiliza una tubería 3/4 NPS cédula 80 de diámetro interior igual a 18,88 mm.

La velocidad de succión es:

$$u_{succión} = \frac{Q}{\frac{\pi}{4} \times D_{3/4NPS}^2}$$

$$u_{succión} = \frac{16,52 \frac{m^3}{d} \times \frac{1 d}{24 h} \times \frac{1 h}{3\,600 s}}{\frac{\pi}{4} \times \left(18,88 mm * \frac{1 m}{1\,000 mm}\right)^2}$$

$$u_{succión} = 0,68 \frac{m}{s}$$

La velocidad de succión calculada se encuentra dentro del rango establecido de acuerdo con la Tabla 3.7.

En la tubería de descarga se utilizará una tubería 3/8 NPS, cédula 80 de diámetro interior igual a 10,7 mm.

La velocidad de descarga es:

$$u_{descarga} = \frac{Q}{\frac{\pi}{4} \times D_{3/8 NPS}^2}$$

$$u_{descarga} = \frac{16,52 \frac{m^3}{d} \times \frac{1 d}{24 h} \times \frac{1 h}{3\,600 s}}{\frac{\pi}{4} \times \left(10,7 mm \times \frac{1 m}{1\,000 mm}\right)^2}$$

$$u_{descarga} = 2,13 \frac{m}{s}$$

La velocidad de descarga calculada se encuentra dentro del rango establecido de acuerdo con la Tabla 3.7

Para determinar las pérdidas por fricción en la tubería de succión se requiere previamente calcular el número de Reynolds y la rugosidad relativa para obtener el factor de fricción del diagrama de Moody. El número de Reynolds en la tubería de succión es:

$$Re = \frac{0,68 \frac{m}{s} \times 1\,090,02 \frac{kg}{m^3} \times 18,88 mm \times \frac{1 m}{1\,000 mm}}{1,02 \times 10^{-3} Pa \cdot s}$$

$$Re = 1,38 \times 10^4$$

Si se toma un valor de $4,6 \times 10^{-5}$ m de rugosidad absoluta para el acero comercial o soldado, la rugosidad relativa es:

$$\text{Rugosidad relativa} = \frac{18,88 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1\,000 \text{ mm}}}{4,6 \times 10^{-5} \text{ m}}$$

$$\text{Rugosidad relativa} = 410,43$$

Con estos valores, de acuerdo con el diagrama de Moody, presentado en el Anexo IV, el factor de fricción es 0,032. Se considera una longitud de la tubería de succión de 2 m para el cálculo de las pérdidas por fricción.

$$h_{f\ 3/4\ NPS} = f \times \frac{L}{D_{3/4\ NPS}} \times \frac{u_{succión}^2}{2g}$$

$$h_{f\ 3/4\ NPS} = 0,032 \times \frac{2 \text{ m}}{18,88 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1\,000 \text{ mm}}} \times \frac{\left(0,68 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$h_{f\ 3/4\ NPS} = 0,08 \text{ m}$$

Para determinar las pérdidas por fricción en la tubería de descarga se requiere previamente calcular el número de Reynolds y la rugosidad relativa para obtener el factor de fricción del diagrama de Moody. El número de Reynolds en la tubería de descarga es:

$$Re = \frac{2,13 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 1\,090,02 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 10,7 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1\,000 \text{ mm}}}{1,02 \times 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}}$$

$$Re = 2,43 \times 10^4$$

Si se toma un valor $4,6 \times 10^{-5}$ m de rugosidad absoluta para el acero comercial o soldado, la rugosidad relativa es:

$$\text{Rugosidad relativa} = \frac{10,7 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1\,000 \text{ mm}}}{4,6 \times 10^{-5} \text{ m}}$$

$$\text{Rugosidad relativa} = 232,61$$

Con estos valores, de acuerdo con el diagrama de Moody, presentado en el Anexo IV, el factor de fricción es 0,0335. Se considera una longitud de la tubería de descarga de 3 m para el cálculo de las pérdidas por fricción.

$$h_{f \ 3/8 \ NPS} = f \times \frac{L}{D_{3/8 \ NPS}} \times \frac{u_{descarga}^2}{2g}$$

$$h_{f \ 3/8 \ NPS} = 0,0335 \times \frac{3 \ m}{10,7 \ mm \times \frac{1 \ m}{1 \ 000 \ mm}} \times \frac{\left(2,13 \frac{m}{s}\right)^2}{2 \times 9,8 \frac{m}{s^2}}$$

$$h_{f \ 3/8 \ NPS} = 2,17 \ m$$

En la Tabla AIII.15, se presenta el cálculo del coeficiente k en la tubería de succión y descarga así como el número de accesorios considerados en cada tubería.

Tabla AIII.15. Accesorios en las tuberías de succión y descarga en el tramo tanque de lixiviación-tanque de neutralización

	k/f	Accesorios succión	Accesorios descarga	k succión	k descarga
Válvula de bola	300	1	3	9,60	10,05
Válvula check	150		1	4,80	5,03
T estándar	60	1	3	1,92	2,01
Codo estándar	30	2	2	0,96	1,01
Entrada		1		0,50	
Salida			1		1

Las pérdidas debido a válvulas y accesorios en la tubería de succión son:

$$h_{L \ 3/4 \ NPS} = (k_1 + 0 + k_3 + 2 \times k_4 + k_5) \times \frac{u_{succión}^2}{2g}$$

$$h_{L \ 3/4 \ NPS} = (9,60 + 1,92 + 2 \times 0,96 + 0,50) \times \frac{\left(0,68 \frac{m}{s}\right)^2}{2 \times 9,8 \frac{m}{s^2}}$$

$$h_{L \ 3/4 \ NPS} = 0,33 \ m$$

Las pérdidas debido a válvulas y accesorios en la tubería de descarga son:

$$h_{L\ 3/8\ NPS} = (3 \times k_1 + 3 \times k_2 + 2 \times k_3 + 2 \times k_4 + k_5) \times \frac{u_{descarga}^2}{2g}$$

$$h_{L\ 3/8\ NPS} = (3 \times 10,05 + 5,03 + 3 \times 2,01 + 2 \times 1,01 + 1) \times \frac{\left(2,13 \frac{m}{s}\right)^2}{2 \times 9,8 \frac{m}{s^2}}$$

$$h_{L\ 3/8\ NPS} = 10,20\ m$$

La carga total sobre la bomba es:

$$h_A = z_B - z_A + h_{f\ 3/4\ NPS} + h_{f\ 3/8\ NPS} + h_{L\ 3/4\ NPS} + h_{L\ 3/8\ NPS}$$

$$h_A = 1,67\ m - 2,20\ m + 0,08\ m + 2,17\ m + 0,33\ m + 10,20\ m$$

$$h_A = 12,25\ m$$

La potencia de la bomba es:

$$P_{bomba} = 16,52 \frac{m^3}{d} \times \frac{1\ d}{24\ h} \times \frac{1\ h}{3\ 600\ s} \times 1\ 090,02 \frac{kg}{m^3} \times 9,8 \frac{m}{s^2} \times 12,25\ m$$

$$P_{bomba} = 25,01\ W$$

Con una eficiencia del 35 % y un factor de sobredimensionamiento del 10 %, la potencia requerida de la bomba es:

$$P_{bomba\ req} = \frac{25,01\ W \times 1,10}{0,3}$$

$$P_{bomba\ req} = 91,69\ W$$

La presión hidrostática es:

$$P_H = 1\ 090,02 \frac{kg}{m^3} \times 9,8 \frac{m}{s^2} \times 2,20\ m \times \frac{1\ kPa}{1\ 000\ Pa}$$

$$P_H = 23,53\ kPa$$

La presión de succión se calculará de acuerdo con la Ecuación AIII.26 es:

$$P_{succión} = 23,53 \text{ kPa} - (0,08 \text{ m} + 0,33 \text{ m}) \times 1\,090,02 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times \frac{1 \text{ kPa}}{1\,000 \text{ Pa}}$$

$$P_{succión} = 19,13 \text{ kPa} = 2,77 \text{ psi}$$

La presión de descarga se obtiene de:

$$h_A \times \gamma = P_{descarga} - P_{succión}$$

$$P_{descarga} = h_A \times \gamma + P_{succión}$$

$$P_{descarga} = 12,25 \text{ m} \times 1\,090,02 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times \frac{1 \text{ kPa}}{1\,000 \text{ Pa}} + 19,13 \text{ kPa}$$

$$P_{descarga} = 149,94 \text{ kPa} = 21,75 \text{ psi}$$

b. Tramo tanque de neutralización – Tanque de maduración 1

Este tramo cuenta con una bomba, por lo que se considera la Ecuación AIII.25.

