

ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL

FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y AGROINDUSTRIA

DISEÑO DE UNA PLANTA DE TRATAMIENTO DE EFLUENTES PROVENIENTES DE UNA INDUSTRIA LÁCTEA MEDIANTE PROCESOS DE ELECTROCOAGULACIÓN Y FILTRACIÓN

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

**GRACE ALEXANDRA PEÑAFIEL RIOFRÍO
(gapret@hotmail.com)**

**DIRECTOR: ING. LUIS ALBERTO SINCHE BARAHONA, MSc.
(luis.sinche@epn.edu.ec)**

**CODIRECTOR: ING. OMAR FERNANDO BONILLA HIDALGO, MSc.
(omar.bonilla@epn.edu.ec)**

Quito, Marzo 2018

© Escuela Politécnica Nacional (2018)
Reservados todos los derechos de reproducción

DECLARACIÓN

Yo, Grace Alexandra Peñafiel Riofrío, 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.

Grace Alexandra Peñafiel Riofrío

CERTIFICACIÓN

Certifico que el presente trabajo fue desarrollado por Grace Alexandra Peñafiel Riofrío, bajo mi supervisión.

Ing. Luis Sinche Barahona
DIRECTOR DE PROYECTO

Ing. Omar Bonilla Hidalgo
CODIRECTOR DE PROYECTO

AGRADECIMIENTOS

DEDICATORIA

ÍNDICE DE CONTENIDO

	PÁGINA
RESUMEN	X
1 JUSTIFICACIÓN	1
2 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO	7
2.1 Localización de la planta	7
2.1.1 Macrolocalización	7
2.1.2 Microlocalización	8
2.2 Sistema de tratamiento de los efluentes de la industria láctea	9
2.2.1 Pretratamiento del efluente	9
2.2.2 Electrocoagulación	10
2.2.3 Filtración	12
2.3 Tratamiento de lodos	12
3 CRITERIOS DE DISEÑO O EVALUACIÓN	14
3.1 Diseño y dimensionamiento de equipos principales	14
3.1.1 Sistema de desbaste	15
3.1.2 Diseño del tanque de homogeneización	18
3.1.3 Diseño de la celda de electrocoagulación	20
3.1.4 Diseño del filtro de arena y grava	21
3.1.5 Diseño del lecho de secado	24
3.2 Dimensionamiento de equipos secundarios para el funcionamiento de la planta.	25
3.2.1 Tuberías	25
3.2.2 Bombas	27
3.2.3 Válvulas	29
4 DISEÑO DE LA PLANTA	31
4.1 Diagramas de bloques BFD y diagrama de flujo PFD	31
4.1.1 Diagrama de bloques BFD	31
4.1.2 Diagrama de flujo PFD	32
4.2 Balance de masa	37
4.3 Planificación de la producción	38
4.4 Balance de energía	40

4.5	Disposición en planta (Layout) y planos de elevación (vistas)	40
4.5.1	Disposición en planta (Layout)	40
4.5.2	Planos de elevación	42
4.6	Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) y control	48
4.7	Dimensionamiento y especificaciones de los equipos propuestos	54
4.7.1	Dimensionamiento de los equipos propuestos	54
4.7.2	Especificaciones de los equipos propuestos	55
5	EVALUACIÓN ECONÓMICA	69
5.1	Inversión inicial y capital de operación	69
5.1.1	Inversión inicial	69
5.1.2	Capital de operación	70
5.2	Costo del tratamiento	70
6	CONCLUSIONES	72
7	REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	73
	ANEXOS	85

ÍNDICE DE TABLAS

		PÁGINA
Tabla 1.1.	Límites máximos permisibles para descarga de efluentes de una industria láctea al sistema de alcantarillado	5
Tabla 3.1.	Criterios de diseño para el dimensionamiento de las cribas	16
Tabla 3.2.	Criterios de diseño para filtros lentos de arena	22
Tabla 3.3.	Tiempo de digestión de lodos en función de la temperatura	24
Tabla 3.4.	Rangos de velocidades para bombas centrífugas	28
Tabla 3.5.	Constante para pérdidas de carga de acuerdo al tipo de accesorio	28
Tabla 4.1.	Caracterización del efluente de una industria láctea	31
Tabla 4.2.	Balance de masa de la planta de tratamiento de efluentes de una industria láctea	37
Tabla 4.3.	Balance de energía de la planta de tratamiento de efluentes de una industria láctea	40
Tabla 4.4.	Dimensiones de los equipos propuestos para la planta de tratamiento de efluentes	54
Tabla 4.5.	Hoja de especificaciones del tanque de recepción	56
Tabla 4.6.	Hoja de especificaciones de la criba	57
Tabla 4.7.	Hoja de especificaciones de los tanques de bombeo	58
Tabla 4.8.	Hoja de especificaciones del tamiz estático	59
Tabla 4.9.	Hoja de especificaciones del tanque de homogeneización	60
Tabla 4.10.	Hoja de especificaciones del dosificador	61
Tabla 4.11.	Hoja de especificaciones del compresor	62
Tabla 4.12.	Hoja de especificaciones de los difusores de aire	63
Tabla 4.13.	Hoja de especificaciones de las celdas de electrocoagulación	64

Tabla 4.14.	Hoja de especificaciones de la fuente de alimentación de corriente continua	65
Tabla 4.15.	Hoja de especificaciones de los filtros de arena	66
Tabla 4.16.	Hoja de especificaciones del lecho de secado	67
Tabla 4.17.	Hoja de especificaciones de las bombas centrífugas	68
Tabla 5.1.	Costos asociados a la inversión inicial	69
Tabla 5.2.	Costos asociados a la operación de la planta de tratamiento de efluentes de una industria láctea	70
Tabla 5.3.	Costos de inversión y tratamiento de efluentes lácteos de dos distintas tecnologías	70
Tabla AII.1.	Requerimiento energético de las bombas utilizadas en la planta de tratamiento de efluentes	103
Tabla AIII.1.	Caudal y volumen acumulado a lo largo de una jornada productiva	112
Tabla AIII.2.	Dimensionamiento de los filtros de arena	125
Tabla AIII.3.	Accesorios utilizados en la tubería que transporta el efluente desde el tanque de homogeneización hacia las celdas de electrocoagulación	132
Tabla AIII.4.	Especificaciones de las bombas en la planta de tratamiento de efluentes lácteos	136
Tabla AIII.5.	Especificaciones de las tuberías en la planta de tratamiento de efluentes lácteos	136
Tabla AIII.6.	Especificaciones de las válvulas en la planta de tratamiento de efluentes lácteos	138
Tabla AIV.1.	Costos asociados al sistema de desbaste	140
Tabla AIV.2.	Costos asociados a los tanques de recepción, bombeo y homogeneización	140
Tabla AIV.3.	Costos de adquisición e implementación de equipos principales y secundarios de la planta de tratamiento de efluentes lácteos	141
Tabla AIV.4.	Costos de los difusores para el sistema de agitación y mezcla	142

Tabla AIV.5.	Costos de tuberías y accesorios que conforman la planta de tratamiento de efluentes lácteos	142
Tabla AIV.6.	Costos asociados a los electrodos empleados en el sistema de electrocoagulación	143
Tabla AIV.7.	Costos asociados a soluciones de ácido clorhídrico al 20 %	144
Tabla AIV.8.	Costos asociados al consumo energético de los equipos en la planta de tratamiento de efluentes	144
Tabla AIV.9.	Costos asociados al requerimiento de agua potable	144
Tabla AIV.10.	Costos asociados a la mano de obra requerida	145

ÍNDICE DE FIGURAS

		PÁGINA
Figura 1.1.	Producción de leche en el Ecuador a) por regiones y b) por provincias	1
Figura 1.2.	Composición del PIB de la industria de alimentos	2
Figura 1.3.	Destino de la leche cruda en la industria	2
Figura 1.4.	Uso de agua en industria láctea	3
Figura 1.5.	Tratamiento convencional de efluentes de una industria láctea	4
Figura 2.1.	Macrolocalización de la planta de tratamiento de efluentes provenientes de una industria láctea	7
Figura 2.2.	Microlocalización de la planta de tratamiento de efluentes provenientes de una industria láctea	8
Figura 2.3.	Esquema del sistema de tratamiento propuesto para efluentes de una industria láctea	9
Figura 2.4.	Esquema del proceso de electrocoagulación	11
Figura 3.1.	Diagrama de Moody	27
Figura 4.1.	Diagrama de bloques de la planta de tratamiento de efluentes lácteos	32
Figura 4.2.	PFD de la planta de tratamiento de efluentes provenientes de una industria láctea mediante procesos de electrocoagulación y filtración – 1	33
Figura 4.3.	PFD de la planta de tratamiento de efluentes provenientes de una industria láctea mediante procesos de electrocoagulación y filtración – 2	34
Figura 4.4.	PFD de la planta de tratamiento de efluentes provenientes de una industria láctea mediante procesos de electrocoagulación y filtración – 3	35
Figura 4.5.	PFD de la planta de tratamiento de efluentes provenientes de una industria láctea mediante procesos de electrocoagulación y filtración – 4	36

Figura 4.6.	<i>Layout</i> de la planta de tratamiento de efluentes provenientes de una industria láctea mediante procesos de electrocoagulación y filtración	41
Figura 4.7.	Tanque de homogeneización	43
Figura 4.8.	Criba	44
Figura 4.9.	Celda de electrocoagulación	45
Figura 4.10.	Lecho de secado	46
Figura 4.11.	Filtro de arena	47
Figura 4.12.	P&ID de la planta de tratamiento de efluentes provenientes de una industria láctea mediante procesos de electrocoagulación y filtración – 1	49
Figura 4.13.	P&ID de la planta de tratamiento de efluentes provenientes de una industria láctea mediante procesos de electrocoagulación y filtración – 2	50
Figura 4.14.	P&ID de la planta de tratamiento de efluentes provenientes de una industria láctea mediante procesos de electrocoagulación y filtración – 3	51
Figura 4.15.	P&ID de la planta de tratamiento de efluentes provenientes de una industria láctea mediante procesos de electrocoagulación y filtración – 4	52
Figura 4.16.	P&ID de la planta de tratamiento de efluentes provenientes de una industria láctea mediante procesos de electrocoagulación y filtración – 5	53
Figura AI.1.	Diagrama de bloques utilizado para el balance de masa	86
Figura AI.2.	Operación unitaria de desbaste	93
Figura AI.3.	Operación unitaria de homogeneización	93
Figura AI.4.	Operación unitaria de electrocoagulación	94
Figura AI.5.	Operación unitaria de secado	96
Figura AI.6.	Operación unitaria de filtración	97
Figura AIII.1.	Perímetro y área hidráulica para un canal rectangular	104

Figura AIII.2.	Volumen acumulado en función del tiempo para el tanque de homogeneización	113
Figura AIII.3.	Curva característica de una bomba centrífuga de tratamiento de efluentes	135

ÍNDICE DE ANEXOS

	PÁGINA
ANEXO I	
Balance de masa	86
ANEXO II	
Balance de energía	100
ANEXO III	
Dimensionamiento de los equipos	104
ANEXO IV	
Evaluación económica de la planta de tratamiento de efluentes	140

RESUMEN

El presente proyecto tiene como objetivo el diseño de una planta de tratamiento de efluentes provenientes de una industria láctea mediante procesos de electrocoagulación y filtración. Para esto, la industria láctea tomada como referencia ubicada en Lasso, provincia de Cotopaxi, proporcionó datos de la caracterización de sus efluentes, a partir de los cuales se realizó el diseño de la planta.

La planta está diseñada para tratar $250 \text{ m}^3/\text{día}$ de efluentes y comprende una etapa de pretratamiento, la electrocoagulación y filtración.

El pretratamiento del efluente consiste en una caja de llegada, canales de aproximación, un sistema de desbaste comprendido por dos cribas que trabajan en paralelo con el objetivo de remover material grueso y un tamiz estático para la eliminación de finos con una abertura de malla $0,75 \text{ mm}$. Esto permitirá remover material que pueda afectar a los siguientes procesos, en especial a los sistemas de bombeo de la planta.

Los efluentes son acondicionados en un tanque de homogeneización de $63,6 \text{ m}^3$, el mismo que está provisto de aireación mediante un compresor a razón de $80,38 \text{ kg/h}$ de aire. El valor de pH se regula a $4,5$ mediante la adición de una solución de HCl 1N mediante un dosificador automático, y posteriormente ingresan en el sistema de electrocoagulación compuesto por cuatro celdas electrolíticas provistas de electrodos de aluminio de un volumen de $4,04 \text{ m}^3$ cada una.

Se dispone de cinco filtros de arena sílice para reducir la concentración de sólidos, de los cuales se mantienen operativos cuatro, mientras que el quinto se encuentra en mantenimiento. Para el lavado de filtros, mismo que se realiza una vez al día, se dispone de un tanque de $3,14 \text{ m}^3$ para almacenamiento de agua y luego del lavado el agua descargada se traslada al lecho de secado de lodos.

Luego de esto, los efluentes son descargados al alcantarillado y cumplen con los límites máximos permisibles para este tipo de efluentes, los cuales se encuentran regulados mediante el Texto Unificado de Legislación Secundaria del Medio Ambiente (TULSMA).

Los residuos generados por la planta de tratamiento son lodos provenientes principalmente del tratamiento de electrocoagulación, para lo cual se diseñó un lecho de secado con un área de 34,6 m², donde los lodos son deshidratados previa su disposición final.

En cuanto al control de la planta, se dispone de medidores de nivel en los tanques, el sistema de dosificación de ácido clorhídrico al tanque de homogeneización y una válvula de control de alimentación a las celdas de electrocoagulación que se cierra si hubiera alguna necesidad, principalmente por fallos eléctricos.

Se realizó una evaluación económica del proyecto, obteniéndose como costo de inversión un valor de 56 296,7 USD y el costo por metro cúbico de efluente tratado es de 0,90 USD.

1 JUSTIFICACIÓN

La producción lechera en el Ecuador se inició desde los años 1950, siendo la región sierra del país, gracias a sus condiciones medioambientales, la que ha concentrado la mayor parte de dicha producción con un 74 %, además de su comercialización, con la implantación de industrias lácteas en varias zonas como Carchi, Imbabura, Pichincha, entre otros (Centro de la Industria Láctea del Ecuador, 2015, pp. 43, 51).

La provincia de Pichincha es la mayor productora de leche, con un 22 %, del total de producción nacional y la provincia de Cotopaxi ocupa el sexto lugar entre las provincias productoras de leche (Plan V, 2016). En la Figura 1.1 se observan los porcentajes de producción de leche en el Ecuador tanto por regiones como por provincias.

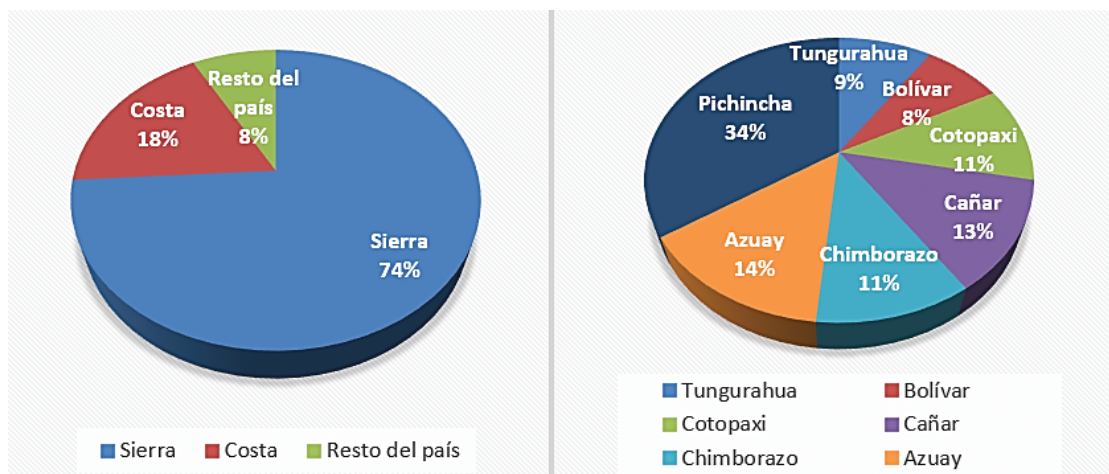


Figura 1.1. Producción de leche en el Ecuador a) por regiones y b) por provincias (Plan V, 2016)

El sector lácteo es uno de los más importantes dentro de las industrias de producción de alimentos, con una gran incidencia en el desarrollo económico y social del país, representando un aporte al producto interno bruto del país (PIB) con un 9 % dentro de las industrias de alimentos y cuyas ventas fueron 782,4 millones USD en el año 2016 (Centro de la Industria Láctea del Ecuador, 2015, pp. 141-142; Ekos, 2017; Ramírez, S., 2017).

En la Figura 1.2 se presentan los porcentajes de aporte al PIB de los diferentes sectores de la industria de alimentos.

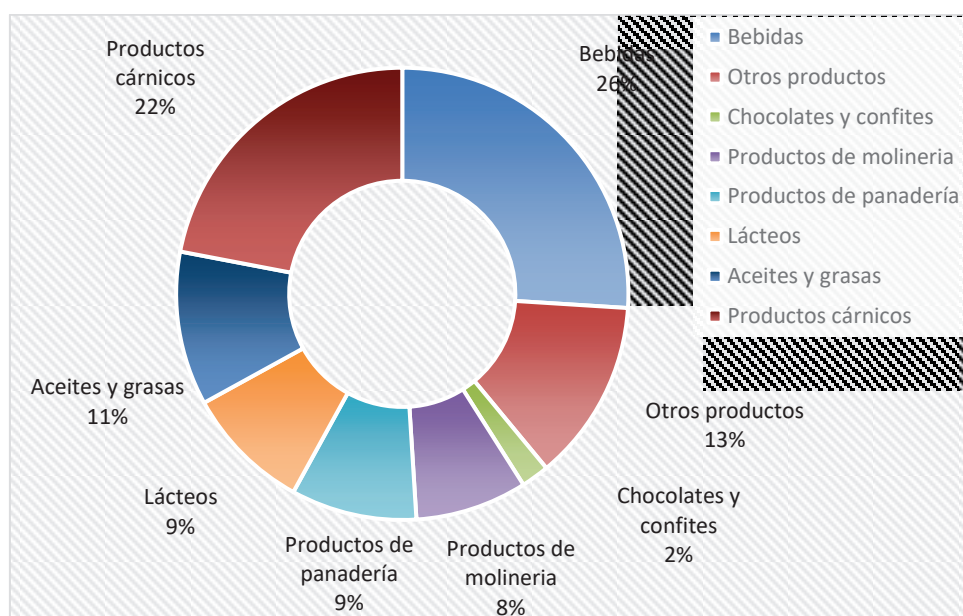


Figura 1.2. Composición del PIB de la industria de alimentos (Ekos, 2017)

En el año 2016 se produjeron aproximadamente cinco millones y medio de litros de leche por día en el país, de los cuales una parte se destina al consumo directo y otra a la producción de derivados, los cuales se muestran en la Figura 1.3 (INEC, 2016, p.12).

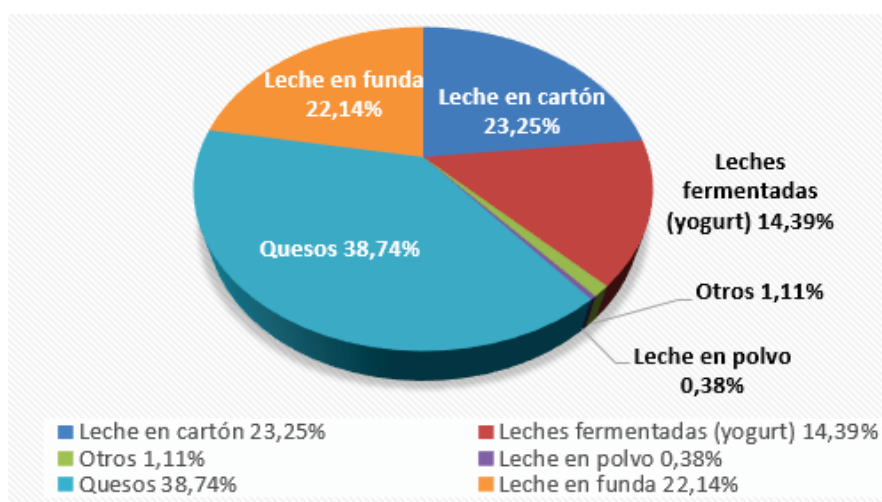


Figura 1.3. Destino de la leche cruda en la industria (Plan V, 2016)

Dicha producción representa un gran aporte social y económico del sector, pero trae consigo la generación de grandes cantidades de efluentes con un potencial impacto ambiental elevado si no son tratados adecuadamente previo a su descarga (Wang, Hung, Lo y Yapijakis, 2006, p.1). Según Wang et al (2006), el consumo de agua por cada litro de leche procesada puede llegar hasta los 10 litros, producto de varios procesos en este tipo de industrias como se observa en la Figura 1.4.

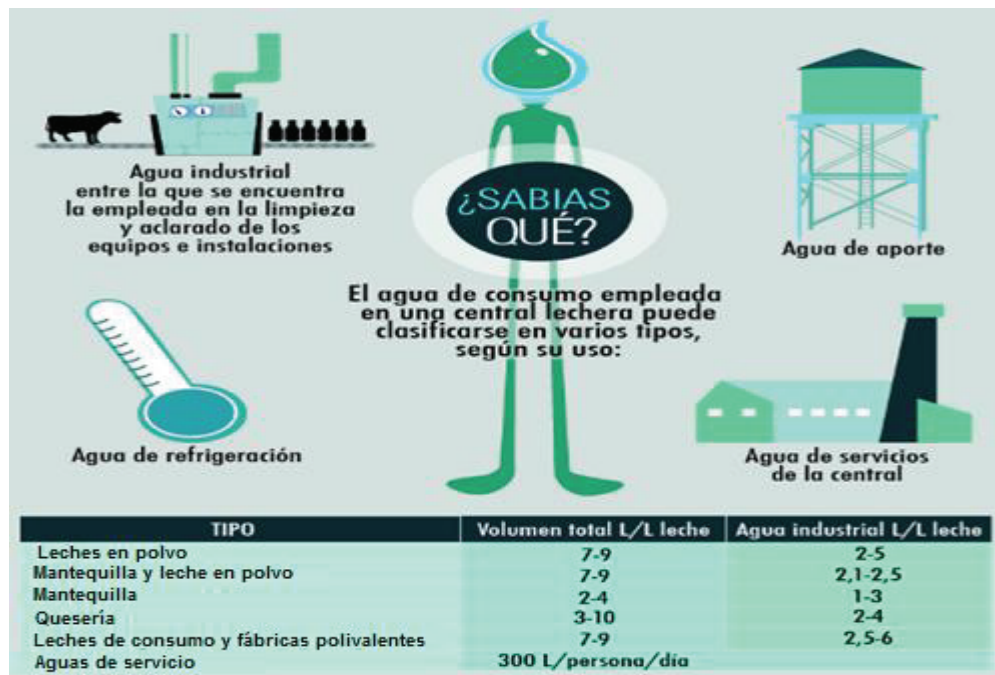


Figura 1.4. Uso de agua en industria láctea
(Plan V, 2016)

Los efluentes son generados en todas las etapas del procesamiento de la leche y están cargados de residuos provenientes de los procesos de transformación, además de contener las aguas residuales de los procesos de limpieza, transporte, sanitización, calentamiento o enfriamiento (Demirel, Yenigun y Onay, 2005, p. 2 583; Kushwaha, Srivastava y Mall, 2010, p.199). Debido a esto, la caracterización de dichos efluentes posee elevados valores de demanda bioquímica de oxígeno (DBO_5), demanda química de oxígeno (DQO), grasas, nutrientes, sólidos suspendidos y un pH variable en un alto rango debido al uso de soluciones ácidas y/o alcalinas en los procesos de planta (Kushwaha, Srivastava y Mall, 2011, p. 2 589; Şengil y Özacar, 2006, p. 1 197).

Los efluentes al ser descargados directamente en las alcantarillas pueden causar serios problemas a los sistemas de tratamiento de aguas residuales de los municipios locales u ocasionar contaminación de aguas superficiales y subterráneas si son utilizadas como aguas de riego sobre tierras o pastos, lo que provoca problemas ambientales debido a la carga orgánica proveniente de la leche como carbohidratos, proteínas y grasas. Es por esto que, es necesario que los efluentes generados por este tipo de industrias tengan un tratamiento previo antes de ser descargados a los sistemas de alcantarillado locales (Demirel et al, 2005, p. 2 583; Kushwaha et al, 2011, p. 2 589).

En este ámbito, las aguas residuales provenientes de industrias lácteas se han tratado mediante procesos tradicionales biológicos aerobios y anaerobios; los cuales no resultan muy eficientes debido a que son energéticamente intensivos (procesos biológicos aerobios) o requieren procesos adicionales al tratamiento (procesos anaerobios) (Kushwaha et al, 2011, p. 2 589). En la Figura 1.5 se muestra un esquema del tratamiento convencional para este tipo de efluentes.

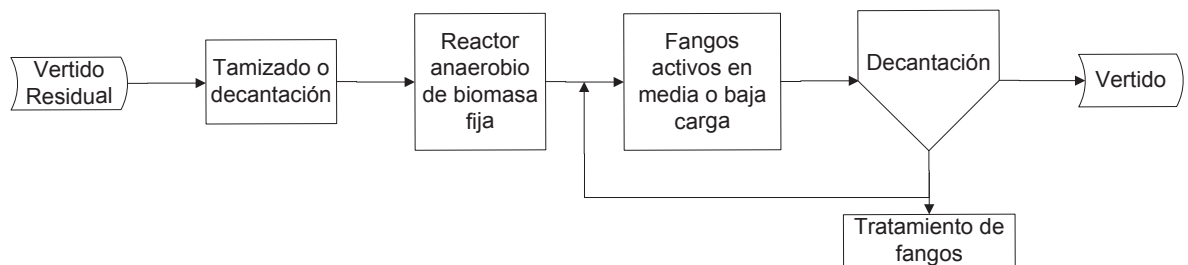


Figura 1.5. Tratamiento convencional de efluentes de una industria láctea (Gómez, 2012)

Los tratamientos electroquímicos, constituyen tratamientos tecnológicos nuevos, dentro de los cuales se han estudiado los procesos de electroflotación, electrocoagulación y electrooxidación como una alternativa a los tratamientos convencionales de tratamiento de aguas provenientes de industrias lácteas (Kushwaha et al, 2011, p. 2 589). La electrocoagulación es uno de los procesos avanzados de tratamiento físico-químico que ofrece un alto porcentaje de remoción de contaminantes (de hasta el 99%) en reactores compactos con equipos simples para control y operación del proceso (Şengil y Özacar, 2006,

p. 1 198). Además, este proceso tiene el potencial de eliminar extensamente las desventajas de los procesos de tratamiento convencionales y una baja cantidad de lodos producidos (Mollah, Schennach, Parga y Cocke, 2001, pp. 30-31).

Por otra parte, las desventajas de esta tecnología son principalmente la necesidad de reemplazar los electrodos de sacrificio debido al desgaste por oxidación y el costo que representa por energía eléctrica; sin embargo en el Ecuador el costo de la energía eléctrica es uno de los más bajos en América Latina, siendo de 0,091 USD/kWh para este tipo de industria, lo que genera una ventaja extra a las consideradas anteriormente (Agencia de Regulación y Control de la Electricidad - ARCONEL, 2016, p. 34; Mollah et al, 2001, p. 32; Organismo Supervisor de la Inversión en Energía y Minería, 2016).

En la actualidad, la descarga de efluentes para todas las industrias se encuentra regulada mediante el Texto Unificado de Legislación Secundaria del Medio Ambiente (TULSMA), en el cual se detallan los límites máximos permisibles de contaminantes para la descarga de aguas residuales en el alcantarillado y en cauces de agua. El incumplimiento de esta normativa ambiental por parte de las industrias puede conllevar sanciones administrativas, civiles o penales (ProEcuador, 2016, pp. 11-12; Ministerio del Ambiente, 2015).

Tabla 1.1. Límites máximos permisibles para descarga de efluentes de una industria láctea al sistema de alcantarillado

Parámetro	Unidades	Límite máximo permisible*
pH	---	5-9
Temperatura	°C	< 40
DBO ₅	mg/L	250
DQO	mg/L	500
Sólidos sedimentables	mg/L	20
Sólidos suspendidos	mg/L	220

*(Ministerio del Ambiente, 2015, pp. 325-326)

Es por esto que, en el presente proyecto se diseña una planta de tratamiento de efluentes mediante procesos de electrocoagulación y filtración, misma que constituye una alternativa viable para el tratamiento de los desechos líquidos de una industria láctea, que no involucra dificultad en la instalación y en el control de procesos y permite que dichas industrias puedan cumplir con los valores máximos permisibles expresados en las normas correspondientes; además se logra una disminución de costos, misma que se puede implementar en la actividad principal de la planta de transformación de lácteos (Mollah et al, 2001, pp. 31-32).

2 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

En el presente proyecto se realizará el diseño de una planta de tratamiento de los efluentes que provienen de una industria productora de lácteos

2.1 LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA

2.1.1 MACROLOCALIZACIÓN

La planta de tratamiento de efluentes se ubicará en la provincia de Cotopaxi, cantón Latacunga, debido a que en esta zona se ubican un gran número de industrias lácteas y se concentra gran cantidad de la producción lechera en la región sierra. La macrolocalización de la planta se muestra en la Figura 2.1.

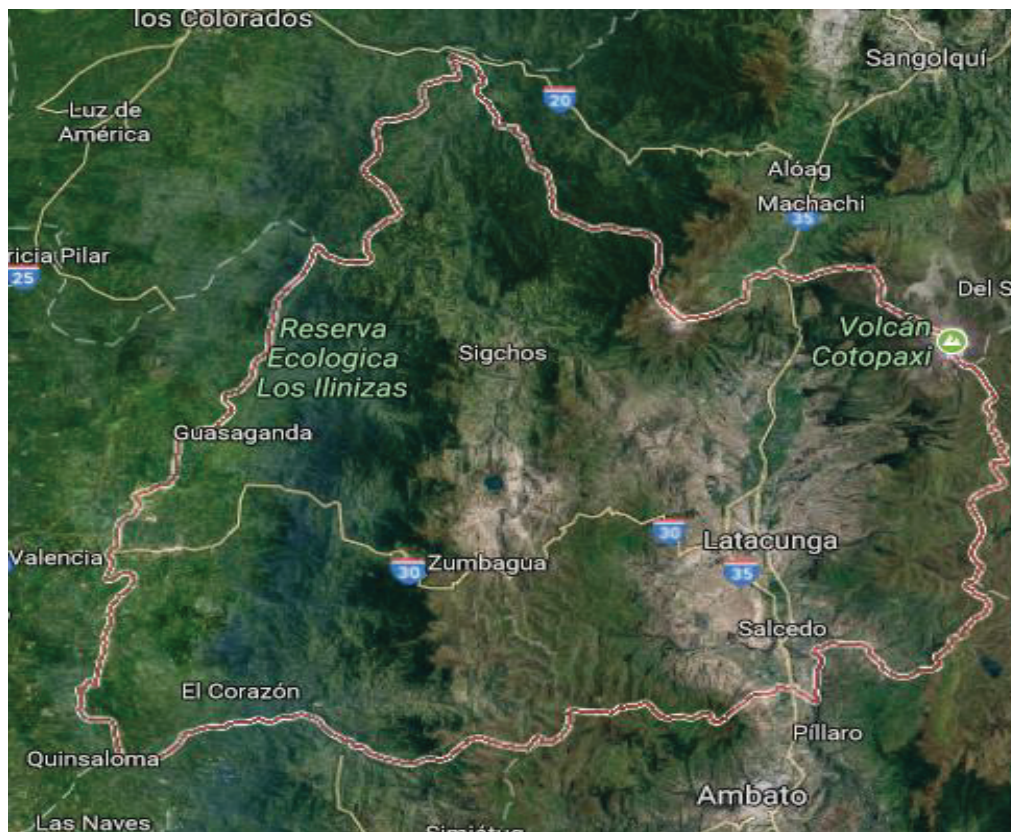


Figura 2.1. Macrolocalización de la planta de tratamiento de efluentes provenientes de una industria láctea (Google, 2017)

2.1.2 MICROLOCALIZACIÓN

La localización de la planta es primordial en el diseño de la misma, por lo que se consideró como factor principal el abastecimiento del efluente, el cual para la planta de tratamiento de aguas será su afluente (Miranda, 2005, p. 135). De esta forma, se consideró que la planta de tratamiento se ubique junto a la planta láctea, para así disminuir costos de transporte y también se tendrán las facilidades para su tratamiento continuo.

La microlocalización de la planta será en la panamericana norte km 20, Lasso, parroquia Mulaló, donde se ubica la planta de producción de lácteos y derivados que facilitó los datos para la realización del presente proyecto y cuyas coordenadas son $0^{\circ}45'26.491''$ S $78^{\circ}36'38.488''$ O (Google, 2017).

En la Figura 2.2 se muestra la microlocalización de la planta de tratamiento de efluente, adicionalmente mediante la aplicación de mapas de Google, se pudo obtener el área disponible para la construcción de la planta, siendo de 620 m^2 aproximadamente.

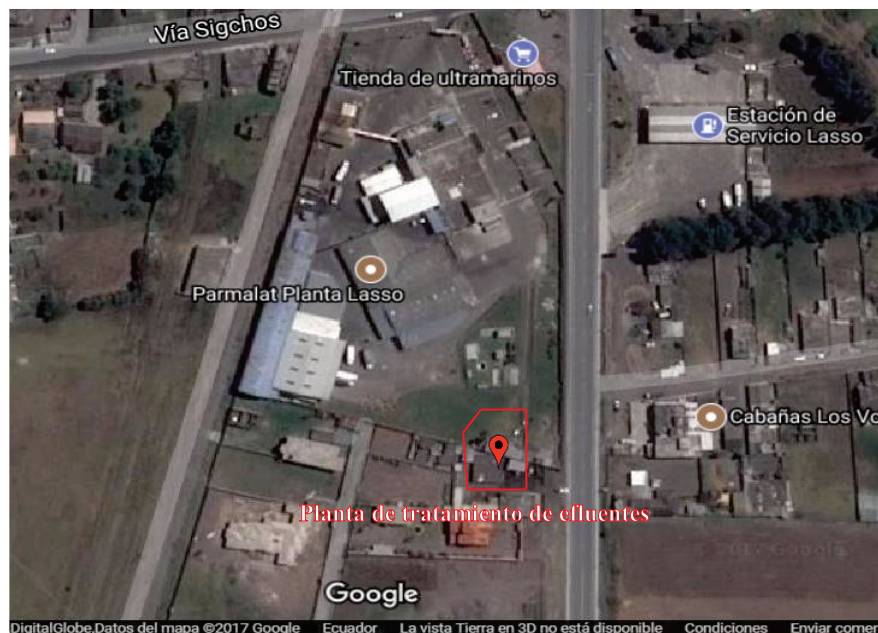


Figura 2.2. Microlocalización de la planta de tratamiento de efluentes provenientes de una industria láctea (Google, 2017)

2.2 SISTEMA DE TRATAMIENTO DE LOS EFLUENTES DE LA INDUSTRIA LÁCTEA

La planta procesadora de lácteos considerada produce alrededor de 250 000 L de agua residual en una jornada de trabajo equivalente a 20 h. Los efluentes provienen de los procesos productivos y de operaciones auxiliares dentro de la planta y presentan elevadas concentraciones de aceites y grasas, DBO₅, DQO y sólidos suspendidos (Demirel et al, 2005, p: 2 583).

El sistema de tratamiento propuesto se basa en la investigación realizada por Licto (2017). Para el tratamiento de estos efluentes se consideran tres etapas: el pretratamiento del agua residual mediante un sistema de desbaste, la remoción de la carga contaminante mediante un sistema de electrocoagulación y la remoción del material suspendido mediante un sistema de filtración.

En la Figura 2.3 se presenta un esquema del sistema de tratamiento propuesto de los efluentes de una industria láctea.

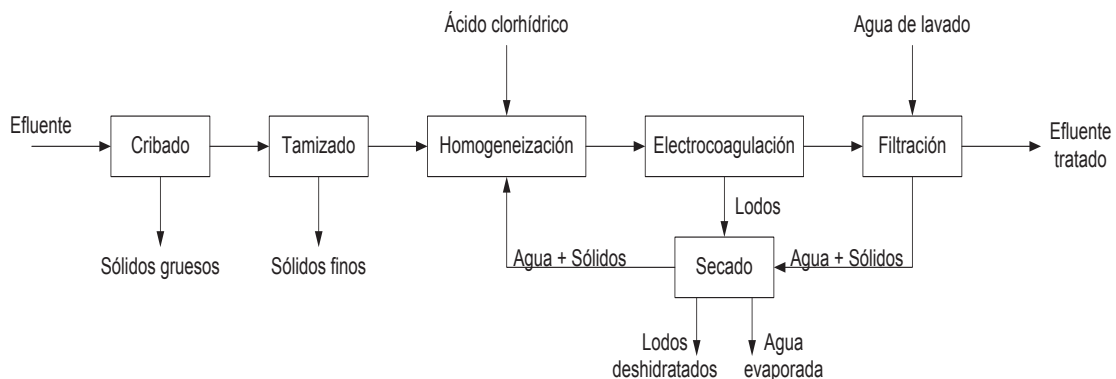


Figura 2.3. Esquema del sistema de tratamiento propuesto para efluentes de una industria láctea

2.2.1 PRETRATAMIENTO DEL EFLUENTE

Las aguas residuales ingresan a una caja de llegada desde donde se dirigen a los canales de aproximación cuya función es la captación del efluente para

amortiguar la turbulencia del flujo entrante antes de que ingresen a las unidades subsiguientes y mantener así un flujo constante y uniforme antes del desbaste (Karia y Christian, 2013, p. 107). En estos canales se encuentran las cribas en donde se remueven los sólidos gruesos como plásticos o maderas que pueden afectar a los equipos en los procesos siguientes al cribado (Templeton y Butler, 2011, p. 20).

A la salida del sistema de cribado existe un tanque en donde se acumulan los efluentes para poder ser bombeados hacia un tamiz estático. Este tamiz estático posee una rejilla metálica de acero inoxidable cuyo tamaño de malla es de 0,75 mm que permite retirar aquellas partículas que presenten un diámetro mayor al tamaño de los orificios de la malla que conforma este equipo (Equimar, 2006, pp. 4-6).

Posteriormente, las aguas residuales pasan al tanque de homogeneización en donde se reducen los efectos de la variación del caudal y de la carga contaminante (Ramalho, Jiménez y de Lora, 2003, p. 155).

En este tanque se acondiciona el pH de los efluentes que generalmente presentan un valor por encima de 6,0, mediante la adición de ácido clorhídrico (HCl) hasta alcanzar un valor de 4,5 debido a que bajo estas condiciones de pH se obtienen los mejores resultados de remoción de contaminantes mediante electrocoagulación (Arango, 2012, p. 63; Un y Ozel, 2013, p. 388).