En la tubería de succión se utiliza una tubería 3/4 NPS, cédula 40 de diámetro interior igual a 20,96 mm.

La velocidad de succión es:

$$u_{succión} = \frac{Q}{\frac{\pi}{4} * D_{3/4 \text{ NPS}}^2}$$

$$u_{succión} = \frac{18,26 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \times \frac{1 \text{ d}}{24 \text{ h}} \times \frac{1 \text{ h}}{3\,600 \text{ s}}}{\frac{\pi}{4} \times \left(20,96 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1\,000 \text{ mm}}\right)^2}$$

$$u_{succión} = 0,61 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

La velocidad de succión calculada se encuentra dentro del rango establecido de acuerdo con la Tabla 3.7.

En la tubería de descarga se utiliza una tubería 3/8 NPS, cédula 40 de diámetro interior igual a 12,48 mm.

La velocidad de descarga es:

$$u_{descarga} = \frac{Q}{\frac{\pi}{4} \times D_{3/8 NPS}^2}$$

$$u_{descarga} = \frac{18,26 \frac{m^3}{d} \times \frac{1 d}{24 h} \times \frac{1 h}{3\,600 s}}{\frac{\pi}{4} \times \left(12,48 mm \times \frac{1 m}{1\,000 mm}\right)^2}$$

$$u_{descarga} = 1,73 \frac{m}{s}$$

La velocidad de la línea de descarga calculada se encuentra dentro del rango permisible establecido para líneas con presencia de sólidos descrita en la sección 3.8.

Para determinar las pérdidas por fricción en la tubería de succión se requiere previamente calcular el número de Reynolds y la rugosidad relativa para obtener el factor de fricción del diagrama de Moody. El número de Reynolds en la tubería de succión es:

$$Re = \frac{0,61 \frac{m}{s} \times 1\,094,17 \frac{kg}{m^3} \times 20,96 mm \times \frac{1 m}{1\,000 mm}}{1,14 \times 10^{-3} Pa \cdot s}$$

$$Re = 1,24 \times 10^4$$

Si se toma un valor $4,6 \times 10^{-5}$ m de rugosidad absoluta para el acero comercial o soldado, la rugosidad relativa es:

$$Rugosidad\ relativa = \frac{20,96 mm \times \frac{1 m}{1\,000 mm}}{4,6 \times 10^{-5} m}$$

$$Rugosidad\ relativa = 455,65$$

Con estos valores, de acuerdo con el diagrama de Moody presentado en el Anexo IV, el factor de fricción es 0,0325. Se considera una longitud de la tubería de succión de 5 m para el cálculo de las pérdidas por fricción.

$$h_{f \ 3/4 \ NPS} = f \times \frac{L}{D_{3/4 \ NPS}} \times \frac{u_{succión}^2}{2g}$$

$$h_{f \ 3/4 \ NPS} = 0,0325 \times \frac{2 \ m}{20,96 \ mm \times \frac{1 \ m}{1 \ 000 \ mm}} \times \frac{\left(0,61 \ \frac{m}{s}\right)^2}{2 \times 9,8 \ \frac{m}{s^2}}$$

$$h_{f \ 3/4 \ NPS} = 0,06 \ m$$

Para determinar las pérdidas por fricción en la tubería de descarga se requiere previamente calcular el número de Reynolds y la rugosidad relativa para obtener el factor de fricción del diagrama de Moody. El número de Reynolds en la tubería de descarga es:

$$Re = \frac{1,73 \ \frac{m}{s} \times 1 \ 094,17 \ \frac{kg}{m^3} \times 12,48 \ mm \times \frac{1 \ m}{1 \ 000 \ mm}}{1,14 \times 10^{-3} \ Pa \cdot s}$$

$$Re = 2,08 \times 10^4$$

Si se toma un valor $4,6 \times 10^{-5}$ m de rugosidad absoluta para el acero comercial o soldado, la rugosidad relativa es:

$$Rugosidad \ relativa = \frac{12,48 \ mm \times \frac{1 \ m}{1 \ 000 \ mm}}{4,6 \times 10^{-5} \ m}$$

$$Rugosidad \ relativa = 271,30$$

Con estos valores, de acuerdo con el diagrama de Moody presentado en el Anexo IV, el factor de fricción es 0,032. Se considera una longitud de la tubería de descarga de 5 m para el cálculo de las pérdidas por fricción.

$$h_{f \ 3/8 \ NPS} = f \times \frac{L}{D_{3/8 \ NPS}} \times \frac{u_{descarga}^2}{2g}$$

$$h_{f\ 3/8\ NPS} = 0,032 \times \frac{5\ m}{12,48\ mm \times \frac{1\ m}{1\ 000\ mm}} \times \frac{\left(1,73\ \frac{m}{s}\right)^2}{2 \times 9,8\ \frac{m}{s^2}}$$

$$h_{f\ 3/8\ NPS} = 1,95\ m$$

En la Tabla AIII.16 se presenta el cálculo del coeficiente k en la tubería de succión y descarga así como el número de accesorios considerados en cada tubería.

Tabla AIII.16. Accesorios en las tuberías de succión y descarga en el tramo tanque de neutralización-tanque de maduración

	k/f	Accesorios succión	Accesorios descarga	k succión	k descarga
Válvula de bola	300	1	3	9,75	9,60
Válvula check	150		1	4,88	4,80
T estándar	60	1	3	1,95	1,92
Codo estándar	30	2	2	0,98	0,96
Entrada		1		0,50	
Salida			1		1

Las pérdidas debido a válvulas y accesorios en la tubería de succión son:

$$h_{L\ 3/4\ NPS} = (k_1 + 0 + k_3 + 2 \times k_4 + k_5) \times \frac{u_{succión}^2}{2g}$$

$$h_{L\ 3/4\ NPS} = (9,75 + 1,95 + 2 \times 0,98 + 0,50) \times \frac{\left(0,61\ \frac{m}{s}\right)^2}{2 \times 9,8\ \frac{m}{s^2}}$$

$$h_{L\ 3/4\ NPS} = 0,27\ m$$

Las pérdidas debido a válvulas y accesorios en la tubería de descarga son:

$$h_{L\ 3/8\ NPS} = (3 \times k_1 + k_2 + 3 \times k_3 + 2 \times k_4 + k_5) \times \frac{u_{descarga}^2}{2g}$$

$$h_{L\ 3/8\ NPS} = (3 \times 9,60 + 4,80 + 3 \times 1,92 + 2 \times 0,96 + 1) \times \frac{\left(1,73\ \frac{m}{s}\right)^2}{2 \times 9,8\ \frac{m}{s^2}}$$

$$h_{L\ 3/8\ NPS} = 6,44\ m$$

La carga total sobre la bomba es:

$$h_A = z_B - z_A + h_{f\ 3/4\ NPS} + h_{f\ 3/8\ NPS} + h_{L\ 3/4\ NPS} + h_{L\ 3/8\ NPS}$$

$$h_A = 3,29\ m - 1,28\ m + 0,06\ m + 1,95\ m + 0,27\ m + 6,44\ m$$

$$h_A = 10,74\ m$$

La potencia de la bomba es:

$$P_{bomba} = 18,26 \frac{m^3}{d} \times \frac{1\ d}{24\ h} \times \frac{1\ h}{3\ 600\ s} \times 1\ 094,17 \frac{kg}{m^3} \times 9,8 \frac{m}{s^2} \times 10,74\ m$$

$$P_{bomba} = 24,34\ W$$

Con una eficiencia del 35 % y un factor de sobredimensionamiento del 10 %, la potencia requerida de la bomba es:

$$P_{bomba\ req} = \frac{24,34\ W \times 1,10}{0,3}$$

$$P_{bomba\ req} = 89,24\ W$$

La presión hidrostática es:

$$P_H = 1\ 094,17 \frac{kg}{m^3} \times 9,8 \frac{m}{s^2} \times 1,28\ m \times \frac{1\ kPa}{1\ 000\ Pa}$$

$$P_H = 13,71\ kPa$$

La presión de succión se calcula de acuerdo con la Ecuación AIII.26

$$P_{succión} = 13,71\ kPa - (0,06\ m + 0,27\ m) \times 1\ 094,17 \frac{kg}{m^3} \times 9,8 \frac{m}{s^2} \times \frac{1\ kPa}{1\ 000\ Pa}$$

$$P_{succión} = 10,17\ kPa = 1,47\ psi$$

La presión de descarga se obtiene de:

$$h_A \times \gamma = P_{descarga} - P_{succión}$$

$$P_{descarga} = h_A \times \gamma + P_{succión}$$

$$P_{descarga} = 10,74 \text{ m} \times 1094,17 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times \frac{1 \text{ kPa}}{1000 \text{ Pa}} + 10,17 \text{ kPa}$$

$$P_{descarga} = 125,32 \text{ kPa} = 18,18 \text{ psi}$$

c. Tramo tanque de maduración 1-Tanque de maduración 2

Este tramo cuenta con una bomba, por lo que se utiliza la Ecuación AIII.25.