Se utiliza HCl en solución al 1N como regulador de pH debido a que es un ácido fuerte que ocasiona que las reacciones de neutralización de los efluentes se produzcan de manera instantánea (Ramalho et al, 2003, p. 177). El HCl es una sustancia sujeta a fiscalización, lo cual representa una desventaja en su utilización (Secretaría Técnica de Drogas, 2016, p. 18).

2.2.2 ELECTROCOAGULACIÓN

Desde el tanque de homogeneización el efluente se dirige hacia el sistema de electrocoagulación en donde, debido a la acción de la energía eléctrica en las

celdas electrolíticas, se forman especies iónicas que actúan como coagulantes *in situ* y permiten la aglomeración de los contaminantes y formación de flóculos (Butler, Hung, Yeh y Al Ahmad, 2011, p. 495).

El sistema de electrocoagulación está compuesto por cuatro celdas electrolíticas en paralelo, las cuales están provistas de electrodos de aluminio en su interior, a las cuales se les proporciona energía eléctrica, a través de una fuente de corriente continua, de tal manera que se aplica una densidad de corriente de 15 mA/cm^2 (Jiang, Graham, André, Kelsall y Brandon, 2002, p. 4066).

En las celdas de electrocoagulación se distinguen tres zona específicas: la zona de flotación en donde se acumularán las partículas aglomeradas que ascienden a la superficie debido a las burbujas de hidrógeno que se generan en el proceso, la zona de reacción en donde se encuentran los electrodos y se producen las reacciones electrolíticas que generan las especies que actúan como coagulantes, y la zona de sedimentación en donde se depositarán las partículas que no puedan ascender a la superficie como se observa en la Figura 2.4 (Arango y Garcés, 2007, pp. 61-62).

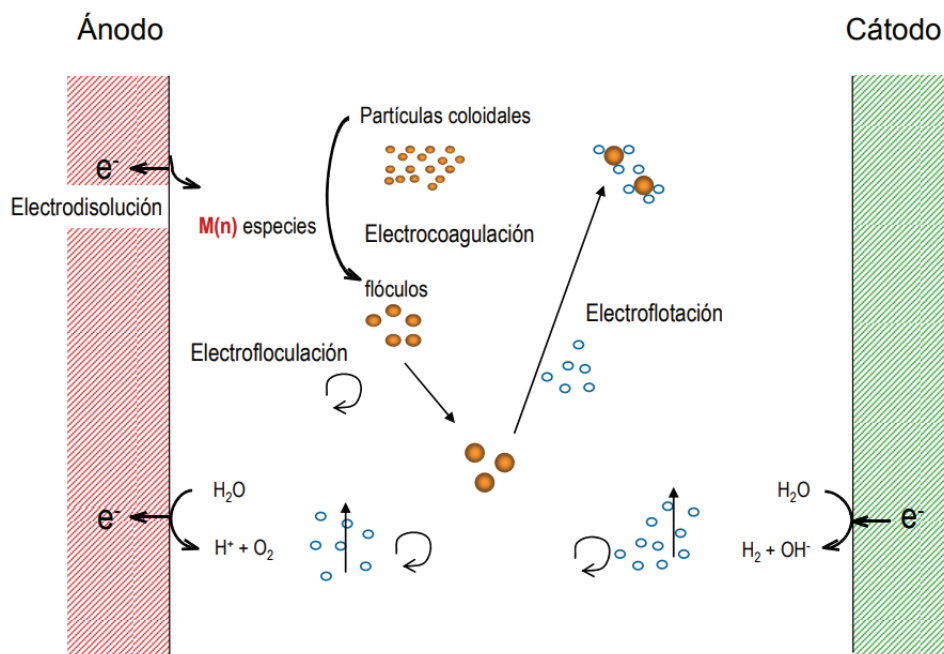


Figura 2.4. Esquema del proceso de electrocoagulación
(Martínez, 2007, p. 27)

Estas celdas operan como reactores continuos abiertos, los cuales poseen un sistema mecánico en la parte superior que permite remover los sólidos que ascienden a la superficie (Startwater, 2017).

El efluente clarificado pasa hacia el sistema de filtración, mientras que los sólidos que se removieron en el sistema de electrocoagulación pasan hacia el lecho de secado.

2.2.3 FILTRACIÓN

Luego del proceso de electrocoagulación la cantidad de sólidos en el efluente aún supera el límite permisible, por lo que se necesita reducir la concentración de sólidos (Licto, 2017, p. 69). Para ello, se utiliza un sistema de filtración que consiste en una batería de cinco filtros que operan en paralelo, los cuales utilizan arena de sílice como material filtrante, la misma que se caracteriza por presentar un tamaño efectivo (d_{10}) entre 0,15 y 0,35 mm y un coeficiente de uniformidad menor a 3 (Logsdon, Keller y Moorman, 2002, p. 340). Además se utilizará grava como material de soporte del lecho filtrante (Fair, Geyer y Okun, 2002, p. 228).

De los cinco filtros de arena que conforman el sistema de filtración, cuatro serán operativos, mientras que el quinto se utilizará cuando se lleven a cabo las operaciones de lavado y regeneración de los filtros.

El efluente filtrado cumple con los límites establecidos en la normativa ambiental vigente según dicha investigación, por lo que es descargado hacia el sistema de alcantarillado. Por otro lado, el flujo de agua utilizada para llevar a cabo las actividades de lavado y regeneración de los filtros pasa hacia el lecho de secado para su tratamiento (Licto, 2017, p. 80).

2.3 TRATAMIENTO DE LODOS

Los sólidos recolectados en el proceso de electrocoagulación son depositados en un lecho de secado para reducir su porcentaje de humedad hasta el 45,2 %

mediante la percolación y evaporación del agua presente en los mismos, antes de su disposición final (Ramalho et al, p. 572).

El tiempo que permanecen los lodos en el lecho de secado antes de su recolección y disposición final es de 30 días, el cual se estableció de acuerdo a las condiciones meteorológicas de la zona que permitan la evaporación del agua (Valencia, 2013, p. 50). En el fondo del lecho existe un drenaje para facilitar la recolección del efluente filtrado, el cual pasa hacia un tanque recolector desde donde se bombea nuevamente hacia el proceso de tratamiento, específicamente al tanque de homogeneización (Ramalho et al, 2003, p. 571).

3 CRITERIOS DE DISEÑO O EVALUACIÓN

Para el diseño de la planta de tratamiento de los efluentes de la industria láctea se utilizaron distintos criterios para el diseño de equipos principales, dimensionamiento de equipos secundarios y auxiliares del sistema de tratamiento propuesto.

3.1 DISEÑO Y DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS PRINCIPALES

Los equipos principales que se diseñaron y dimensionaron en la planta se detallan a continuación (Riffat, 2013, p. 85; Un y Ozel, 2013, pp. 388-389; Wang, Hung y Shammass, 2005, p. 21; Sainz, 2005, p. 390-391):

- El sistema de desbaste de los efluentes utilizado para remover los sólidos de gran tamaño como plásticos, maderas o telas.
- Un tamiz estático para remover los sólidos de menor tamaño para evitar afectaciones a las operaciones de tratamiento posterior, provocar taponamientos en tuberías y daños en los equipos, principalmente en las bombas.
- El tanque de homogeneización en donde se regulan las variaciones en el flujo de agua y se acondicionó el pH del efluente mediante la dosificación de HCl, ya que para el proceso de electrocoagulación fue necesario que el pH sea ácido (pH = 4,5).
- Los sistemas de electrocoagulación y filtración que se emplean para remover la carga contaminante presente en los efluentes de la industria láctea.
- Para el tratamiento de los sólidos que se remueven del proceso de electrocoagulación y del sistema de filtración se diseñó un lecho de secado que permitirán disminuir el contenido de agua en los lodos antes de su disposición final.

3.1.1 SISTEMA DE DESBASTE

El sistema de desbaste está conformado por una criba y su respectivo canal de aproximación y se dimensionó con base en el flujo de agua residual que proviene de la industria productora de lácteos.

El flujo de los efluentes y el área del canal permitieron determinar la velocidad de aproximación del agua residual en el canal, la cual se empleó para el dimensionamiento del canal y se consideró que su valor debe ser menor a 0,9 m/s para evitar que los escombros puedan pasar a través de la criba (Van Lier, 2013, p. 3).

Los criterios de diseño que se utilizaron para el canal de aproximación de la criba se detallan a continuación (Karia y Christian, 2013, pp. 107-108):

- El caudal máximo con el que se dimensiona el canal de aproximación debe ser de dos a tres veces el caudal promedio.
- La longitud del canal usualmente presenta valores entre 2 y 3 m.
- La relación entre la profundidad y el ancho del canal cuando su geometría es rectangular comprende razones desde 1:1,5 hasta 1:2,0.
- Generalmente se utilizan dos unidades en una planta de tratamiento de aguas residuales.

La altura del flujo de agua en el canal debe presentar un valor mínimo de 0,1 m cuando el caudal sea el caudal promedio y el borde libre en el canal por encima del nivel del flujo cuando se emplea el caudal máximo debe tener valores entre 0,3 y 0,4 m. (Romero, 2015, p. 3)

La inclinación del canal se determinó mediante la Ecuación 3.1 que corresponde a la ecuación de Manning (Karia y Christian, 2013, p. 108).

$$v_h = \frac{R^{2/3} \cdot S}{n} \quad [3.1]$$

Donde:

v_h : velocidad del flujo, (m/s)

R : radio hidráulico, (m)

S : pendiente de inclinación del canal, (m/m)

n : coeficiente de rugosidad de Manning, (0,017 para el concreto)

Para el dimensionamiento de la criba se establecieron: el tamaño de las barras y los espaciamentos entre las mismas, los cuales se seleccionaron de acuerdo a los criterios que establece Romero (2015) quien sugiere que parámetros como el diámetro de las barras, el espaciamento de las barras y el ángulo de inclinación de la rejilla se encuentren en los rangos presentados en la Tabla 3.1 (pp. 6-7).

Tabla 3.1. Criterios de diseño para el dimensionamiento de las cribas

Parámetro	Rango		
	Rejillas gruesas	Rejillas medias	Rejillas finas
Diámetro de las barras (cm)	1,3 – 2,5	0,6 – 1,3	< 0,6
Separación entre barras (cm)	> 5,0	1,5 – 5,0	0,5 – 1,5
Inclinación de la rejilla	Entre 60° y 80° respecto a la horizontal		

(Romero, 2015, pp. 6-7)

Las dimensiones del canal de desbaste se utilizaron para calcular el área del canal en la zona de la criba mediante la Ecuación 3.2 (Lozano, 2012b, p. 11).

$$A = B \frac{e_b}{e_b + d_b} \left(1 - \frac{G}{100} \right) \quad [3.2]$$

Donde:

A : área útil del canal en la zona de la criba, (m²)

- B : ancho del canal, (m)
 e_b : espaciamiento entre barras, (m)
 d_b : diámetro o ancho de los barras, (m)
 G : grado de colmatación de la criba, (usualmente 30 %)

La profundidad en la zona de la criba se calculó mediante la Ecuación 3.3 (Lozano, 2012b, p. 11)

$$P = Q \frac{d_b + e_b}{\left(1 - \frac{G}{100}\right) v_h \cdot e_b \cdot B} \quad [3.3]$$

Donde:

- P : profundidad en la zona de la criba, (m)
 Q : flujo del efluente, (m³/s)

Mediante la Ecuación 3.4 se determinó la pérdida de carga a través de la criba la cual es función de la velocidad de aproximación del flujo de agua y de la velocidad de esta al atravesar la criba (Riffat, 2013, p. 88).

$$H_L = \frac{1}{C_d} \left(\frac{V_s^2 - v_h^2}{2g} \right) \quad [3.4]$$

Donde:

- H_L : Pérdida de carga a través de la rejilla, (m)
 C_d : Coeficiente de descarga, 0,70 – 0,84 para una rejilla limpia, (adimensional)
 v_h : Velocidad de aproximación del flujo en el canal aguas arriba, (m/s)
 g : aceleración de la gravedad, (m/s²)

Esta pérdida de carga no debe ser mayor a 0,7 m para evitar que la criba permita el paso forzado de los sólidos a los siguientes procesos o que se produzca un inundamiento y desborde de los efluentes (Lin y Lee, 2007, p. 583).

3.1.2 DISEÑO DEL TANQUE DE HOMOGENEIZACIÓN

Luego de la remoción de los sólidos de gran tamaño, el efluente se dirige a un tanque de homogeneización del caudal y del pH. El tanque de homogeneización se diseñó con base en los caudales que se presentan a lo largo de una jornada productiva. Se construyó una gráfica que relacionó el volumen acumulado en función del tiempo para determinar el volumen del tanque (Romero, 2016, p. 306).

Mediante los criterios de diseño que sugiere Romero (2016) se dimensionó el tanque de homogeneización con un factor de seguridad de 1,2 (p. 306). Lozano (2012a) recomienda que el valor máximo que pueda tener la profundidad del tanque sea de 4,5 m, y que el borde libre en el tanque de homogeneización tenga un valor de 0,9 m (p. 2).

Como el efluente debe acondicionarse desde un valor de pH cercano a 7 hasta un valor de 4,5 necesario para el proceso de electrocoagulación, el tanque de homogeneización contará con un sistema de agitación, el cual permitirá acondicionar el pH mediante la adición de HCl, que será añadido mediante sistemas de dosificación con bomba peristáltica de bajo flujo con mangueras de neopreno resistentes a la corrosión (Metcalf y Eddy, 2003, p. 247; PCM, 2014, p. 7; Un y Ozel, 2013, pp. 388-389).

La cantidad de HCl utilizada es muy pequeña con relación al volumen de efluente a tratar (menor al 0,01 % con relación al efluente a tratar), por lo que la corrosión dentro del tanque de homogeneización se consideró como despreciable Ramalho et al, 2003, p. 179).

Dentro del tanque de homogeneización se colocó un sistema de agitación compuesto de difusores de aireación que permita la mezcla del HCl con el efluente. Se suministró un flujo de aire a través de un compresor con base en el volumen y a la presión dentro del tanque de homogeneización, para lo cual se determinó la potencia del compresor utilizando la Ecuación 3.5 (Alviz y Cueto, 2012, p. 49).

$$Pot = 0,22 \times \frac{Q_{aire}}{\eta} \left[\left(\frac{P_{operación}}{P_{atm}} \right)^{0,283} - 1 \right] \quad [3.5]$$

Donde:

- Pot : potencia del compresor, (HP)
 Q_{aire} : flujo de aire suministrado, (ft³/min)
 η : rendimiento del compresor
 $P_{operación}$: presión de operación del compresor, (psi)
 P_{atm} : presión atmosférica, (psi)

De acuerdo a la capacidad del tanque de homogeneización, Romero (2016) recomienda que el aire suministrado a través de los difusores se produzca en forma de burbujas gruesas (p. 316). A partir del diámetro de las burbujas se calculó el diámetro de los difusores mediante la Ecuación 3.6 (Alviz y Cueto, 2012, p. 56).

$$d_o = \frac{d_b^3 \times g \times (\rho_l - \rho_g)}{6 \times \sigma} \quad [3.6]$$

Donde:

- d_o : diámetro de los difusores, (m)
 d_b : diámetro de las burbujas de aire, (m)
 ρ_l : densidad del efluente, (kg/m³)
 ρ_g : densidad del aire, (kg/m³)
 σ : tensión superficial, (N/m)

El diámetro de los difusores permitió calcular la frecuencia con la que se forman las burbujas a partir de la Ecuación 3.7 (Alviz y Cueto, 2012, p. 56).

$$f = \frac{Q_{aire}}{\frac{\pi \times d_b^3}{6}} \quad [3.7]$$

Donde:

f : frecuencia de formación de burbujas, (s^{-1})

Q_{aire} : flujo de aire suministrado, (m^3/s)

3.1.3 DISEÑO DE LA CELDA DE ELECTROCOAGULACIÓN

Una vez que se acondicione el pH el efluente pasará a las celdas de electrocoagulación. La reacción del proceso de electrocoagulación corresponde a una reacción de primer orden (Zaldumbide, 2016, p. 68), y se determinó la constante cinética que sigue el proceso mediante la Ecuación 3.8 de acuerdo al máximo porcentaje de remoción de contaminantes alcanzado y el tiempo que se necesitará para alcanzar dicho porcentaje (Stephenson y Judd, 2002, p. 201).

$$k \times t = - \int_{DQO_o}^{DQO} \frac{d[DQO]}{[DQO]} \quad [3.8]$$

Donde:

k : constante cinética, (min^{-1})

t : tiempo requerido para lograr la máxima remoción de DQO, (min)

DQO_o : concentración inicial de DQO, (mg/L)

DQO : concentración final de DQO, (mg/L)

$[DQO]$: concentración de DQO, (mg/L)

Las concentración inicial de la DQO se obtuvo de la información entregada por la planta procesadora de lácteos y, de acuerdo a las investigaciones realizadas por Un y Ozel (2013) se utilizó un porcentaje de remoción de la DQO igual al 80 % (p. 767).

Se usó la constante cinética obtenida para determinar el tiempo de residencia con el que las celdas operarán como reactores continuos mediante la Ecuación 3.9. El volumen de las celdas se calculará de acuerdo al tiempo de retención y el flujo de

agua residual medio que se obtuvo en el tanque de homogeneización mediante la Ecuación 3.10 (Stephenson y Judd, 2002, p. 202).

$$\frac{\tau}{DQO} = \frac{x}{k DQO_o(1-x)} \quad [3.9]$$

$$V = Q \times \tau \times f \quad [3.10]$$

Donde:

- τ : tiempo de residencia del efluente en la celda, (min)
- V : volumen de la celda, (m³)
- Q : caudal medio del efluente, (m³/min)
- f : factor de seguridad, (adimensional)
- x : porcentaje de remoción de DQO

Para el dimensionamiento de las celdas se consideraron los valores utilizados en las investigaciones realizadas por Kushwaha, Srivastava y Mall (2011) para el respectivo escalamiento (p. 2 590).

El número de electrodos que conforman cada una de las celdas se calculó mediante la Ecuación 3.11 que relaciona las dimensiones de la celda y el espaciamiento entre electrodos (Arango y Garcés, 2007, p. 64).

$$\text{Número de electrodos} = \frac{(\text{ancho de celda}) - 2 (\text{dist. electrodos cara lateral})}{(\text{dist. máxima entre electrodos} + \text{espesor de placa})} \quad [3.11]$$

Los cálculos correspondientes al número de electrodos que conforman las celdas y sus dimensiones, y el tiempo en el que se consumen los electrodos antes de su reposición, se presentan en el Anexo III.4.

3.1.4 DISEÑO DEL FILTRO DE ARENA Y GRAVA

Para remover los sólidos presentes en el efluente luego del proceso de electrocoagulación se utilizaron filtros de arena. Para el dimensionamiento de los

filtros, se calculó el área de filtración de acuerdo a la Ecuación 3.12 (Willy y Escobar, 2006, p. 6). Además, se consideró que la tasa de filtración presente el valor típico de diseño para filtros de arena correspondiente a 120 m/día (Centro Panamericano de Ingeniería Sanitaria y Ciencias del Ambiente, 2005, p. 7).

$$A_f = \frac{Q}{t_f} \quad [3.12]$$

Donde:

A_f : área de filtración, (m²)

Q: caudal, (m³/h)

t_f : tasa de filtración, (m/h)

Las dimensiones del filtro, así como las dimensiones de los lechos de arena y grava y sus características se seleccionaron de acuerdo a los criterios que se presentan en la Tabla 3.2 (Kawamura, 2000, p. 283).