En la tubería de succión se utiliza una tubería 1 NPS, cédula 40 de diámetro interior igual a 26,64 mm.

La velocidad de succión es:

$$u_{succión} = \frac{Q}{\frac{\pi}{4} \times D_{1 \text{ NPS}}^2}$$

$$u_{succión} = \frac{17,56 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \times \frac{1 \text{ d}}{24 \text{ h}} \times \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}}}{\frac{\pi}{4} \times \left(26,64 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1000 \text{ mm}}\right)^2} = 0,36 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

La velocidad de succión calculada se encuentra dentro del rango establecido de acuerdo con la Tabla 3.7

En la tubería de descarga se utiliza una tubería 1/2 NPS, cédula 40 de diámetro interior igual a 15,76 mm.

La velocidad de descarga es:

$$u_{descarga} = \frac{Q}{\frac{\pi}{4} \times D_{1/2 \text{ NPS}}^2}$$

$$u_{descarga} = \frac{17,56 \frac{m^3}{d} \times \frac{1 d}{24 h} \times \frac{1 h}{3600 s}}{\frac{\pi}{4} \times \left(15,76 mm \times \frac{1 m}{1000 mm}\right)^2}$$

$$u_{descarga} = 1,04 \frac{m}{s}$$

La velocidad de la línea de descarga calculada se encuentra dentro del rango establecido para líneas con presencia de sólidos descrita en la sección 3.8

Para determinar las pérdidas por fricción en la tubería de succión se requiere previamente calcular el número de Reynolds y la rugosidad relativa para obtener el factor de fricción del diagrama de Moody. El número de Reynolds en la tubería de succión es:

$$Re = \frac{0,36 \frac{m}{s} \times 1136,38 \frac{kg}{m^3} \times 26,64 mm \times \frac{1 m}{1000 mm}}{2 \times 10^{-3} Pa \cdot s}$$

$$Re = 5,52 \times 10^3$$

Si se toma un valor $4,6 \times 10^{-5}$ m de rugosidad absoluta para el acero comercial o soldado, la rugosidad relativa es:

$$Rugosidad\ relativa = \frac{26,64 mm \times \frac{1 m}{1000 mm}}{4,6 \times 10^{-5} m}$$

$$Rugosidad\ relativa = 579,13$$

Con estos valores, de acuerdo con el diagrama de Moody, presentado en el Anexo IV, el factor de fricción es 0,0385. Se considera una longitud de la tubería de succión de 2 m para el cálculo de las pérdidas por fricción.

$$h_{f\ 1\ NPS} = f \times \frac{L}{D_{1\ NPS}} \times \frac{u_{succión}^2}{2g}$$

$$h_{f\ 1\ NPS} = 0,0385 \times \frac{2 m}{26,64 mm \times \frac{1 m}{1000 mm}} \times \frac{\left(0,36 \frac{m}{s}\right)^2}{2 \times 9,8 \frac{m}{s^2}}$$

$$h_{f\ 1\ NPS} = 0,02\ m$$

Para determinar las pérdidas por fricción en la tubería de descarga se requiere previamente calcular el número de Reynolds y la rugosidad relativa para obtener el factor de fricción del diagrama de Moody. El número de Reynolds en la tubería de descarga es:

$$Re = \frac{1,04 \frac{m}{s} \times 1\ 136,38 \frac{kg}{m^3} \times 15,76\ mm \times \frac{1\ m}{1\ 000\ mm}}{2 \times 10^{-3}\ Pa.s}$$

$$Re = 9,33 \times 10^3$$

Si se toma un valor $4,6 \times 10^{-5}$ m de rugosidad absoluta para el acero comercial o soldado, la rugosidad relativa es:

$$Rugosidad\ relativa = \frac{15,76\ mm \times \frac{1\ m}{1\ 000\ mm}}{4,6 \times 10^{-5}\ m}$$

$$Rugosidad\ relativa = 271,30$$

Con estos valores, de acuerdo con el diagrama de Moody, presentado en el Anexo IV, el factor de fricción es 0,0355. Se considera una longitud de la tubería de descarga de 5 m para el cálculo de las pérdidas por fricción.

$$h_{f\ 1/2\ NPS} = f \times \frac{L}{D_{1/2\ NPS}} \times \frac{u_{descarga}^2}{2g}$$

$$h_{f\ 1/2\ NPS} = 0,0355 \times \frac{5\ m}{15,76\ mm \times \frac{1\ m}{1\ 000\ mm}} \times \frac{\left(1,04 \frac{m}{s}\right)^2}{2 \times 9,8 \frac{m}{s^2}}$$

$$h_{f\ 1/2\ NPS} = 0,62\ m$$

En la Tabla AIII.17 se presenta el cálculo del coeficiente k en la tubería de succión y descarga así como el número de accesorios considerados en cada tubería.

Tabla AIII.17. Accesorios en las tuberías de succión y descarga en el tramo entre tanques de maduración 1 y 2

	k/f	Accesorios succión	Accesorios descarga	k succión	k descarga
Válvula de bola	300	1	3	11,55	10,65
Válvula check	150		1	5,78	5,33
T estándar	60	1	3	2,31	2,13
Codo estándar	30	2	2	1,16	1,07
Entrada		1		0,5	
Salida			1		1

Las pérdidas debido a válvulas y accesorios en la tubería de succión son:

$$h_{L\ 1\ NPS} = (k_1 + 0 + k_3 + 2 \times k_4 + k_5) \times \frac{u_{succión}^2}{2g}$$

$$h_{L\ 1\ NPS} = (11,55 + 2,31 + 2 \times 1,16 + 0,5) \times \frac{\left(0,36 \frac{m}{s}\right)^2}{2 \times 9,8 \frac{m}{s^2}}$$

$$h_{L\ 1\ NPS} = 0,11\ m$$

Las pérdidas debido a válvulas y accesorios en la tubería de descarga son:

$$h_{L\ 1/2\ NPS} = (3 \times k_1 + k_2 + 3 \times k_3 + 2 \times k_4 + k_5) \times \frac{u_{descarga}^2}{2g}$$

$$h_{L\ 1/2\ NPS} = (3 \times 10,65 + 5,33 + 3 \times 2,13 + 2 \times 1,07 + 1) \times \frac{\left(1,04 \frac{m}{s}\right)^2}{2 \times 9,8 \frac{m}{s^2}}$$

$$h_{L\ 1/2\ NPS} = 2,59\ m$$

La carga total sobre la bomba es:

$$h_A = z_B - z_A + h_{f\ 1\ NPS} + h_{f\ 1/2\ NPS} + h_{L\ 1\ NPS} + h_{L\ 1/2\ NPS}$$

$$h_A = 3,29\ m - 2,69\ m + 0,02\ m + 0,62\ m + 0,11\ m + 2,59\ m$$

$$h_A = 3,95\ m$$

La potencia de la bomba es:

$$P_{bomba} = 17,56 \frac{m^3}{d} \times \frac{1 d}{24 h} \times \frac{1 h}{3600 s} \times 1136,38 \frac{kg}{m^3} \times 9,8 \frac{m}{s^2} \times 3,95 m$$

$$P_{bomba} = 8,95 W$$

La presión hidrostática es:

$$P_H = 1136,38 \frac{kg}{m^3} \times 9,8 \frac{m}{s^2} \times 2,69 m \times \frac{1 kPa}{1000 Pa}$$

$$P_H = 29,94 kPa$$

La presión de succión se calculará de acuerdo a la Ecuación AIII.26

$$P_{succión} = 29,94 kPa - (0,02 m + 0,11 m) \times 1136,38 \frac{kg}{m^3} \times 9,8 \frac{m}{s^2} \times \frac{1 kPa}{1000 Pa}$$

$$P_{succión} = 28,46 kPa = 4,13 psi$$

La presión de descarga se obtiene de:

$$h_A \times \gamma = P_{descarga} - P_{succión}$$

$$P_{descarga} = h_A \times \gamma + P_{succión}$$

$$P_{descarga} = 3,95 m \times 1136,38 \frac{kg}{m^3} \times 9,8 \frac{m}{s^2} \times \frac{1 kPa}{1000 Pa} + 28,46 kPa$$

$$P_{descarga} = 72,50 kPa = 10,52 psi$$

El proceso de maduración se realiza en tres tanques ubicados en serie, por lo que para el tramo tanque maduración 2 – 3 se considera este mismo sistema.

d. Tramo tanque de maduración 3 – Filtro rotatorio a vacío

En este tramo el transporte del fluido se lleva a cabo por diferencia de presión, por lo que se utilizará la Ecuación AIII.28

Se utiliza una tubería 1/2 NPS cédula 40 de diámetro interior igual a 15,76 mm.

La velocidad de la tubería es:

$$u = \frac{Q}{\frac{\pi}{4} \times D_{1/2 \text{ NPS}}^2}$$

$$u = \frac{17,56 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \times \frac{1 \text{ d}}{24 \text{ h}} \times \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}}}{\frac{\pi}{4} \times \left(15,76 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1000 \text{ mm}}\right)^2} = 1,04 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Para determinar las pérdidas por fricción en la tubería de succión se requiere previamente calcular el número de Reynolds y la rugosidad relativa para obtener el factor de fricción del diagrama de Moody. El número de Reynolds es:

$$Re = \frac{1,04 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 1136,38 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 15,76 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1000 \text{ mm}}}{2 \times 10^{-3} \text{ Pa} \cdot \text{s}}$$

$$Re = 9,33 \times 10^3$$

Si se toma un valor $4,6 \times 10^{-5}$ m de rugosidad absoluta para el acero comercial o soldado, la rugosidad relativa es:

$$\text{Rugosidad relativa} = \frac{15,76 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1000 \text{ mm}}}{4,6 \times 10^{-5} \text{ m}}$$

$$\text{Rugosidad relativa} = 342,61$$

Con estos valores, de acuerdo con el diagrama de Moody presentado en el Anexo IV, el factor de fricción es 0,0355. Se considera una longitud de la tubería de succión de 3 m para el cálculo de las pérdidas por fricción.

$$h_{f \text{ } 1/2 \text{ NPS}} = f \times \frac{L}{D_{1/2 \text{ NPS}}} \times \frac{u^2}{2g}$$

$$h_{f \text{ } 1/2 \text{ NPS}} = 0,0355 \times \frac{3 \text{ m}}{15,76 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1000 \text{ mm}}} \times \frac{\left(1,04 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$h_{f \text{ } 1/2 \text{ NPS}} = 0,37 \text{ m}$$

En la Tabla AIII.18 se presenta el cálculo del coeficiente k y el número de accesorios considerados en la tubería.

Tabla AIII.18. Accesorios en la tubería en el tramo tanque de maduración 3 - filtro

	k/f	Accesorios descarga	k descarga
Válvula de bola	300	2	10,65
T estándar	60	2	2,13
Codo estándar	30	4	1,07
Entrada		1	0,5
Salida		1	1

Las pérdidas debido a válvulas y accesorios en la tubería son:

$$h_{L\ 1/2\ NPS} = (2 \times k_1 + 2 \times k_2 + 4 \times k_3 + k_4 + k_5) \times \frac{u^2}{2g}$$

$$h_{L\ 1/2\ NPS} = (2 \times 10,65 + 2 \times 2,13 + 4 \times 1,07 + 0,5 + 1) \times \frac{\left(1,04 \frac{m}{s}\right)^2}{2 \times 9,8 \frac{m}{s^2}}$$

$$h_{L\ 1/2\ NPS} = 1,73\ m$$

La presión en el punto A es:

$$P_A = P_{atm} + \rho_{sol\ madurada} \times g \times H_{Tanque\ maduración}$$

$$P_A = 0,72\ atm \times \frac{101325\ Pa}{1\ atm} \times \frac{1\ kPa}{1\ 000\ Pa} + 1\ 136,38 \frac{kg}{m^3} \times 9,8 \frac{m}{s^2} \times 2,69\ m \times \frac{1\ kPa}{1\ 000\ Pa}$$

$$P_A = 102,89\ kPa$$

La presión en el punto B es:

$$P_B = P_A - (h_f - h_L) \times \gamma$$

$$P_B = 102,89\ kPa - (0,37m + 1,73\ m) \times 1\ 136,38 \frac{kg}{m^3} \times 9,8 \frac{m}{s^2} \times \frac{1\ kPa}{1\ 000\ Pa}$$

$$P_B = 79,41\ kPa = 11,52\ psi$$

e. Tramo Tanque de almacenamiento de NaOH – Tanque de lixiviación

Este tramo cuenta con una bomba, por lo que se utiliza la Ecuación AIII.6.

En la tubería de succión se utiliza una tubería 3/4 NPS, cédula 80 de diámetro interior igual a 18,88 mm.

La velocidad de succión es:

$$u_{succión} = \frac{Q}{\frac{\pi}{4} \times D_{3/4 NPS}^2}$$

$$u_{succión} = \frac{16,82 \frac{m^3}{d} \times \frac{1 d}{24 h} \times \frac{1 h}{3\,600 s}}{\frac{\pi}{4} \times \left(18,88 mm \times \frac{1 m}{1\,000 mm}\right)^2}$$

$$u_{succión} = 0,70 \frac{m}{s}$$

La velocidad de succión calculada se encuentra dentro del rango establecido de acuerdo con la Tabla 3.7.

En la tubería de descarga se utiliza una tubería 3/8 NPS, cédula 80 de diámetro interior igual a 10,7 mm.

La velocidad de descarga es:

$$u_{descarga} = \frac{Q}{\frac{\pi}{4} \times D_{3/8 NPS}^2}$$

$$u_{descarga} = \frac{16,82 \frac{m^3}{d} \times \frac{1 d}{24 h} \times \frac{1 h}{3\,600 s}}{\frac{\pi}{4} \times \left(10,7 mm \times \frac{1 m}{1\,000 mm}\right)^2}$$

$$u_{descarga} = 2,17 \frac{m}{s}$$

La velocidad de descarga calculada se encuentra dentro del rango establecido de acuerdo con la Tabla 3.7.

Para determinar las pérdidas por fricción en la tubería de succión se requiere previamente calcular el número de Reynolds y la rugosidad relativa para obtener el factor de fricción del diagrama de Moody. El número de Reynolds en la tubería de succión es:

$$Re = \frac{0,70 \frac{m}{s} \times 1\,042,80 \frac{kg}{m^3} \times 18,88 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1\,000 \text{ mm}}}{1,5 \times 10^{-3} \text{ Pa} \cdot s}$$

$$Re = 9,13 \times 10^3$$

Si se toma un valor 3×10^{-7} m de rugosidad absoluta para tubería de plástico, la rugosidad relativa es:

$$\text{Rugosidad relativa} = \frac{18,88 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1\,000 \text{ mm}}}{3 \times 10^{-7} \text{ m}}$$

$$\text{Rugosidad relativa} = 62\,933,33$$

Con estos valores, de acuerdo con el diagrama de Moody presentado en el Anexo IV, el factor de fricción para tuberías lisas es 0,031. Se considera una longitud de la tubería de succión de 2 m para el cálculo de las pérdidas por fricción.