Tabla 3.2. Criterios de diseño para filtros lentos de arena

Parámetro	Rango
Altura del lecho de arena (m)	1,00 – 1,50
Altura del lecho de soporte de grava (m)	0,30 – 0,45
Altura del agua por encima del lecho filtrante (m)	1,00 – 1,50
Altura del borde libre (m)	≥ 0,20
Altura del cuerpo del filtro (m)	2,50 – 4,00
Tamaño efectivo de la arena (mm)	0,15 – 0,35
Coefficiente de uniformidad (unidades)	1,75 – 3,00

(Kawamura, 2000, p. 283)

La altura del lecho de grava está dada para al menos tres capas alternadas con capas de arena. El tamaño efectivo depende de la ubicación de la capa de grava en el filtro. Así, en la capa del fondo, se utilizará grava como material de soporte

con un tamaño efectivo entre 15 y 25 mm, en la segunda capa entre 5 y 8 mm y en la tercera capa entre 1,5 y 2,0 mm (Kawamura, 2000, p. 283).

La pérdida de carga en el filtro permitió establecer la operatividad del mismo y se determinó mediante la Ecuación 3.13 para lechos filtrantes no estratificados (Fair, Geyer y Okun, 2002, p. 227). Cuando el valor de la pérdida de carga sea superior a 2 m será necesario lavar el filtro (LeChevallier y Au, 2004, p. 30)

$$H_{f_{arena}} = f \frac{L \cdot \gamma}{g} v \frac{(1 - P_o)^2}{P_o^3} \left(\frac{6}{C_e \cdot D_c} \right)^2 \quad [3.13]$$

Donde:

$H_{f_{arena}}$: pérdida de carga del lecho de arena de sílice, (cm)

f : coeficiente de Cozeny, (adimensional)

L : altura del lecho, (cm)

γ : viscosidad cinemática del agua, (m²/s)

g : aceleración de la gravedad, (m/s²)

v : tasa de filtración, (m/s)

P_o : factor de porosidad, (adimensional)

C_e : coeficiente de esfericidad, (adimensional)

D_c : diámetro promedio de la arena, (m)

El volumen total del filtro se determinó mediante altura total del filtro y el área de filtración de acuerdo a la Ecuación 3.14 (Orozco, 2005, p. 347).

$$V = A_f \cdot H_{filtro} \quad [3.14]$$

Donde:

V : volumen del filtro, (m³)

H_{filtro} : altura del filtro, (m)

3.1.5 DISEÑO DEL LECHO DE SECADO

Se empleó un lecho de secado para reducir la cantidad de agua de los lodos que se remuevan en el proceso de electrocoagulación antes de su disposición final. El lecho de secado se diseñó con base en la cantidad de lodos que se obtienen mediante el balance de masa en el proceso de electrocoagulación (Valencia, 2013, p. 49). Las Ecuaciones 3.15 y 3.16 permitieron determinar la cantidad de lodos que se tratarán en el lecho de secado con base en la cantidad de sólidos que se obtienen del balance de masa en el proceso de electrocoagulación (Valencia, 2013, p. 49).

$$V_l = \frac{S_d}{\rho_{lodo}} \quad [3.15]$$

$$Ve_l = V_l \times T_d \quad [3.16]$$

Donde:

V_l : volumen de lodos, (m³/día)

S_d : sólidos que conforman los lodos, (kg/día)

ρ_{lodo} : densidad de los lodos, (kg/m³)

Ve_l : volumen de lodos a extraerse, (m³)

T_d : tiempo de digestión, (días)

El tiempo de digestión es función de la temperatura y es el tiempo que los lodos permanecerán en el lecho. El valor utilizado para el diseño del lecho se estableció de acuerdo a la Tabla 3.3 (CEPIS, 2005, p. 40).

Tabla 3.3. Tiempo de digestión de lodos en función de la temperatura

Temperatura (°C)	Tiempo de digestión (días)
5	110
10	76
15	55
20	40
>25	30

(CEPIS, 2005, p. 40)

Las dimensiones del lecho de secado se calcularon con base en el volumen de lodos a extraerse mediante las Ecuaciones 3.17 a 3.19 (Valencia, 2013, p. 50).

$$A_{ls} = \frac{Ve_l}{P} \quad [3.17]$$

$$A_{lsi} = \frac{A_{ls}}{N^\circ \text{ lechos}} \quad [3.18]$$

$$L = \frac{A_{lsi}}{b} \quad [3.19]$$

Donde:

A_{ls} : área del lecho de secado, (m²)

P : profundidad del lecho de secado (generalmente entre 0,4 y 0,8 m),

A_{lsi} : área de los lechos individuales, (m²)

$N^\circ \text{ lechos}$: Número de lechos individuales, (número mínimo de lechos individuales = 4)

L : longitud del lecho de secado, (m)

b : ancho del lecho de secado, (entre 3 y 6 m)

En el Anexo AIII se presentan los cálculos correspondientes al dimensionamiento del lecho de secado

3.2 DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS SECUNDARIOS PARA EL FUNCIONAMIENTO DE LA PLANTA.

Una vez diseñados los equipos principales, se procedió a dimensionar los equipos secundarios con base en los balances de masa y energía.

3.2.1 TUBERÍAS

Para el dimensionamiento de las tuberías se utilizó la norma API Recommended Practice 14E “Recommended Practice for Analysis, Design, Installation, and

Testing of Basic Surface Safety Systems for Offshore Production Platforms“ para la caída de presión y velocidades permisibles y la norma ASME B31.3 *“Process pipping guide”* para las presiones y temperaturas de diseño (American Petroleum Institute, 2013; American Society of Mechanical Engineers, 2002).

Las pérdidas de carga para los distintos tramos de tubería se determinaron utilizando la Ecuación 3.20 (Streeter, Wylie y Bedford, 2000, p. 294).

$$h_f = f \times \frac{L}{D} \times \frac{v^2}{2g} \quad [3.20]$$

Donde:

- f : factor de fricción
- L : longitud de la tubería, (m)
- D : diámetro interno de la tubería, (m)
- v : velocidad del fluido, (m/s)
- g : aceleración de la gravedad, (m/s²)

El factor de fricción depende de la naturaleza del flujo, laminar o turbulento. Para establecer el tipo de fluido se calculó el número de Reynolds de acuerdo a la Ecuación 3.21 y de acuerdo al valor obtenido se determinó el factor de fricción utilizando el diagrama de Moody que se presenta en la Figura 3.1 (Streeter, Wylie y Bedford, 2000, p. 291).

$$Re = \frac{D \times v \times \rho}{\mu} \quad [3.21]$$

Donde:

- Re : número de Reynolds
- ρ : densidad del fluido, (kg/m³)
- μ : viscosidad del fluido, (kg/ms)

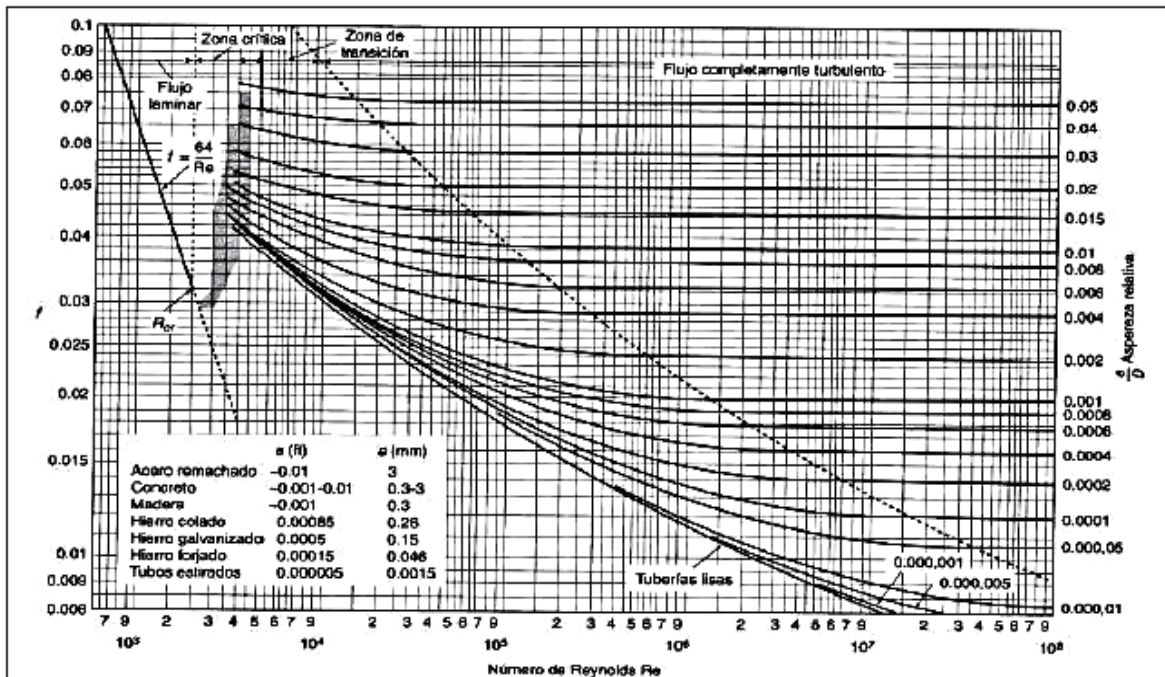


Figura 3.1. Diagrama de Moody
(Streeter et al, 2000, p. 293)

3.2.2 BOMBAS

El sistema de bombeo de la planta está compuesto por siete bombas, las cuales se utilizan para el transporte del efluente a las diferentes operaciones unitarias del proceso. Las bombas se seleccionaron con base en la potencia requerida, la carga dinámica total (TDH), el caudal y se consideró un factor de seguridad del 20 % (Peters y Timmerhaus, 2002, p. 37; Sinnott, 2005, pp. 199-213).

Para la bomba P-201 se consideró la caída de presión que existe en la válvula que controla el flujo hacia las celdas de electrocoagulación, por lo que se consideró un factor de sobredimensionamiento del 30 % (Sinnott, 2005, p. 239).

La altura de la bomba se calculó mediante la Ecuación 3.22 que corresponde a la ecuación de Bernoulli (Streeter et al, 2000, p. 298).

$$\frac{P_1}{\gamma} + \frac{v_1^2}{2g} + z_1 + H_B = \frac{P_2}{\gamma} + \frac{v_2^2}{2g} + z_2 + hf + k \frac{v^2}{2g} \quad [3.22]$$

Donde:

- P_i : presión en el punto i , (Pa)
 γ : peso específico del fluido, (N/m³)
 v_i : velocidad del fluido en el punto i , (m/s)
 g : aceleración de la gravedad, (m/s²)
 z_i : altura en el punto i , (m)
 H_B : altura de bomba, (m)
 hf : pérdidas de carga en tuberías, (m)
 k : constante de pérdidas de cabeza por accesorios, (adimensional)

Se emplearán bombas centrífugas para el transporte de los efluentes hacia los distintos procesos y para el dimensionamiento de las mismas se consideraron los rangos establecidos en la Tabla 3.4 para las velocidades de succión y descarga.

Tabla 3.4. Rangos de velocidades para bombas centrífugas

Parámetro	Rango establecido
Velocidad de succión, (m/s)	0,63 – 0,91
Velocidad de descarga, (m/s)	1,83 – 2,64

(American Petroleum Institute, 2013, p. 21)

Las constantes para calcular las pérdidas de carga por accesorios se seleccionaron de acuerdo al tipo de accesorio presente en el tramo de la tubería considerado que se presenta en la Tabla 3.5.

Tabla 3.5. Constante para pérdidas de carga de acuerdo al tipo de accesorio

Accesorio	Valor de k
Válvula de globo	10,00
Válvula check	2,50
Codo estándar de 90°	0,90
Tee estándar	1,80
Entrada a la tubería	0,50
Salida de la tubería	1,00

(Streeter et al, 2000, p. 300)

La altura total dinámica (TDH) y la potencia requerida de las bombas se calcularon mediante las Ecuaciones 3.23 y 3.24 (Streeter et al, 2000, p. 533).

$$TDH = P_d - P_s \quad [3.23]$$

Donde:

TDH : altura dinámica de la bomba, (Pa)

P_d : presión de descarga, (Pa)

P_s : presión de succión, (Pa)

$$P_b = Q \times \gamma \times H_B \quad [3.24]$$

P_b : potencia de la bomba, (W)

Q : caudal, (m³/s)

3.2.3 VÁLVULAS

El dimensionamiento de las válvulas se realizó con base en el caudal, la constante de descarga, la presión y el tipo de fluido. Se emplearán 29 válvulas en su mayoría de tipo manual con el objetivo de disminuir gastos de automatización (Guerra, 2007, p. 189). Las Ecuaciones 3.25 y 3.26 se utilizaron para el cálculo de la constante de descarga y se consideró un factor de seguridad del 20 % (Creus, 2011, p. 449).

Para el dimensionamiento de la válvula que controla el flujo hacia las celdas de electrocoagulación se consideró un factor de sobredimensionamiento de tal manera que permita operar un flujo del 30 % por encima del flujo normal (Sinnot, 2005, p. 239).

$$K_v = Q \sqrt{\frac{\rho}{\Delta p}} \quad [3.25]$$

$$C_v = 1,16 \times K_v \quad [3.26]$$

Donde:

K_v : factor de caudal

Q : caudal, (gal/min)

ρ : densidad relativa del efluente (adimensional)

Δp : caída de presión, (psi)

C_v : constante de descarga

4 DISEÑO DE LA PLANTA

El diseño de la planta de tratamiento de efluentes se basó en la caracterización de los efluentes de una industria láctea, la cual se detalla en la Tabla 4.1.

Tabla 4.1. Caracterización del efluente de una industria láctea

Parámetro	Unidades	Valor	Límite máximo permisible*
pH	-	6,93	5-9
Temperatura	° C	22,5	< 40
DQO	mg/L	2675	500
Sólidos suspendidos	mg/L	3240	220
Turbiedad	NTU	1300	-
Color	Pt/Co	240	-
Densidad	kg/m ³	997,86	-

*(Ministerio del Ambiente, 2015, pp. 325-326)

4.1 DIAGRAMA DE BLOQUES BFD Y DIAGRAMA DE FLUJO PFD

Los diagramas de bloques (BFD) y de flujo (PFD) presentan la información que se obtuvo en el dimensionamiento de los equipos y en los balances de masa y energía de tal manera que se representen los flujos de cada operación unitaria, así como las condiciones necesarias para que se lleven a cabo estos procesos (Sinnott, 2005, pp. 34-35).

4.1.1 DIAGRAMA DE BLOQUES BFD

El diagrama de bloques (BFD) de la planta de tratamiento de efluentes de una industria láctea se presenta en la Figura 4.1.

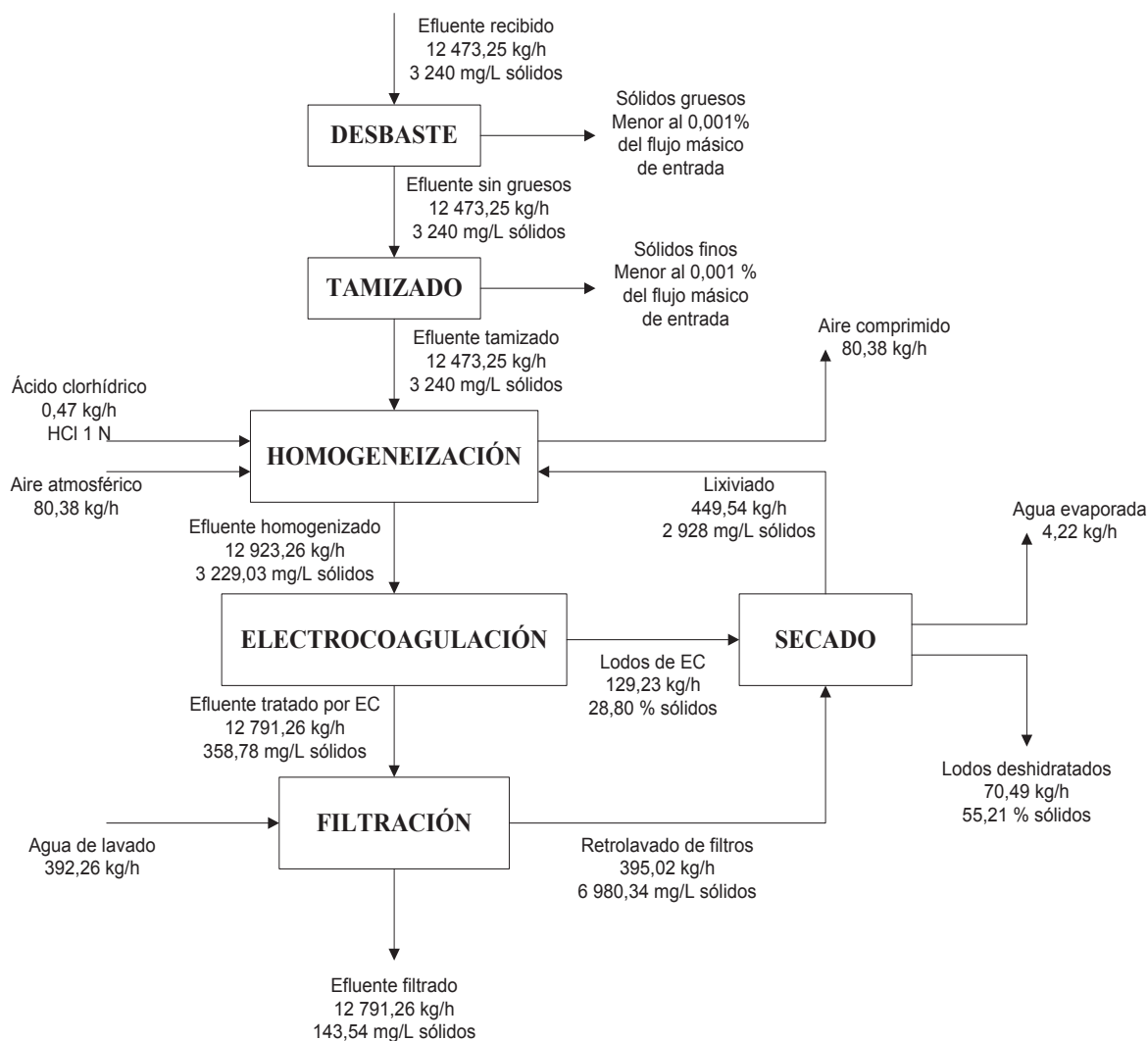


Figura 4.1. Diagrama de bloques de la planta de tratamiento de efluentes lácteos

Cabe señalar, que en las operaciones unitarias de desbaste y tamizado, la cantidad de sólidos removidos es menor a 2 kg/día, de acuerdo a los datos proporcionados por la industria en estudio, y que corresponde a menos del 0,001 % del flujo de efluente que recibe la planta, por lo cual se consideró despreciable para la realización de los balances correspondientes.

4.1.2 DIAGRAMA DE FLUJO PFD

Los diagramas de flujo (PFD) para la planta de tratamiento de efluentes de una industria láctea se detallan en las Figuras 4.2 a 4.5.