$$h_{f \text{ } 3/4 \text{ NPS}} = f \times \frac{L}{D_{3/4 \text{ NPS}}} \times \frac{u_{\text{succión}}^2}{2g}$$

$$h_{f \text{ } 3/4 \text{ NPS}} = 0,031 \times \frac{2 \text{ m}}{18,88 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1\,000 \text{ mm}}} \times \frac{\left(0,70 \frac{m}{s}\right)^2}{2 \times 9,8 \frac{m}{s^2}}$$

$$h_{f \text{ } 3/4 \text{ NPS}} = 0,08 \text{ m}$$

Para determinar las pérdidas por fricción en la tubería de descarga se requiere previamente calcular el número de Reynolds y la rugosidad relativa para obtener el factor de fricción del diagrama de Moody. El número de Reynolds en la tubería de descarga es:

$$Re = \frac{2,17 \frac{m}{s} \times 1\,042,80 \frac{kg}{m^3} \times 10,7 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1\,000 \text{ mm}}}{1,5 \times 10^{-3} \text{ Pa} \cdot s}$$

$$Re = 1,61 \times 10^4$$

Si se toma un valor 3×10^{-7} m de rugosidad absoluta para tubería de plástico, la rugosidad relativa es:

$$Rugosidad\ relativa = \frac{10,7\ mm \times \frac{1\ m}{1\ 000\ mm}}{3 \times 10^{-7}\ m}$$

$$Rugosidad\ relativa = 35\ 666,67$$

Con estos valores, de acuerdo con el diagrama de Moody presentado en el Anexo IV, el factor de fricción para tuberías lisas es 0,027. Se considera una longitud de la tubería de descarga de 4 m para el cálculo de las pérdidas por fricción.

$$h_{f\ 3/8\ NPS} = f \times \frac{L}{D_{3/8\ NPS}} \times \frac{u_{descarga}^2}{2g}$$

$$h_{f\ 3/8\ NPS} = 0,027 \times \frac{4\ m}{10,7\ mm \times \frac{1\ m}{1\ 000\ mm}} \times \frac{\left(2,17\ \frac{m}{s}\right)^2}{2 \times 9,8\ \frac{m}{s^2}}$$

$$h_{f\ 3/8\ NPS} = 2,41\ m$$

En la Tabla AIII.19 se presenta el cálculo del coeficiente k en la tubería de succión y descarga así como el número de accesorios considerados en cada tubería.

Tabla AIII.19. Accesorios en las tuberías de succión y descarga en el tramo tanque de almacenamiento de NaOH-tanque de lixiviación

	k/f	Accesorios succión	Accesorios descarga	k succión	k descarga
Válvula de bola	300	1	3	9,30	8,10
Válvula check	150		1	4,65	4,05
T estándar	60	1	3	1,86	1,62
Codo estándar	30	2	2	0,93	0,81
Entrada		1		0,50	
Salida			1		1

Las pérdidas debido a válvulas y accesorios en la tubería de succión son:

$$h_{L\ 3/4\ NPS} = (k_1 + 0 + k_3 + 2 \times k_4 + k_5) \times \frac{u_{succión}^2}{2g}$$

$$h_{L\ 3/4\ NPS} = (9,30 + 1,86 + 2 \times 0,93 + 0,50) \times \frac{\left(0,70 \frac{m}{s}\right)^2}{2 \times 9,8 \frac{m}{s^2}}$$

$$h_{L\ 3/4\ NPS} = 0,33\ m$$

Las pérdidas debido a válvulas y accesorios en la tubería de descarga son:

$$h_{L\ 3/8\ NPS} = (3 \times k_1 + k_2 + 3 \times k_3 + 2 \times k_4 + k_5) \times \frac{u_{descarga}^2}{2g}$$

$$h_{L\ 3/8\ NPS} = (3 \times 8,10 + 4,05 + 3 \times 1,62 + 2 \times 0,81 + 1) \times \frac{\left(2,17 \frac{m}{s}\right)^2}{2 \times 9,8 \frac{m}{s^2}}$$

$$h_{L\ 3/8\ NPS} = 8,57\ m$$

La carga total sobre la bomba es:

$$h_A = z_B - z_A + h_{f\ 3/4\ NPS} + h_{f\ 3/8\ NPS} + h_{L\ 3/4\ NPS} + h_{L\ 3/8\ NPS}$$

$$h_A = 2,71\ m - 1,53\ m + 0,08\ m + 2,41\ m + 0,33\ m + 8,57\ m$$

$$h_A = 12,58\ m$$

La potencia de la bomba es:

$$P_{bomba} = 16,82 \frac{m^3}{d} \times \frac{1\ d}{24\ h} \times \frac{1\ h}{3\ 600\ s} \times 1\ 042,80 \frac{kg}{m^3} \times 9,8 \frac{m}{s^2} \times 12,58\ m$$

$$P_{bomba} = 25,02\ W$$

Con una eficiencia del 35 % y un factor de sobredimensionamiento del 10 %, la potencia requerida de la bomba es:

$$P_{bomba\ req} = \frac{25,02\ W \times 1,10}{0,3}$$

$$P_{bomba\ req} = 91,74\ W$$

La presión hidrostática es:

$$P_H = 1\ 042,80 \frac{kg}{m^3} \times 9,8 \frac{m}{s^2} \times 1,53\ m \times \frac{1\ kPa}{1\ 000\ Pa}$$

$$P_H = 15,63\ kPa$$

La presión de succión se calcula de acuerdo con la Ecuación AIII.26

$$P_{succión} = 15,63\ kPa - (0,08\ m + 0,33\ m) \times 1\ 042,80 \frac{kg}{m^3} \times 9,8 \frac{m}{s^2} \times \frac{1\ kPa}{1\ 000\ Pa}$$

$$P_{succión} = 11,38\ kPa = 1,65\ psi$$

La presión de descarga se obtiene de:

$$h_A \times \gamma = P_{descarga} - P_{succión}$$

$$P_{descarga} = h_A \times \gamma + P_{succión}$$

$$P_{descarga} = 12,58\ m \times 1\ 042,80 \frac{kg}{m^3} \times 9,8 \frac{m}{s^2} \times \frac{1\ kPa}{1\ 000\ Pa} + 11,38\ kPa$$

$$P_{descarga} = 139,89\ kPa = 20,29\ psi$$

f. Tramo Tanque de almacenamiento de HCl – Tanque de neutralización

En este tramo el transporte del fluido se lleva a cabo por diferencia de presión, por lo que se utiliza la Ecuación AIII.27

Se utiliza una tubería 1/4 NPS cédula 40 de diámetro interior igual a 9,22 mm.

La velocidad de la tubería es:

$$u = \frac{Q}{\frac{\pi}{4} \times D_{1/4\ NPS}^2}$$

$$u = \frac{1,89 \frac{m^3}{d} \times \frac{1 d}{24 h} \times \frac{1 h}{3 600 s}}{\frac{\pi}{4} \times \left(9,22 mm \times \frac{1 m}{1 000 mm}\right)^2}$$

$$u = 0,33 \frac{m}{s}$$

Para determinar las pérdidas por fricción en la tubería se requiere previamente calcular el número de Reynolds para obtener el factor de fricción.

El número de Reynolds es:

$$Re = \frac{0,33 \frac{m}{s} \times 1 003,20 \frac{kg}{m^3} \times 9,22 mm \times \frac{1 m}{1 000 mm}}{2 \times 10^{-3} Pa.s}$$

$$Re = 1,52 \times 10^3$$

Debido a que se encuentra en régimen laminar, el factor de fricción es:

$$f = \frac{64}{1,52 \times 10^3}$$

$$f = 0,042$$

Se considera una longitud de la tubería de 3 m para el cálculo de las pérdidas por fricción.

$$h_{f 1/4 NPS} = f \times \frac{L}{D_{1/4 NPS}} \times \frac{u^2}{2g}$$

$$h_{f 1/4 NPS} = 0,042 \times \frac{3 m}{9,22 mm \times \frac{1 m}{1 000 mm}} \times \frac{\left(0,33 \frac{m}{s}\right)^2}{2 \times 9,8 \frac{m}{s^2}}$$

$$h_{f 1/4 NPS} = 0,08 m$$

En la Tabla AIII.20 se presenta el cálculo del coeficiente k y el número de accesorios considerados en la tubería.