CR-101/102

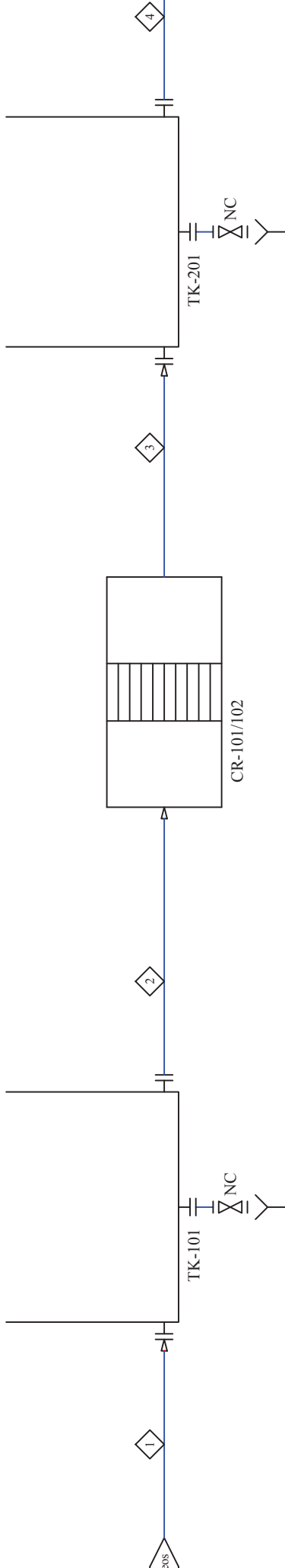
Criba

H = 1,50 m; L = 1,00 m; B = 1,00 m
 Pd = 87,80 kPa; Td = 303 K
 Número de barras = 19
 Espaciamiento entre barras = 0,01 m

TK-201

Tanque de bombeo

H = 1,80 m; L = 1,44 m; B = 1,44 m
 Pd = 87,80 kPa; Td = 303 K



TK-101 y CR-102 operan en paralelo en diferente tiempo, por lo tanto se dibuja un solo equipo.

ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL

RESPONSABLES	FIRMA	FECHA
Dibujante: Alexandra Peñafiel		2017/09/22
Ing. Diseño: Luis Sinche		2017/09/22
Ing. Proyecto: Omar Bomilla		2017/09/22
Aprobación del cliente:		

1	2	3	4
Efluente crudo	Efluente crudo	Efluente sin gruesos	Efluente sin gruesos
12 473,25	12 473,25	12 473,25	12 473,25
12 482,75	12 482,75	12 482,75	12 482,75
40,50	40,50	40,50	40,50
-	-	-	-
-	-	-	-
303,0	303,0	303,0	303,0
73,2	73,2	66,3	58,4

	CLIENTE: ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL
	PROYECTO: DISEÑO DE UNA PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES PROVENIENTES DE UNA INDUSTRIA DE PROCESOS DE ELECTROCOAGULACIÓN
Tamaño: A3	DESCRIPCIÓN: DIAGRAMA DE FLUJO DE TRATAMIENTO

P-101

Bomba centrífuga

Q = 12,50 m³/h
Pd = 117,9 kPa ; TDH = 59,6 kPa

TZ-101

Tanque estático

H = 1,35 m; L = 1,05 m; B = 0,39 m
Tamaño de malla = 0,75 mm

CP-101

Compresor

Pd = 73,15 kPa
Td = 290 K

SK-101

Tanque y dosificador de ácido clorhídrico

Q: 12,00 mL/min
Potencia: 0,19 kW

TK-301

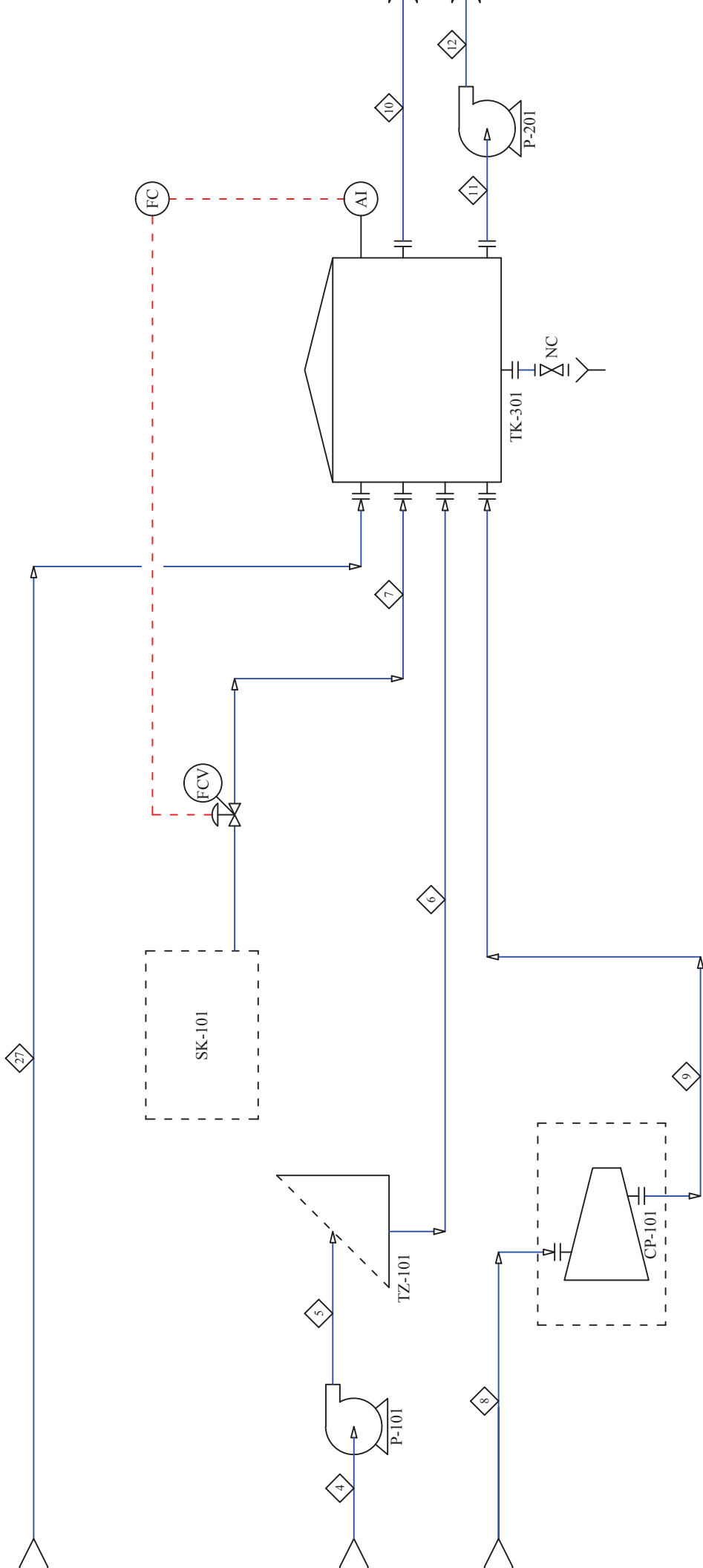
Tanque de homogeneización

H = 3,5 m; L = 5,0 m; B = 3,8 m
Pd = 107,39 kPa; Td = 302,9 K

P-201

Bomba centrífuga

Q = 12,95 m³/h
Pd = 253,9 kPa ; TDH = 218,3 kPa



ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL																	
CLIENTE: ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL																	
PROYECTO: DISEÑO DE UNA PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES PROVENIENTES DE UNA INDUSTRIA DE PROCESOS DE ELECTROCOAGULACIÓN																	
DESCRIPCIÓN: DIAGRAMA DE FLUJO DE UN PROCESO																	
RESPONSABLES		FIRMA		FECHA		Tamaño:		A3									
Dibujante: Alexandra Peñañiel				2017/09/22													
Ing. Diseño: Luis Sinche				2017/09/22													
Ing. Proyecto: Omar Bomilla				2017/09/22													
Aprobación del cliente:				2017/09/22													
5	Flujo de entrada sin gruesos	6	Flujo de salida de gruesos	7	Solución de ácido clorhídrico	8	Aire atmosférico	9	Aire comprimido	10	Aire atmosférico	11	Flujo de salida de gruesos	12	Flujo de salida de gruesos	27	Lixiviado
12 473,25	12 473,25	12 432,75	40,50	0,47	80,38	80,38	-	-	80,38	80,38	-	12 923,26	12 923,26	449,54	449,54		
12 432,75	12 432,75	12 432,75	40,50	0,45	-	-	-	-	353,0	290,0	-	12 881,44	12 881,44	448,22	448,22		
40,50	40,50	40,50	40,50	-	-	-	-	-	-	-	-	41,82	41,82	1,32	1,32		
-	-	-	-	0,02	-	-	-	-	-	-	-	0,02	0,02	-	-		
303,0	303,0	303,0	303,0	290,0	80,38	80,38	80,38	80,38	290,0	290,0	80,38	302,5	302,5	290,0	290,0		
117,9	117,9	73,2	73,2	73,2	73,2	128,8	128,8	128,8	73,2	73,2	73,2	35,6	253,9	73,2	73,2		

TK-401

Tanque de agua de lavado

H = 1,55 m; L = 1,24 m; B = 1,24 m
Pd = 90,26 kPa; Td = 290 K

P-401

Bomba centrífuga

Q = 28,30 m³/h
Pd = 162,2 kPa; TDH = 104,4 kPa

FA-101/102/103/104

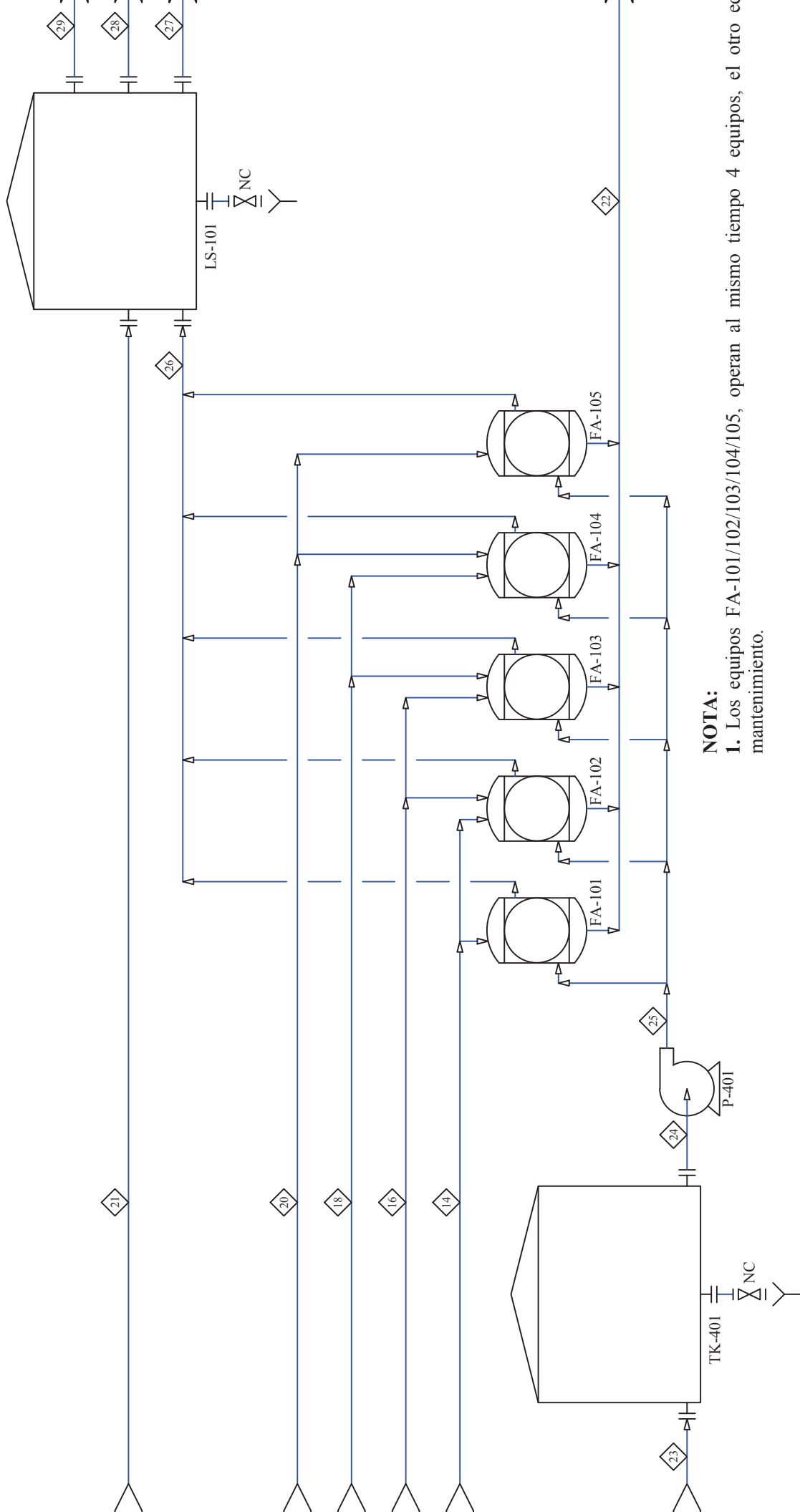
Filtro de arena

D = 0,90 m
H = 1,75 m

LS-101


Lecho de secado

A = 34,6 m²; H = 0,80 m
Número de lechos individuales = 35



NOTA:

1. Los equipos FA-101/102/103/104/105, operan al mismo tiempo 4 equipos, el otro en mantenimiento.

ESCUELA POLITÉCNICA NAC										
										
CLIENTE: ESCUELA POLITÉCNICA NAC										
PROYECTO: DISEÑO DE UNA PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES PROVENIENTES DE UNA INDUSTRIA DE PROCESOS DE ELECTROCOAGULACIÓN										
DESCRIPCIÓN: DIAGRAMA DE FLUJO DE AGUA										
		Tamaño: A3								
RESPONSABLES	FIRMA	FECHA								
Dibujante: Alexandra Peñafiel		2017/09/22	22	23	24	25	26	27	28	29
Ing. Diseño: Luis Sinche		2017/09/22	Efluente filtrado	Agua de lavado	Agua de lavado	Agua de lavado	Retrolavado de filtros	Lixiviado	Lodos deshidratados	Agua evaporada
Ing. Proyecto: Omar Bomilla		2017/09/22	12 791,26	392,26	392,26	392,26	395,02	449,54	70,49	4,22
Aprobación del cliente:		2017/09/22	12 789,42	392,26	392,26	392,26	392,26	448,22	31,83	4,22
			1,84	-	-	-	2,76	1,32	38,66	-
			-	-	-	-	-	-	-	-
			302,5	290,0	290,0	290,0	290,0	290,0	290,0	290,0
			70,8	73,2	58,8	163,2	70,8	73,2	-	2,6

4.2 BALANCE DE MASA

El balance de masa se realizó a partir de los efluentes descargados y composiciones obtenidas de una industria láctea que se presentan en el Anexo I. En la Tabla 4.2 se despliegan las corrientes que intervinieron en el balance de masa, así como sus respectivos valores y composiciones.

Tabla 4.2. Balance de masa de la planta de tratamiento de efluentes de una industria láctea

Equipo	N° de línea	Flujo másico (kg/h)					Descripción
		Total	Agua	Sólidos	HCl	Aire	
TK-101	1	12 473,25	12 432,75	40,50	0,00	0,00	Efluente recibido
CR-101, CR-102	3	12 473,25	12 432,75	40,50	0,00	0,00	Efluente en cribas
TZ-101	6	12 473,25	12 432,75	40,50	0,00	0,00	Efluente tamizado
SK-101	7	0,47	0,45	0,00	0,02	0,00	Ácido clorhídrico, 1 N
CP-101	8	80,38	0,00	0,00	0,00	80,38	Aire atmosférico
	9	80,38	0,00	0,00	0,00	80,38	Aire comprimido
TK-301	11	12 923,26	12 881,44	41,82	0,02	0,00	Efluente homogeneizado
CE-101 CE-102 CE-103 CE-104	13	3 198,51	3 197,36	1,15	0,00	0,00	Efluente tratado por EC
	15	3 198,51	3 197,36	1,15	0,00	0,00	
	17	3 198,51	3 197,36	1,15	0,00	0,00	
	19	3 198,51	3 197,36	1,15	0,00	0,00	
	21	129,23	92,01	37,22	0,00	0,00	Lodos producidos por EC
FA-101, FA-102, FA-103, FA-104, FA-105	22	12 791,26	12 789,42	1,84	0,02	0,00	Efluente filtrado
	26	395,02	392,26	2,76	0,00	0,00	Retrolavado de filtros
TK-401	23	392,26	392,26	0,00	0,00	0,00	Agua de lavado
LS-101	27	449,54	448,22	1,32	0,00	0,00	Lixiviado
	28	70,49	31,83	38,66	0,00	0,00	Lodos deshidratados
	29	4,22	4,22	0,00	0,00	0,00	Agua evaporada

4.3 PLANIFICACIÓN DE LA PRODUCCIÓN

La planta de tratamiento de efluentes operará en promedio 20 horas al día durante 7 días a la semana, debido a que la planta de productos lácteos produce efluentes durante toda su jornada productiva, misma que corresponde al tiempo señalado.

En cuanto a recursos humanos, la planta contará con tres operadores, los mismos que trabajan en turnos rotativos de 10 h, de manera que solo uno trabajará por turno. La planta será semi-automática porque se dispondrá de control en los procesos más importantes como la dosificación de HCl al tanque de homogeneización para regulación de pH y una válvula de control para no permitir el paso de efluente a las celdas de electrocoagulación en el caso de existir alguna falla. Los demás procesos, así como sistemas de bombeo serán manuales con el fin de disminuir costos de implantación de la planta. Por lo tanto, las funciones de los operadores serán el control de los procesos y registro de variables en un libro diario.

Además existirá un supervisor, mismo que trabaja en horario administrativo (8h00 a 17h00) el cual se encargará de toma de muestras para análisis rigurosos cuando sean necesarios, evaluación de datos, elaboración de informes y será el responsable de emitir reportes a la planta de productos lácteos, misma que constituye el cliente directo.

La planta diariamente tratará 250 m³ de efluentes, los cuales primero ingresarán al pretratamiento, ya que por la naturaleza de los mismos vienen cargados con material de gran tamaño (plástico, fundas, madera, entre otros) los cuales quedan retenidos en las rejillas de la criba, por lo que la recolección de estos es necesaria para evitar su saturación.

Luego del sistema de desbaste, los efluentes serán tamizados mediante un tamiz estático y de igual forma debe controlarse la recolección de los residuos para evitar que este se sature.

En la etapa de homogeneización el tanque dispondrá de un medidor de pH para controlar la adición de HCl con base en este parámetro, con el fin de mantener un pH en un valor de 4,5. Al ser necesario ajustar el pH constantemente, debido a que los valores fluctúan a lo largo de la jornada de trabajo, este control es automático, donde el medidor de pH envía señales hasta una válvula, la misma que dosifica HCl (1 N) desde un tanque. El operador monitoreará el consumo de HCl por turno y de ser necesario reemplazará el tanque de reactivo.

Luego, en el sistema de electrocoagulación, el sistema será semiautomático, donde de no haber energía eléctrica el sistema se conectará a la planta generadora que también provee de energía eléctrica a la planta de productos lácteos. Si existiese un fallo de otro tipo la válvula de control detendrá el flujo hacia las celdas. El dragado de las mismas será manual.

La eficiencia de las celdas deberá ser comprobada mediante la realización de pruebas de laboratorio a los efluentes a la salida de las mismas, puesto que es necesario el cambio de los electrodos cada cierto tiempo (56 días). El muestreo será responsabilidad del supervisor.

Además, los lodos producidos en esta etapa deberán ser recolectados por los operarios y transportados hasta los lechos de secado donde permanecerán 30 días para su disposición final en sacos, mismos que serán enviados al relleno sanitario.

Finalmente, en la etapa de filtración se dispondrá de cinco filtros para tratar el efluente proveniente de las cuatro celdas de electrocoagulación; sin embargo solo cuatro estarán operativos mientras el otro estará en mantenimiento.

Se estima que cada uno deberá ser lavado y regenerado una vez al día, por lo que los operadores deberán registrar a que filtro han hecho el mantenimiento; este se realizará de manera manual y además el operador deberá controlar que el tanque del agua del lavado esté lleno para realizarlo.

4.4 BALANCE DE ENERGÍA

En la Tabla 4.3 se presentan los requerimientos energéticos de los equipos que conforman la planta de tratamiento.

Tabla 4.3. Balance de energía de la planta de tratamiento de efluentes de una industria láctea

Equipo	Identificación	Potencia (kW)	Energía (kWh)
Bomba	P-101	0,75	14,91
Bomba	P-201	3,73	74,57
Compresor	CP-101	2,50	50,00
Dosificador	SK-101	0,19	3,73
Bomba	P-301	1,12	22,37
Bomba	P-302	1,12	22,37
Bomba	P-303	1,12	22,37
Bomba	P-304	1,12	22,37
Fuente de poder	PS-101	1,16	23,25
Bomba	P-401	5,59	111,86
		TOTAL	397,63

4.5 DISPOSICIÓN EN PLANTA (*LAYOUT*) Y PLANOS DE ELEVACIÓN

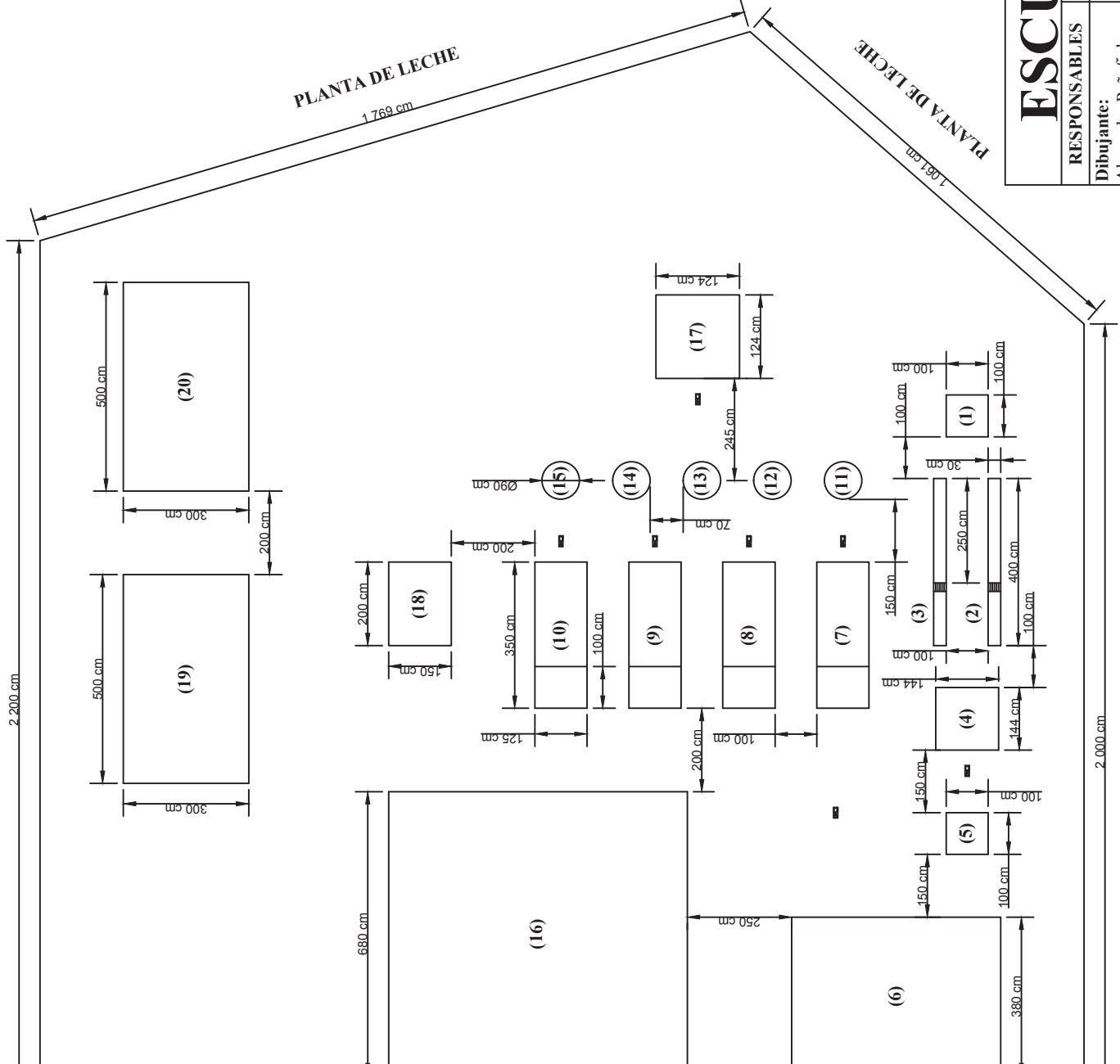
Para la instalación de la planta de tratamiento se dispone de un área de 620,88 m², de acuerdo a lo establecido en la sección 2.1.2.

4.5.1 DISPOSICIÓN EN PLANTA (*LAYOUT*)

En la Figura 4.6 se presenta la disposición de los equipos en planta (*layout*) la cual permite la colocación adecuada y segura de cada uno de los equipos que conforman la planta de tratamiento de efluentes de una industria láctea, además de permitir el acceso para las operaciones de mantenimiento (Sinnott, 2005, p. 42).

PARED

2.200 cm



LISTA DE EQUIPOS

# LAYOUT	TAG EQUIPO	IDEN
1	TK-101	Tanq
2	CR-101	
3	CR-102	
4	TK-201	Tanq
5	TZ-101	Tan
6	TK-301	hom
7	CE-101	elect
8	CE-102	elect
9	CE-103	elect
10	CE-104	elect
11	FA-101	Filt
12	FA-102	Filt
13	FA-103	Filt
14	FA-104	Filt
15	FA-105	Filt
16	LS-101	Lect
17	TK-401	Tanq
18	-	Fuent
19	-	Cual
20	-	

ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL



RESPONSABLES	FIRMA	FECHA
Dibujante: Alexandra Peñafiel		2017/09/22
Ing. Diseño: Luis Sinche		2017/09/22
Ing. Proyecto: Omar Bomilla		2017/09/22
Aprobación del cliente:		2017/09/22
CLIENTE:	ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL	
PROYECTO:	DISEÑO DE UNA PLANTA DE TRATAMIENTO DE LECHE PROVENIENTES DE UNA INDUSTRIA DE LECHE PROCESOS DE ELECTROCOAGULACIÓN	
DESCRIPCIÓN:	LAYOUT DE LA PLANTA	
Tamaño:	A3	

4.5.2 PLANOS DE ELEVACIÓN

En las Figuras 4.7 a 4.11 se esquematizan los equipos principales que conforman la planta de tratamiento de efluentes de una industria láctea, en las cuales se detallan las dimensiones y las vistas frontal, lateral y superior para cada uno de los principales equipos establecidos en el diseño de la planta de tratamiento de efluentes.

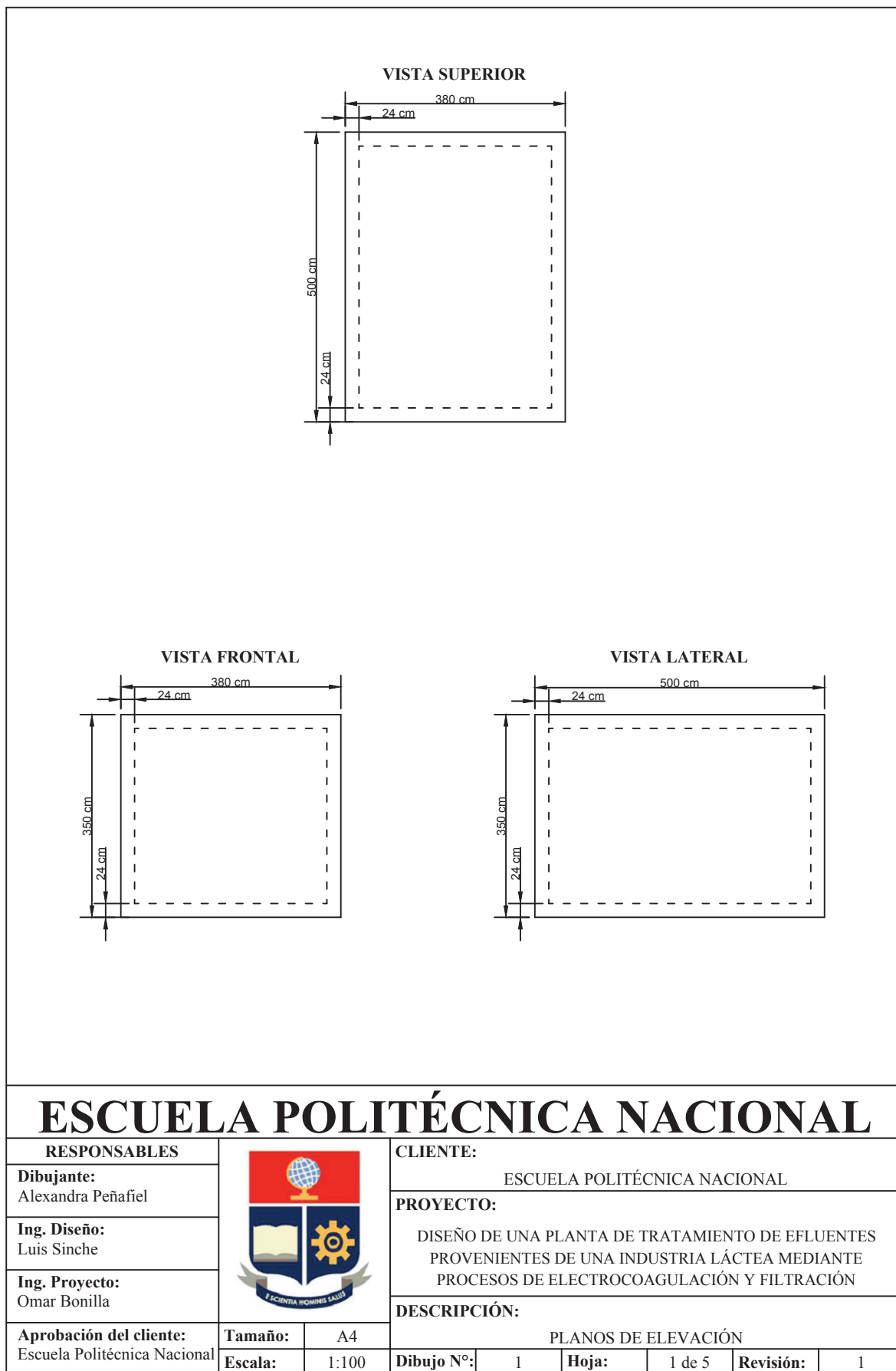
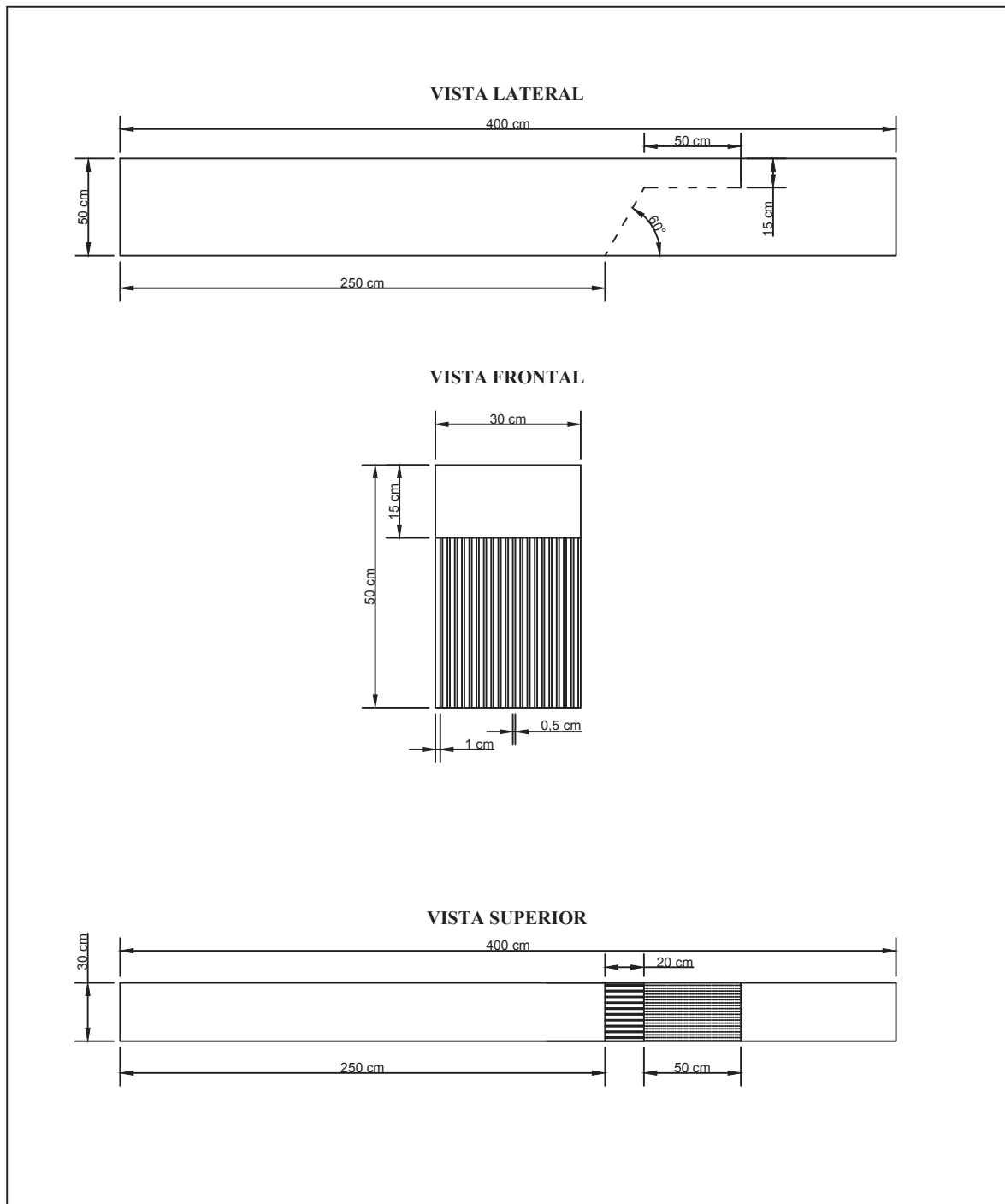


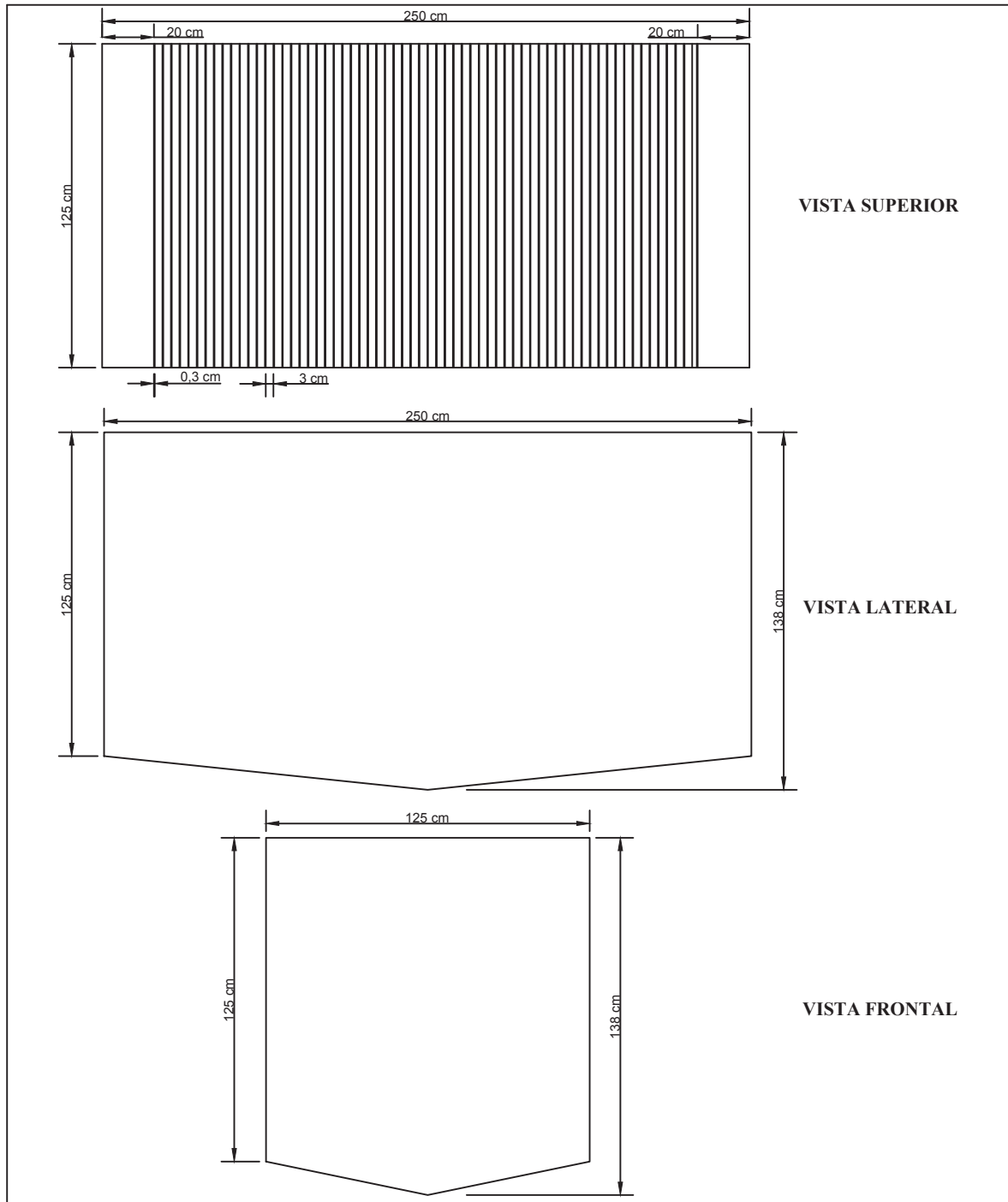
Figura 4.7. Tanque de homogeneización



ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL

RESPONSABLES			CLIENTE:					
Dibujante: Alexandra Peñafiel			ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL					
Ing. Diseño: Luis Sinche			PROYECTO:					
Ing. Proyecto: Omar Bonilla			DISEÑO DE UNA PLANTA DE TRATAMIENTO DE EFLUENTES PROVENIENTES DE UNA INDUSTRIA LÁCTEA MEDIANTE PROCESOS DE ELECTROCOAGULACIÓN Y FILTRACIÓN					
Aprobación del cliente: Escuela Politécnica Nacional		Tamaño: A4		DESCRIPCIÓN:			PLANOS DE ELEVACIÓN	
Escala: 1:33		Dibujo N°: 2	Hoja: 2 de 5	Revisión: 1				