Tabla AIII.20. Accesorios en la tubería del tanque de almacenamiento de HCl

	k/f	Accesorios	k
Válvula de bola	300	2	12,60
T estándar	60	2	2,52
Codo estándar	30	4	1,26
Entrada		1	0,5
Salida		1	1

Las pérdidas debido a válvulas y accesorios en la tubería son:

$$h_{L\ 1/4\ NPS} = (2 \times k_1 + 2 \times k_2 + 4 \times k_3 + k_4 + k_5) \times \frac{u^2}{2g}$$

$$h_{L\ 1/4\ NPS} = (2 \times 12,60 + 2 \times 2,52 + 4 \times 1,26 + 0,50 + 1) \times \frac{\left(0,33 \frac{m}{s}\right)^2}{2 \times 9,8 \frac{m}{s^2}}$$

$$h_{L\ 1/4\ NPS} = 0,20\ m$$

La presión en el punto A es:

$$P_A = P_{atm} + \rho_{HCl} \times g \times H_{Tanque\ HCl}$$

$$P_A = 0,72\ atm \times \frac{101325\ Pa}{1\ atm} \times \frac{1\ kPa}{1000\ Pa} + 1\ 003,20 \frac{kg}{m^3} \times 9,8 \frac{m}{s^2} \times 0,73\ m \times \frac{1\ kPa}{1000\ Pa}$$

$$P_A = 80,10\ kPa$$

La presión en el punto B es:

$$P_B = P_A - (h_f - h_L) \times \gamma$$

$$P_B = 80,10\ kPa - (0,08m + 0,20\ m) \times 1\ 003,20 \frac{kg}{m^3} \times 9,8 \frac{m}{s^2} \times \frac{1\ kPa}{1000\ Pa}$$

$$P_B = 77,38\ kPa = 11,22\ psi$$

ANEXO IV

DIAGRAMA DE MOODY

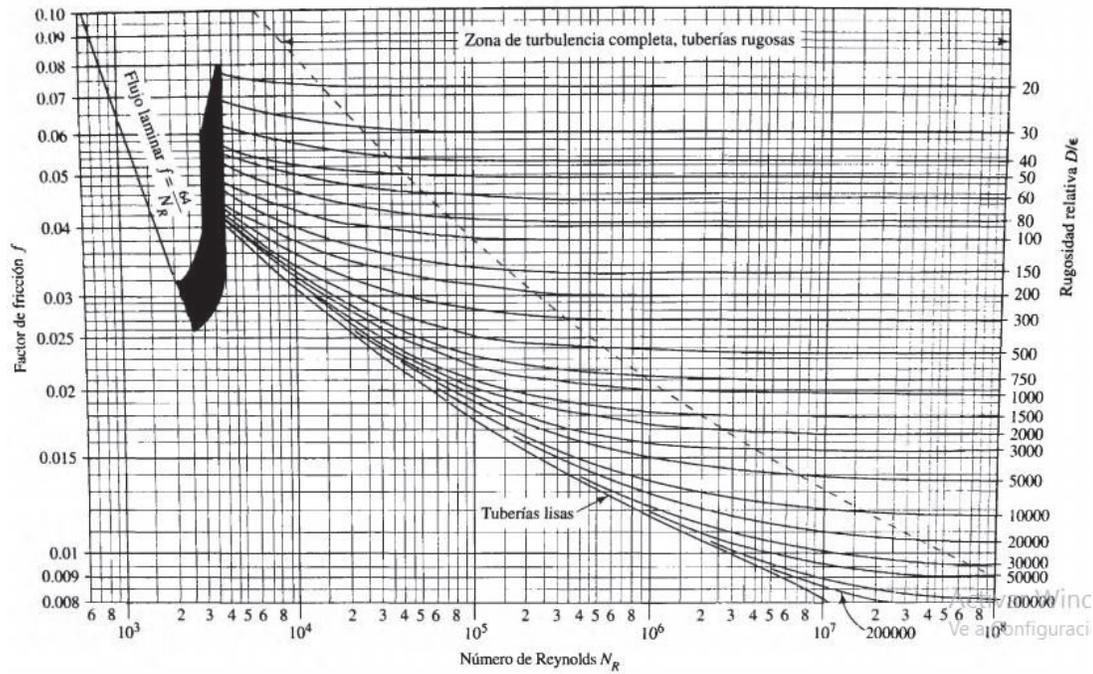


Figura AIV.1. Diagrama de Moody
(Mott, 2006, p. 237)

ANEXO V

EVALUACIÓN ECONÓMICA

a. Amortización del préstamo

En la Tabla AV.1 se presenta los pagos del préstamo requerido para la adquisición de los equipos.

Tabla AV.1. Amortización del préstamo

PRÉSTAMO	500 000				
Tasa de interés (%)	9,54				
PLAZO (años)	5				
	1	2	3	4	5
Pago principal	82 652,34	90 537,37	99 174,64	108 635,90	118 999,76
Pago intereses	47 700,00	39 814,97	31 177,70	21 716,44	11 352,58
TOTAL	130 352,34	130 352,34	130 352,34	130 352,34	130 352,34

El préstamo se realiza para un plazo de cinco años con cuotas de pago fijas al 9,54 % de interés

b. Depreciación de los equipos

En la Tabla AV.2 y AV.3 se presenta la depreciación de los equipos y el valor residual respectivamente para el horno de pirólisis, tanques de proceso y almacenamiento, filtro rotatorio al vacío continuo, secador de lecho fluido, horno de calcinación de lecho fluido circulante, caldero, bombas, sistema de tuberías, etc; para un tiempo de 10 años.

Tabla A.V.3. Valor residual de los equipos

EQUIPOS	Vida útil (años)	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Horno de pirólisis	10	9 504,00	8 448,00	7 392,00	6 336,00	5 280,00	4 224,00	3 168,00	2 112,00	1 056,00	0,00
Tanque de lixiviación	10	8 593,20	7 638,40	6 683,60	5 728,80	4 774,00	3 819,20	2 864,40	1 909,60	954,80	0,00
Tanque de neutralización	10	14 315,40	12 724,80	11 134,20	9 543,60	7 953,00	6 362,40	4 771,80	3 181,20	1 590,60	0,00
Tanque de maduración	10	64 419,30	57 261,60	50 103,90	42 946,20	35 788,50	28 630,80	21 473,10	14 315,40	7 157,70	0,00
Tanque de alm. de HCl	10	157,50	140,00	122,50	105,00	87,50	70,00	52,50	35,00	17,50	0,00
Tanque de alm. de NaOH	10	450,00	400,00	350,00	300,00	250,00	200,00	150,00	100,00	50,00	0,00
Filtro rotatorio	10	9 000,00	8 000,00	7 000,00	6 000,00	5 000,00	4 000,00	3 000,00	2 000,00	1 000,00	0,00
Secador	10	45 000,00	40 000,00	35 000,00	30 000,00	25 000,00	20 000,00	15 000,00	10 000,00	5 000,00	0,00
Horno de lecho fluidizado	10	90 000,00	80 000,00	70 000,00	60 000,00	50 000,00	40 000,00	30 000,00	20 000,00	10 000,00	0,00
Caldero	10	11 385,00	10 120,00	8 855,00	7 590,00	6 325,00	5 060,00	3 795,00	2 530,00	1 265,00	0,00
Bombas	5	10 080,00	7 560,00	5 040,00	2 520,00	0,00	10 080,00	7 560,00	5 040,00	2 520,00	0,00
Blower	5	480,00	360,00	240,00	120,00	0,00	480,00	360,00	240,00	120,00	0,00
Bandas transp.	5	12 000,00	9 000,00	6 000,00	3 000,00	0,00	12 000,00	9 000,00	6 000,00	3 000,00	0,00
Sist. de tuberías	5	7 526,64	5 644,98	3 763,32	1 881,66	0,00	7 526,64	5 644,98	3 763,32	1 881,66	0,00
TOTAL		282 911,04	247 297,78	211 684,52	176 071,26	140 458,00	142 453,04	106 839,78	71 226,52	35 613,26	0,00

ANEXO VI

CATÁLOGOS DE LOS EQUIPOS

Desde la Figura AVI.1 hasta la Figura AVI.9 se presentan los catálogos de los equipos escogidos para el horno de pirólisis, filtro rotatorio al vacío, secador de hidróxido de aluminio, caldero pirotubular, bandas transportadoras, soplador de aire, bomba centrífuga con su respectiva curva de operación y bomba de diafragma.