Figura 4.8. Criba



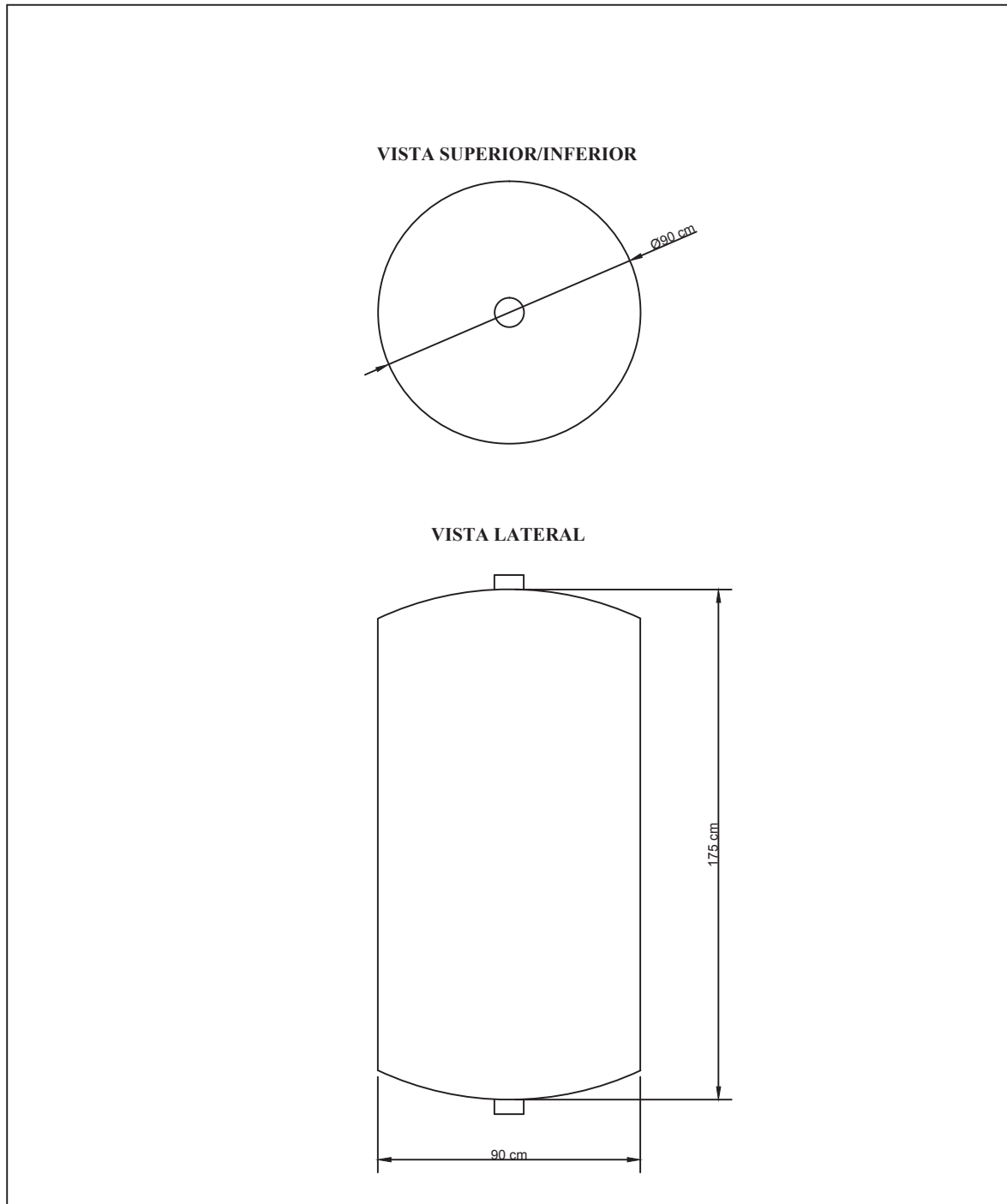
ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL

RESPONSABLES			CLIENTE:				
Dibujante: Alexandra Peñafiel			ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL				
Ing. Diseño: Luis Sinche			PROYECTO:				
Ing. Proyecto: Omar Bonilla			DISEÑO DE UNA PLANTA DE TRATAMIENTO DE EFLUENTES PROVENIENTES DE UNA INDUSTRIA LÁCTEA MEDIANTE PROCESOS DE ELECTROCOAGULACIÓN Y FILTRACIÓN				
Aprobación del cliente:		DESCRIPCIÓN:					
Escuela Politécnica Nacional		PLANOS DE ELEVACIÓN					
Tamaño:	A4	Dibujo N°:	3	Hoja:	3 de 5	Revisión:	1
Escala:	1:25						

Figura 4.9. Celda de electrocoagulación



Figura 4.10. Lecho de secado



ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL

RESPONSABLES			CLIENTE:						
Dibujante: Alexandra Peñafiel			ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL						
Ing. Diseño: Luis Sinche			PROYECTO:						
Ing. Proyecto: Omar Bonilla			DISEÑO DE UNA PLANTA DE TRATAMIENTO DE EFLUENTES PROVENIENTES DE UNA INDUSTRIA LÁCTEA MEDIANTE PROCESOS DE ELECTROCOAGULACIÓN Y FILTRACIÓN						
Aprobación del cliente:		DESCRIPCIÓN:		PLANOS DE ELEVACIÓN					
Escuela Politécnica Nacional		Tamaño:	A4	Dibujo N°:	5	Hoja:	5 de 5	Revisión:	1
		Escala:	1:25						

Figura 4.11. Filtro de arena

4.6 DIAGRAMA DE TUBERÍAS E INSTRUMENTACIÓN (P&ID) Y CONTROL

En la Figura 4.12 se presenta la nomenclatura y simbología empleada en la elaboración de los diagramas de tuberías e instrumentación que se presentan en las Figuras 4.13 a 4.16. Los diagramas de tuberías e instrumentación (P&ID) de la planta de tratamiento de efluentes de una industria láctea muestran los equipos, tuberías, válvulas y lazos de control para cada uno de los procesos que conforman la planta.

NOMENCLATURA GENERAL

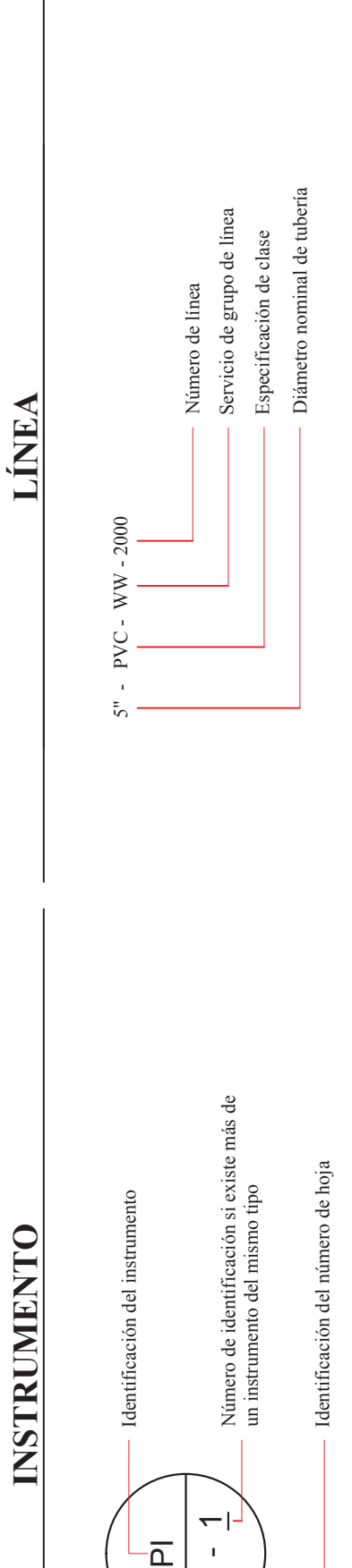
SÍMBOLOS

CÓDIGOS		INSTRUMENTOS		VÁLVULAS DE CONTROL		LÍNEAS DE INSTRUMENTACIÓN	
Coagulación	AI	Indicador de PH	LI	Indicador de nivel	FCV	De flujo	Línea de flujo
	FC	Controlador de flujo	LLL	Nivel bajo de líquido			Cambio de dirección
	FY	Señal de conversión	NC	Normalmente cerrado			Drenaje ab
	HILL	Nivel alto de líquido	NLL	Nivel normal de líquido			
	HS	Interruptor de mano (parada de inicio)	PC	Controlador de presión			
Medidor de ácido	LAHH	Alarma de nivel alto	PI	Indicador de presión			
	LALL	Alarma de nivel bajo	VSD	Variador de velocidad			
	LC	Controlador de nivel	XA	Falla			
			XS	Estado			

IDENTIFICACIÓN DE LÍNEA

CLASE	IDENTIFICACIÓN DE SERVICIO	NÚMERO DE LÍNEA
AC	Solución ácida	2000
AS	Aire	3000
SW	Agua de servicio	4000
WW	Agua residual	

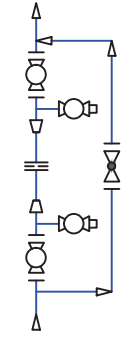
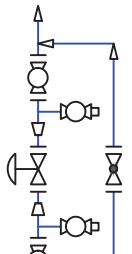
PROCEDIMIENTO DE IDENTIFICACIÓN



NOTAS

ARREGLO TÍPICO DE LA DE CONTROL

NOTA 2: ARREGLO TÍPICO DE MEDIDOR DE FLUJO



ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL

CLIENTE: ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL

PROYECTO: DISEÑO DE UNA PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES PROVENIENTES DE UNA INDUSTRIA DE PROCESOS DE ELECTROCOAGULACIÓN

DESCRIPCIÓN: DIAGRAMA DE TUBERÍAS E INSTRUMENTACIÓN



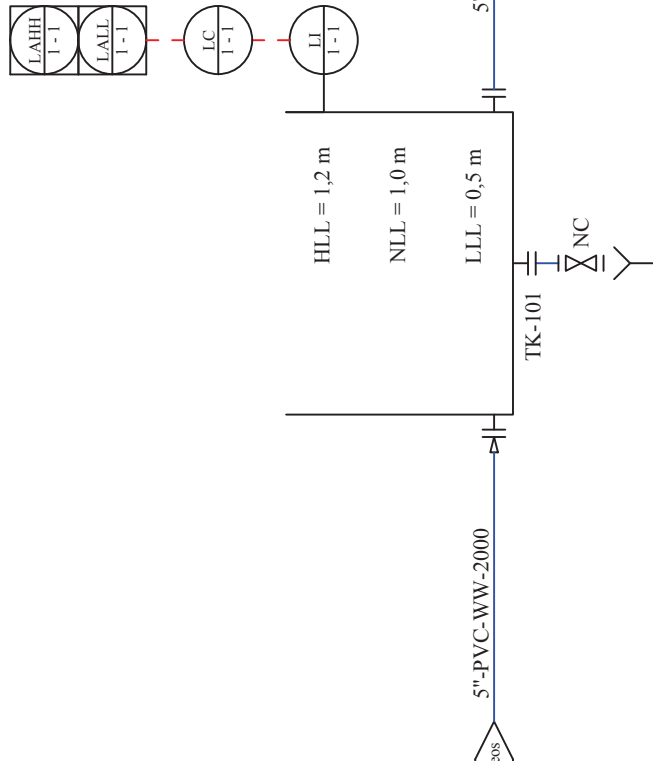
RESPONSABLES	FIRMA	FECHA
Dibujante: Alexandra Peñañafel		2017/09/22
Ing. Diseño: Luis Sinche		2017/09/22
Ing. Proyecto: Omar Bomilla		2017/09/22
Aprobación del cliente:		

Tamaño: A3

CR-101/102

Criba

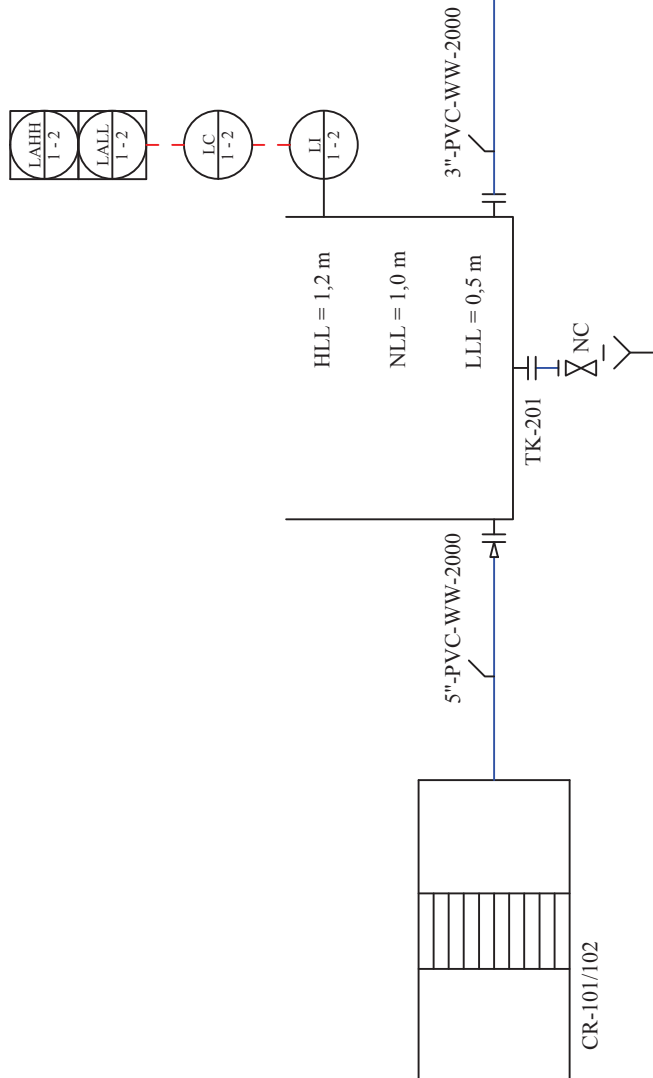
Tanque de llegada
 H = 1,50 m; L = 1,00 m; B = 1,00 m
 Pd = 87,80 kPa; Td = 303 K
 A = 0,14 m²
 Número de barras = 19
 Espaciamiento entre barras = 0,01 m



TK-201


Tanque de bombeo

H = 1,80 m; L = 1,44 m; B = 1,44 m
 Pd = 87,80 kPa; Td = 303 K



TK-102 operan en paralelo en diferente tiempo, por lo tanto se dibuja un solo equipo.

ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL

		CLIENTE: ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL
RESPONSABLES Dibujante: Alexandra Peñañiel	FIRMA	FECHA 2017/09/22
Ing. Diseño: Luis Sinche		2017/09/22
Ing. Proyecto: Omar Bomilla		2017/09/22
Aprobación del cliente:	Tamaño: A3	DESCRIPCIÓN: DISEÑO DE UNA PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS PROVENIENTES DE UNA INDUSTRIA DE PROCESOS DE ELECTROCOAGULACIÓN

F-101

Bomba centrífuga

Q = 12,50 m³/h
Pd = 117,9 kPa ; TDH = 59,6 kPa

IZ-101

Tamiz estático

H = 1,35 m; L = 1,05 m; B = 0,39 m
Tamaño de malla = 0,75 mm

CP-101

Compresor

Pd = 73,15 kPa
Td = 290 K

SK-101

Tanque y dosificador de ácido clorhídrico

Q: 12,00 mL/min
Potencia: 0,19 kW

TK-301

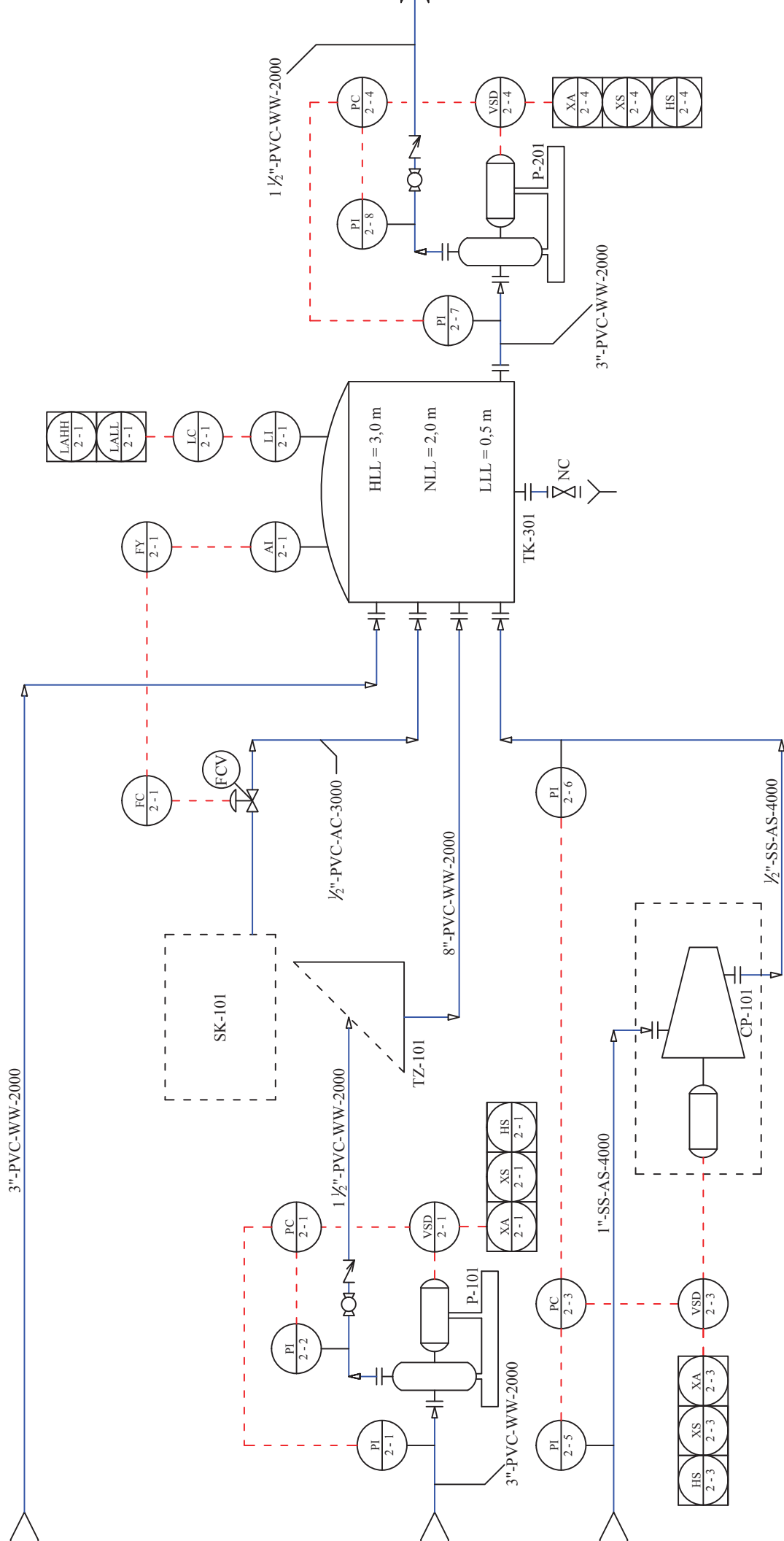
Tanque de homogeneización

H = 3,5 m; L = 5,0 m; B = 3,8 m
Pd = 107,39 kPa; Td = 302,9 K

P-201

Bomba centrífuga

Q = 12,95 m³/h
Pd = 253,9 kPa ; TDH = 218,3 kPa



ESCUELA POLITÉCNICA NAC



CLIENTE: ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL
 PROYECTO: DISEÑO DE UNA PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES PROVENIENTES DE UNA INDUSTRIA DE PROCESOS DE ELECTROCOAGULACIÓN

RESPONSABLES	FIRMA	FECHA
Dibujante: Alexandra Peñañiel		2017/09/22
Ing. Diseño: Luis Sinche		2017/09/22
Ing. Proyecto: Omar Bomilla		2017/09/22