MODELO	MEDIDAS	SUPERFICIE CÁMARA PRIMARIA	VOLUMEN CÁMARA PRIMARIA	TAMAÑO PUERTA CARGA	DIÁMETRO DE CHIMENEA	ALTURA DE CHIMENEA	LOSA DE APOYO	PESO APROXIMADO
25	ø 1050 mm	0,372 m ²	0,455 m ³	570 x 570 mm	360 mm	4800 mm	1350 x 1350 mm	3400 Kgs
50	ø 1240 mm	0,651 m ²	0,850 m ³	570 x 570 mm	480 mm	4800 mm	1500 x 1500 mm	4500 Kgs
100	ø 1450 mm	1,000 m ²	1,615 m ³	610 x 610 mm	480 mm	4800 mm	1800 x 1800 mm	8500 Kgs
175	ø 1650 mm	1,450 m ²	2,830 m ³	610 x 610 mm	600 mm	4800 mm	2000 x 2000 mm	10500 Kgs
250	ø 2000 mm	2,250 m ²	3,900 m ³	610 x 610 mm	600 mm	4800 mm	2300 x 2300 mm	13500 Kgs
350	ø 2350 mm	2,890 m ²	5,800 m ³	610 x 610 mm	765 mm	4800 mm	2600 x 2600 mm	13500 Kgs
500	ø 2500 mm	4,650 m ²	7,800 m ³	610 x 610 mm	765 mm	4800 mm	3000 x 3000 mm	18500 Kgs

Figura AVI.1. Catálogo del horno de pirólisis

Tipo de filtro	Area filtrante	Diámetro del tambor	Anchura del tambor	Número de celdas	Longitud A	Anchura B	Altura C	Peso en servicio	Consumo energético
TSF	m ²	mm	mm		mm	mm	mm	Tm	Kw
5/1,55 5,2/1,55	0,25	520	155	16	1900	850	1000	0,5	0,5
9,2/2,5 9,2/5,0 9,2/7,5 9,2/10 9,2/15 9,2/20	0,72 1,45 2,15 2,90 4,3 5,8	920	250 500 750 1000 1500 2000	14	2050 2300 2550 2800 3300 3800	2050	1700	2,0 2,3 2,6 2,9 3,5 4,1	1,5
13,1/10 13,1/15 13,1/20 13,1/25 13,1/30	4 6 8 10 12	1310	1000 1500 2000 2500 3000	14	2900 3400 3900 4300 4700	2300	2000	3,5 4,5 5,5 6,5 7,5	3,0
20,9/15 20,9/20 20,9/20 20,9/30	10 13 16 19	2090	1500 2000 2500 3000	16	3500 4000 4500 5000	3700	2800	9,5 10,5 12,5 13,5	4,4
26,2/25 20,9/30 26,2/35 26,2/40	20 25 29 33	2620	2500 3000 3500 4000	20	4900 5400 5900 6400	4100	3500	17 19 21 23	6,0
31,4/30 31,4/35 31,4/40 31,4/45 31,4/50 31,4/55 31,4/60	30 35 40 45 50 55 60	3140	3000 3500 4000 4500 5000 5500 6000	24	5400 5900 6400 6900 7400 7900 8400	4700	4000	24 27 30 33 36 39 42	8,0
36,6/60 36,6/65	69 75	3660	6000 6500	28	8250 9250	5700	4200	56 59	8,0
41,8/75	100	4180	7500	32	9850	6000	5300	68	11,0

Figura AVI.2. Catálogo del filtro rotatorio al vacío continuo

Artículo	GFG60	GFG120	GFG150	GFG200	GFG300
Volumen (l)	200	400	500	650	1000
Capacidad (kg)	60	120	150	200	300
Potencia de ventilador (kw)	7.5	11	15	22	30
Potencia de agitación (kw)	0.55	1.1	1.1	1.1	1.1
Velocidad del ventilador (r/min)	11	11	11	11	11
Consumo de vapor (kg/h)	140	170	240	282	366
Consumo de aire comprimido (m3/h)	0.6	0.6	0.95	0.9	1.2
Presión de aire comprimido (mpa)	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5
Tamaño completo (l x W x h) mm	2750x1160x1420	3150x1415x2963	3200x1520x3100	3300x1750x3200	3400x1850x3350
Peso (kg)	1000	1450	1500	1700	1800

Figura AVI.3. Catálogo del secador de lecho fluidizado

Caldera modelo	RL	50	75	100	200	300	400	500	600	800	1.000	
Producción de vapor	kg/h	50	75	100	200	300	400	500	600	800	1.000	
Potencia térmica útil	BHP	3,8	5,8	7,7	15	23	30	38	46	61	77	
	kW	38	57	76	153	229	305	382	459	607	758	
	Kcal/h x 1.000	33	49	66	132	197	263	329	395	522	652	
	Btu/h x 1.000	131	195	262	524	782	1.044	1.306	1.568	2.072	2.588	
Consumo de combustible *	Gasóleo - Light Oil (8,900 Kcal/lit) (10,35 kW/lit)											
	Its/h	3,6	5,4	7,2	14,3	22	29	36	43	57	72	
	Fuel - Heavy Oil (9,600 Kcal/Kg) (11,16 kW/Kg)											
	Kg/h	3,3	5,0	6,6	13,2	20	27	33	40	53	66	
	Gas natural (9,200 Kcal/Nm ³) (10,7 kW/Nm ³)											
	Nm ³ /h	3,4	5,1	6,8	13,5	20,3	27	34	40	54	67	
Consumo de combustible *	Propano - LPG (11,900 Kcal/Kg) (13,84 kW/Kg)											
	Kg/h	2,7	4,0	5,3	10,6	16	21	27	32	43	53	
Peso en transporte	caldera de 8 bar	Tm	0,6	0,7	0,8	1,0	1,2	1,4	1,6	1,8	2,2	2,4
Sobrepresión hogar	mbar		1,5	1,5	1,5	1,5	2,5	3,0	3,5	4,0	5,0	6,0
	kPa		0,15	0,15	0,15	0,15	0,25	0,30	0,35	0,40	0,50	0,60
DIMENSIONES	A	mm.	1.100	1.100	1.100	1.500	1.500	1.500	1.500	1.500	1.700	1.700
	B **		1.400	1.600	1.850	1.800	2.300	2.400	2.800	3.000	3.100	3.500
	C	mm.	1.250	1.100	1.100	1.400	1.400	1.500	1.500	1.500	1.700	1.700
	D**	mm.	400	400	400	400	500	500	600	600	900	900
	E	mm.	1.050	1.200	1.450	1.400	1.800	1.900	2.200	2.400	2.200	2.600
	F	mm.	915	915	915	1.075	1.075	1.250	1.250	1.250	1.550	1.550
	G	mm.	100	100	100	150	150	200	200	200	250	250
	H (desentubado)	mm.	400	600	800	800	1.100	1.100	1.400	1.600	1.400	1.800
Salida vapor	V para P =	8 bar	1/2"	1/2"	3/4"	DN 25	DN 25	DN 25	DN 32	DN 32	DN 40	DN 40
		10 bar	1/2"	1/2"	3/4"	DN 25	DN 25	DN 25	DN 25	DN 32	DN 32	DN 40
		12 bar	1/2"	1/2"	3/4"	DN 25	DN 25	DN 25	DN 25	DN 32	DN 32	DN 32
		14 bar				DN 20	DN 20	DN 25	DN 25	DN 25	DN 32	DN 32
		16 bar						DN 20	DN 25	DN 25	DN 25	DN 32

* Producción nominal de vapor a 8 bar y agua de alimentación a 103 °C

** Variable según marca quemador y combustible

El fabricante se reserva la facultad de introducir modificaciones sin previo aviso

Activar \
Ve a Config

Figura AVI.4. Catálogo del caldero pirrotubular

Tipo de banda	Cobertura superior					Cobertura inferior					Características especiales	
	Material	Dureza °ShA	Color	Espesor mm	Acabado	Material	Dureza °ShA	Color	Espesor mm	Acabado		
Aster	A12 G2F	PVC	55	Verde 00	4,00	Grabado G2			Crudo		Tejido	☉
	A12 G2K	PVC	65	Verde 00	3,70	Grabado G2	PVC	90	Verde 00	0,70	Grabado K	☉
	A13 QF	PVC	45	Verde 00	1,70	Grabado Q			Crudo		Tejido	☉
	A15 G2F	PVC	55	Negro 02	4,00	Grabado G2	LFR		Gris 00	0,10	Impregn.	☉ S
	A15 QF	PVC	55	Negro 02	1,70	Grabado Q	LFR		Gris 00	0,10	Impregn.	☉ S
	A15 W1F	PVC	65	Negro 02	6,00	Grabado W1	LFR		Gris 00	0,10	Impregn.	☉ S
	A20 AF	PVC	75	Verde 00	1,20	Grabado A			Crudo		Tejido	☉ ▼ □
	A20 G2F	PVC	55	Verde 00	4,00	Grabado G2			Crudo		Tejido	☉ S
	A22 AF-SKI	PVC	75	Verde 00	1,40	Grabado A	PVC duro		Verde 00	0,10	Impregn.	☉ ▼ □
	A24 QF	PVC	45	Rojo 01	4,50	Grabado Q			Crudo		Tejido	☉
A33 QF	PVC	45	Verde 00	3,40	Grabado Q			Crudo		Tejido	☉	

Temperatura en continuo (puntual) del producto transportado °C	Tejidos		Espesor banda mm	Peso banda kg/m ²	a 20°C		Carga de rotura N/mm	Carga de trabajo al 1% alargam. N/mm	Carga de trabajo al 1,5% alargam. N/mm	Ancho máx. de fabric. mm	Tipo de banda
	Nº de telas	Trama			A	B					
-5 (-15) +80 (100)	2	Rígida	5,50	4,20	45	70	120	8	12	2000	A12 G2F
-5 (-15) +80 (100)	2	Rígida	6,30	5,25	70	90	120	10	15	2000	A12 G2K
-5 (-15) +80 (100)	2	Rígida	3,20	3,50	45	70	120	9	13	2-3000	A13 QF
-10 (-15) +80 (100)	2	Rígida	5,50	4,20	45	70	160	15	22	2000	A15 G2F
-10 (-15) +80 (100)	2	Rígida	3,20	3,50	50	60	160	15	22	2-3000	A15 QF
-10 (-15) +80 (100)	2	Rígida	8,75	4,80	80	100	150	10	16	1250	A15 W1F
-5 (-15) +80 (100)	2	Rígida	2,90	3,20	55	80	200	14	20	3000	A20 AF
-5 (-15) +80 (100)	2	Rígida	5,80	4,60	55	90	160	16	22	2000	A20 G2F
-15 (-25) +80 (100)	3	Rígida	4,40	5,00	100	120	275	22	30	3000	A22 AF-SKI
-5 (-15) +80 (100)	2	Rígida	6,40	6,90	50	80	160	14	22	2000	A24 QF
-5 (-15) +80 (100)	3	Rígida	6,40	7,00	150	200	300	20	28	2000	A33 QF

Figura AVI.5. Catálogo de la banda transportadora

Datos técnicos SILENCE			
Tipo de construcción: radial			
Frecuencia	Hz	50	60
Caudal de aire (20 °C)	l/min	4700	6000
Presión estática	kPa	1.0	1.4
Máxima temperatura ambiente	°C	75	75
Máxima temp. de entrada de aire	°C	200	200
Nivel de emisión de ruido	dB(A)	61	61
Tipo de protección (IEC 60529)		IP 54	IP 54
Abertura de aspiración (ext.)	mm	∅ 80	∅ 80
Abertura de soplado (ext.)	mm	∅ 60	∅ 60
Peso	kg	9.0	9.0
Marca de conformidad		CE (ErP n/a)	CE (ErP n/a)
Clase de protección I		⊕	⊕
Se puede accionar con FC (página 57), 20 – 80 Hz			

Figura AVI.6. Catálogo del soplador de aire

Flow Rates: Range to 40 gpm; maximum head 50 feet.

Motor: 115/230V, 50/60 Hz 1/3 hp, open, drip-proof, capacitor start, continuous duty rated, thermally protected.

Fluid Temperature: To 220°F (104°C).

Materials in Contact with Solution

- **Body** – Noryl®; Suction I.D. – 15/16"; Discharge I.D. – 13/16"
- **Impellers** – Noryl®
- **Seal** – Carbon and Ceramic faces with Neoprene® and Nitrile elastomers

Model Specifications

Model Number	Series	Volts	Hz	Amps	Typical Curve 50 Hz / 60 Hz	Approx. Wt
12895-002	120	115/230	50/60	6.8/3.4	B / A	14.7 lbs

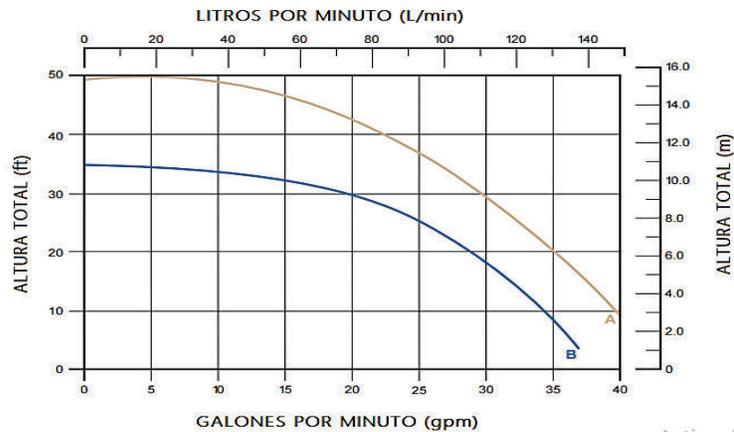


Figura AVI.8. Catálogo de la bomba centrífuga

Bombas de plástico Husky 205	Acetal	Polipropileno	PVDF
Presión máxima de funcionamiento	7 bar (0,7 MPa, 100 psi)	7 bar (0,7 MPa, 100 psi)	7 bar (0,7 MPa, 100 psi)
Suministro de caudal máximo*	18,9 l/min (5,0 gpm)	18,9 l/min (5,0 gpm)	18,9 l/min (5,0 gpm)
Máxima velocidad de la bomba	250 cpm	250 cpm	250 cpm
Desplazamiento por ciclo**	0,045 litros (0,012 galones)	0,045 litros (0,012 galones)	0,045 litros (0,012 galones)
Elevación máxima de aspiración (D12096)	3 m (10 ft) seco	3 m (10 ft) seco	3 m (10 ft) seco
Tamaño máximo de sólidos bombeables	1,5 mm (0,06")	1,5 mm (0,06")	1,5 mm (0,06")
Temperatura máxima de funcionamiento***	82 °C (180 °F)	82 °C (180 °F)	82 °C (180 °F)
Temperatura máxima de funcionamiento del diafragma***			
PTFE	104,4 °C (220 °F)	104,4 °C (220 °F)	104,4 °C (220 °F)
Santopreno	82,2 °C (180 °F)	82,2 °C (180 °F)	82,2 °C (180 °F)
Nivel típico de sonido a 4,9 bar (0,49 MPa - 70 psi) aire a 125 cpm	70 dBa	70 dBa	70 dBa
Consumo máximo de aire	0,252 m³/min (9,0 scfm)	0,252 m³/min (9,0 scfm)	0,252 m³/min (9,0 scfm)
Gama de presiones de funcionamiento de aire	De 1,4 a 7 bar (de 0,14 a 0,7 MPa, de 20 a 100 psi)	De 1,4 a 7 bar (de 0,14 a 0,7 MPa, de 20 a 100 psi)	De 1,4 a 7 bar (de 0,14 a 0,7 MPa, de 20 a 100 psi)
Tamaño de la entrada de aire	1/4 npt (f)	1/4 npt (f)	1/4 npt (f)
Tamaño del orificio de escape del aire	1/4 npt (f)	1/4 npt (f)	1/4 npt (f)
Tamaño de la entrada y salida de fluido****	1/4 npt (f)	1/4 npt (f)	1/4 npt (f)
Peso	1,1 kg (2,5 lb)	0,9 kg (2,0 lb)	1,3 kg (2,8 lb)
Piezas en contacto con el fluido (además de los materiales de la bola, el asiento y el diafragma, que pueden variar según la bomba)	Acetal con fibras de acero inoxidable, PTFE, Acetal, Santopreno	Polipropileno reforzado con fibra de vidrio, Santopreno, PTFE, polipropileno	PVDF, PTFE, Santopreno
Manual de instrucciones	308652	308652	308652

** El volumen desplazado por ciclo puede variar en función de las condiciones de aspiración, del cabezal de descarga, de la presión de aire y del tipo de fluido.
 *** El rendimiento real de la bomba puede verse afectado por la utilización prolongada a alta temperatura.
 **** Las roscas permiten la conexión a piezas de 1/4 npt o de 1/4 bspt.

Figura AVI.8 Catálogo de la bomba de diafragma