Aprobación del cliente:
 Tamaño: A3

DESCRIPCIÓN: DIAGRAMA DE TUBERÍAS E INSTRUMENTACIÓN

CE-101/102/103/104
Celda de electrocoagulación

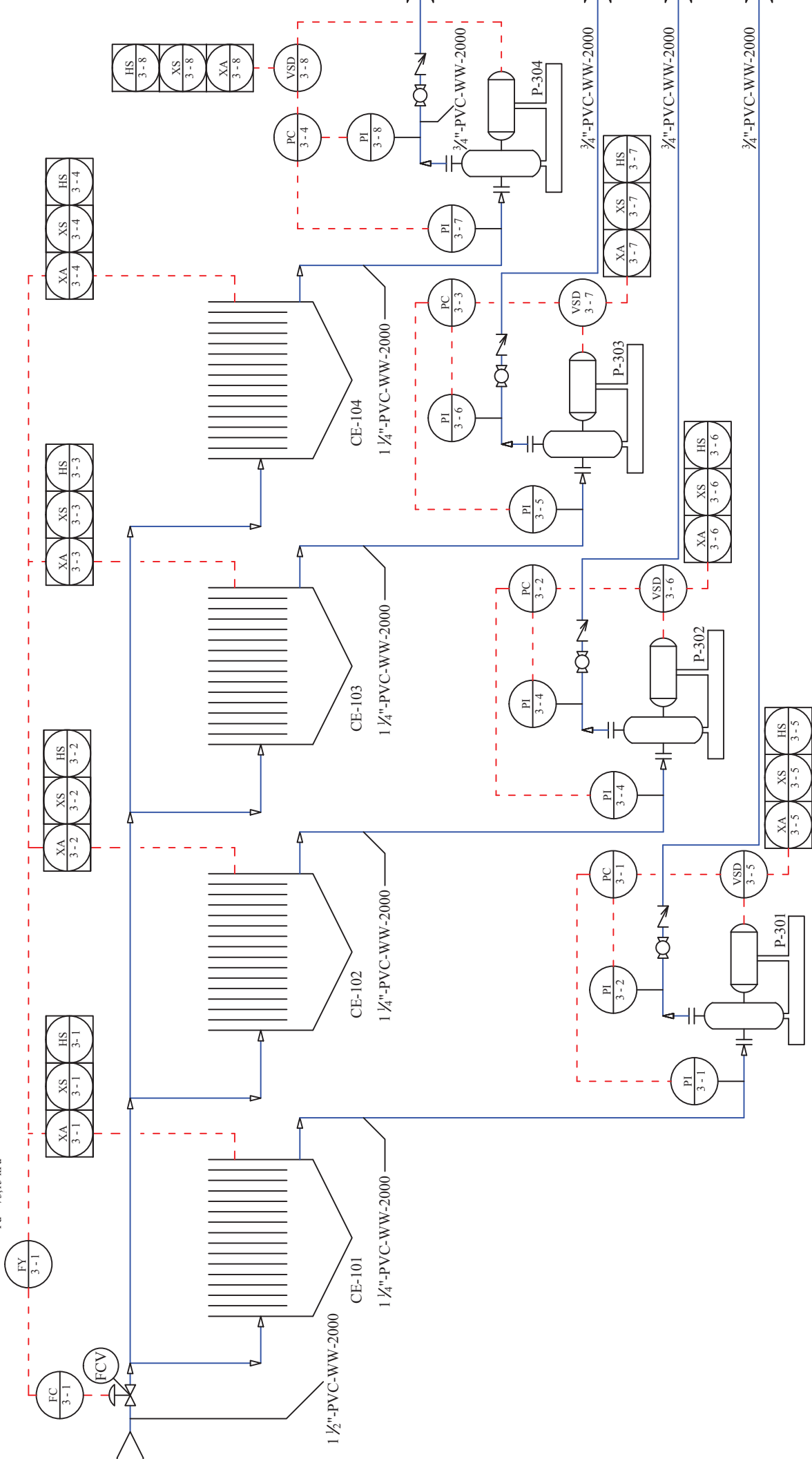
H = 1,26 m; L = 2,52 m; B = 1,26 m
Número de celdas = 64
Pd = 73,15 kPa

P-301/304
Bomba centrífuga

Q = 3,21 m³/h
Pd = 154,7 kPa ; TDH = 85,5 kPa

P-302/303
Bomba centrífuga

Q = 3,21 m³/h
Pd = 153,4 kPa ; TDH = 84,3 kPa



CE-101/102/103/104 es de forma manual.

ESCUELA POLITÉCNICA NAC



CLIENTE: ESCUELA POLITÉCNICA NAC
PROYECTO: DISEÑO DE UNA PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES PROVENIENTES DE UNA INDUSTRIA DE PROCESOS DE ELECTROCOAGULACIÓN

RESPONSABLES	FIRMA	FECHA
Dibujante:	Alexandra Peñañiel	2017/09/22
Ing. Diseño:	Luis Sinche	2017/09/22
Ing. Proyecto:	Omar Bomilla	2017/09/22

Aprobación del cliente:

Tamaño:	A3
DESCRIPCIÓN:	DIAGRAMA DE TUBERÍAS E INSTRUMENTACIÓN

TK-401

Tanque de agua de lavado

H = 1,55 m; L = 1,24 m; B = 1,24 m
Pd = 90,26 kPa; Td = 290 K

P-401

Bomba centrífuga

Q = 28,30 m³/h
Pd = 162,2 kPa; TDH = 104,4 kPa

FA-101/102/103/104

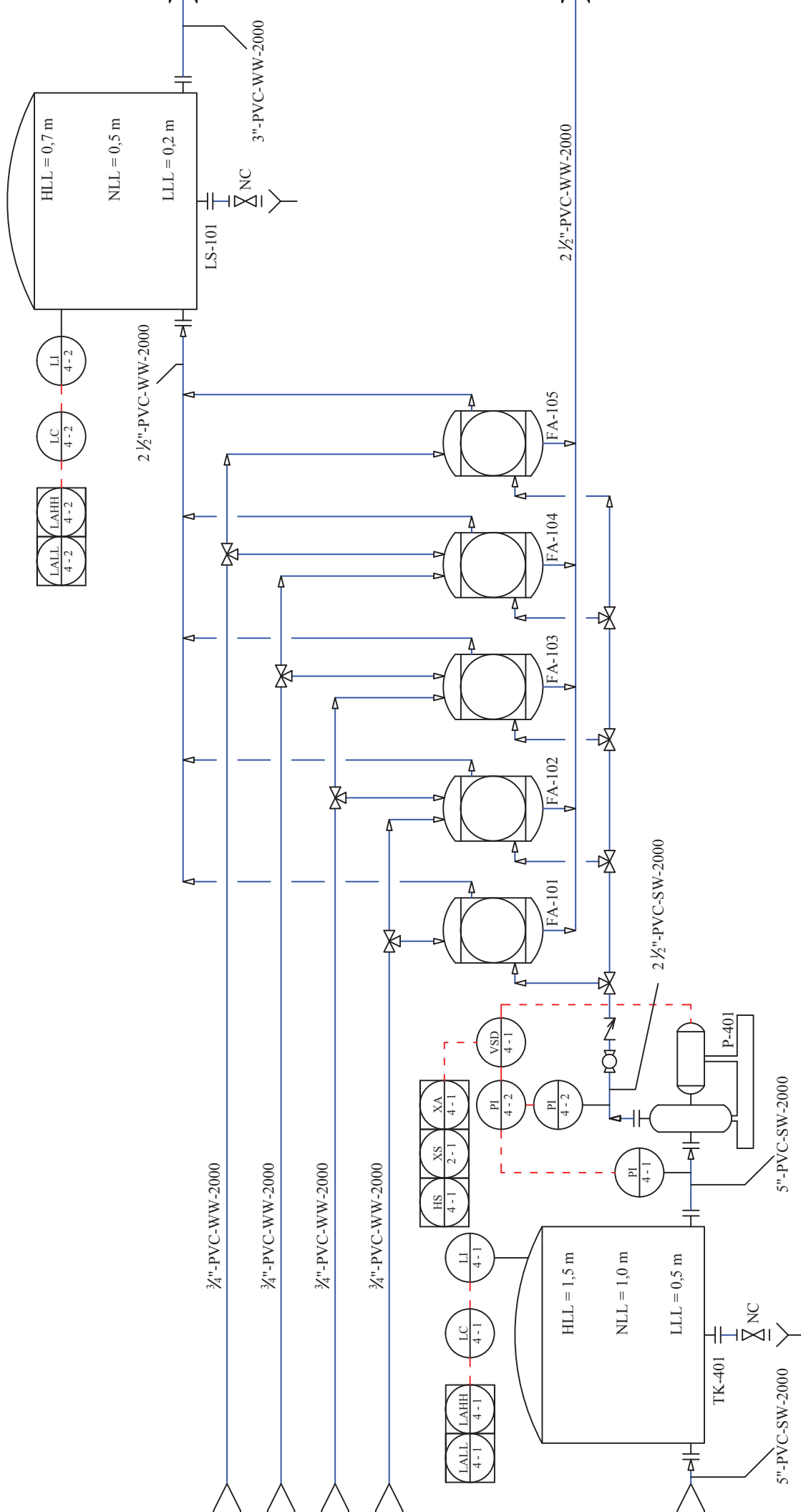
Filtro de arena

D = 0,90 m
H = 1,75 m

LS-101

Lecho de secado

A = 34,6 m²; H = 0,80 m
Número de lechos individuales = 35



ESCUELA POLITÉCNICA NAC

		CLIENTE:	ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL
RESPONSABLES	FIRMA	FECHA	
Dibujante:	Alexandra Peñañiel	2017/09/22	
Ing. Diseño:	Luis Sinche	2017/09/22	
Ing. Proyecto:	Omar Bomilla	2017/09/22	
Aprobación del cliente:			
Tamaño:	A3		
DESCRIPCIÓN:		DIAGRAMA DE TUBERÍAS E INS...	
PROYECTO:		DISEÑO DE UNA PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUA PROVENIENTES DE UNA INDUSTRIA PROCESOS DE ELECTROCOAGULACIÓN	

103/104/105, operan al mismo tiempo 4 equipos, el otro equipo se encuentra en mantenimiento.

4.7 DIMENSIONAMIENTO Y ESPECIFICACIONES DE LOS EQUIPOS PROPUESTOS

4.7.1 DIMENSIONAMIENTO DE LOS EQUIPOS PROPUESTOS

El dimensionamiento de los equipos principales y secundarios propuestos para la conformación y diseño de la planta de tratamiento se presenta en el Anexo III con base en los criterios de diseño establecidos en la sección 3 y los balances de masa y energía que se detallan en los Anexos I y II, respectivamente. Las dimensiones de cada uno de los equipos propuestos en el diseño de la planta de tratamiento de efluentes se presentan en la Tabla 4.4.

Tabla 4.4. Dimensiones de los equipos propuestos para la planta de tratamiento de efluentes

Equipo	Dimensiones	
	Parámetro	Valor (m)
Tanque de recepción	Altura	1,25
	Longitud	1,00
	Ancho	1,00
Criba	Altura	0,32
	Longitud	4,00
	Ancho	0,30
Tanque de bombeo	Altura	1,80
	Longitud	1,44
	Ancho	1,44
Tamiz estático	Altura	1,35
	Longitud	0,59
	Ancho	1,05
Tanque de homogeneización	Altura	3,50
	Longitud	5,00
	Ancho	3,75
Celda de electrocoagulación	Altura	1,26
	Longitud	2,52
	Ancho	1,26

Tabla 4.4. Dimensiones de los equipos propuestos para la planta de tratamiento de efluentes (continuación...)

Equipo	Dimensiones	
	Parámetro	Valor (m)
Filtro de arena	Altura	1,75
	Diámetro	0,90
Tanque de agua de lavado	Altura	1,55
	Longitud	1,24
	Ancho	1,24
Lecho de secado	Altura	0,80
	Longitud	7,15
	Ancho	6,80

4.7.2 ESPECIFICACIONES DE LOS EQUIPOS PROPUESTOS

El detalle de las características y especificaciones de los equipos principales (tanque de recepción, cribas, tanque de bombeo, tanque de homogeneización, difusores de aire, celdas de electrocoagulación, filtros de arena, tanque de lavado y lecho de secado) se presenta en las respectivas hojas de especificaciones en las Tablas 4.5 a 4.7, 4.9, 4.13, 4.15 y 4.16 (Ecuatoriana de Servicios Inmobiliaria y Construcción – ESEICO S.A., 2016; Estruagua, 2017, p. 14; Startwater, 2017; Lawscos, 2016)

Los equipos secundarios de la planta de tratamiento (tamiz estático, dosificador de ácido clorhídrico, fuente de corriente continua, bombas y compresores) fueron seleccionados de catálogos existentes en el mercado, posterior a su dimensionamiento. En las Tablas 4.8, 4.10 a 4.12, 4.14 y 4.17 se presentan las hojas de especificaciones para cada uno de los equipos que conforman la planta de tratamiento de efluentes (Copersa, 2015, p. 8; Equimar, 2006, pp. 4-6; Hidroservicios ambientales, 2011; Staticon, 2017, pp. 1-5; Sulzer, 2016, pp. 1-4; Verder, 2017, p.1).

Tabla 4.5. Hoja de especificaciones del tanque de recepción


HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 1			
Nombre del equipo:		Tanque de recepción	
Fabricante: ESEICO S.A.		Material de Construcción:	Hormigón
		Etiqueta en planta:	TK-101
		Número de equipos en planta:	1
Dimensiones:		Parámetros de diseño:	
Altura (mm):	1 250	Espesor (mm):	90
Longitud (mm):	1 000	Presión de operación (kPa):	87,8
Ancho (mm):	1 000	Temperatura de operación (K):	303
		Volumen de operación (m ³):	1,3
		Tiempo de residencia (min):	5
Principio de funcionamiento:			
<p>Los efluentes que provienen de la planta productora de lácteos se reciben en el tanque TK-101 desde donde se dirigen hacia el sistema de desbaste. En este tanque se reduce la velocidad de los efluentes de tal manera que puedan ingresar a las cribas con la velocidad adecuada.</p>			
Esquema del equipo:			
			

Tabla 4.6. Hoja de especificaciones de la criba


HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 2	
Nombre del equipo:	Criba
Fabricante: ESTRUAGUA	Material de Construcción: Hormigón, Acero al carbón
	Etiqueta en planta: CR-101; CR-102
	Número de equipos en planta: 2
Dimensiones: Altura (mm): 320 Longitud (mm): 4 000 Ancho (mm): 300	Parámetros de diseño: Pérdida de carga admisible (m): 0,7 Velocidad mínima de aproximación (m/s): 0,23 Inclinación del canal: 1,3° Número de barras: 19 Número de espaciamentos: 20 Diámetro de las barras (mm): 10 Espaciamiento entre barras (mm): 5 Ángulo de cribas: 60°
Principio de funcionamiento: Los efluentes lácteos atraviesa un sistema de desbaste compuesto por las cribas CR-101/102 dispuestas en paralelo las cuales presentan barras verticales de hierro en las cuales se remueven los sólidos de gran tamaño que pueden afectar el funcionamiento de otros equipos y procesos. En la parte superior de la criba consta de una bandeja perforada en la cual se recolectan los sólidos retenidos en el sistema.	
Esquema del equipo:	
	

Tabla 4.7. Hoja de especificaciones de los tanques de bombeo


HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 3			
Nombre del equipo:		Tanque de bombeo	
Fabricante: ESEICO S.A.		Material de Construcción:	Hormigón armado
		Etiqueta en planta:	TK-201, TK-401
		Número de equipos en planta:	2
Dimensiones:		Parámetros de diseño:	
Altura (mm):	1 800	Espesor (mm):	180
Longitud (mm):	1 440	Presión de operación (kPa):	87,8
Ancho (mm):	1 440	Temperatura de operación (K):	303
		Volumen de operación (m ³):	3,8
		Tiempo de residencia (min):	15
Principio de funcionamiento:			
<p>Los tanques TK-201 y TK-401 permiten el almacenamiento de líquidos antes de su bombeo a distintos procesos. En el tanque TK-201 se receptan los efluentes desde donde se bombean hacia el tamiz estático, mientras que en el tanque TK-401 se almacena el agua que se bombea hacia los filtros para realizar el lavado de los mismos.</p>			
Esquema del equipo:			
			

Tabla 4.8. Hoja de especificaciones del tamiz estático

HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 4			
Nombre del equipo:		Tamiz estático	
Fabricante: EQUIMAR S.A.		Material de Construcción:	Acero inoxidable
		Etiqueta en planta:	TZ-101
		Número de equipos en planta:	1
Dimensiones:		Parámetros de diseño:	
Altura (mm):	1 350	Presión de operación (kPa):	73
Longitud (mm):	590	Temperatura de operación (K):	303
Ancho (mm):	1 050	Tamaño de malla (mm):	0,75
		Caudal máximo (m ³ /h):	21
Principio de funcionamiento:			
<p>En el tamiz estático TZ-101 se retienen los sólidos de menor tamaño antes de que el efluente pase hacia los siguientes procesos. El efluente atraviesa el tamiz el cual posee una malla de acero inoxidable en la cual se retienen sólidos cuyo tamaño sea mayor a 0,75 mm.</p>			
Esquema del equipo:			
			

Tabla 4.9. Hoja de especificaciones del tanque de homogeneización


HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 5			
Nombre del equipo:		Tanque de homogeneización	
Fabricante: ESEICO S.A.		Material de Construcción:	Hormigón armado
		Etiqueta en planta:	TK-301
		Número de equipos en planta:	1
Dimensiones:		Parámetros de diseño:	
Altura (mm):	3 500	Espesor (mm):	240
Longitud (mm):	5 000	Presión de operación (kPa):	107,4
Ancho (mm):	3 750	Temperatura de operación (K):	303
		Volumen de operación (m ³):	63,6
		Tiempo de residencia (h):	5,1
Principio de funcionamiento:			
<p>En el tanque de homogeneización TK-301 se acondiciona el pH del efluente mediante la adición de una solución de ácido clorhídrico hasta alcanzar el valor necesario para el proceso de electrocoagulación. La homogeneización del efluente y la solución ácida se realiza mediante el suministro de aire comprimido a través de difusores que se encuentran ubicados en el fondo del tanque.</p>			
Esquema del equipo:			
			

Tabla 4.10. Hoja de especificaciones del dosificador

HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 6			
Nombre del equipo:		Dosificador	
Fabricante: VERDER		Material de Construcción:	Acero inoxidable
		Etiqueta en planta:	SK-101
		Número de equipos en planta:	1
Dimensiones:		Parámetros de diseño:	
Altura (mm):	110	Potencia (HP):	0,25
Longitud (mm):	205	Flujo máximo (mL/min):	12
Ancho (mm):	195		
Principio de funcionamiento:			
<p>El sistema de dosificación SK-101 permite el suministro de la solución de ácido clorhídrico hacia el tanque de homogeneización para regular el pH del efluente previo al proceso de electrocoagulación. Este dosificador está compuesto de una bomba peristáltica en donde el fluido es impulsado por la acción de un rodillo impulsor que presiona un tubo flexible en el interior de la bomba.</p>			
Esquema del equipo:			
			

Tabla 4.11. Hoja de especificaciones del compresor

HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 7			
Nombre del equipo:		Compresor	
Fabricante: SULZER		Material de Construcción:	Acero inoxidable
		Etiqueta en planta:	CP-101
		Número de equipos en planta:	1
Dimensiones:		Parámetros de diseño:	
Altura (mm):	716	Presión de operación (kPa):	128,8
Longitud (mm):	1 115	Temperatura de operación (K):	353
Ancho (mm):	332	Potencia (kW):	2,5
		Flujo de aire (ft ³ /min):	39
		Diámetro de los difusores de aire (mm):	2,8
		Frecuencia de formación de burbujas (s ⁻¹):	2,80E+05
Principio de funcionamiento:			
El compresor CP-101 permite la aplicación de aire comprimido a través de difusores de aire para mezclar el efluente en el tanque de homogeneización. Este equipo está compuesto por el sistema de compresión de aire atmosférico y los difusores que se colocan en el fondo del tanque de homogeneización.			
Esquema del equipo:			
			

Tabla 4.12. Hoja de especificaciones de los difusores de aire

HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 8			
Nombre del equipo:		Difusor de aire	
Fabricante: XYLEM		Material de Construcción:	Cerámica
		Etiqueta en planta:	DA-101
		Número de equipos en planta:	30
Dimensiones:		Parámetros de diseño:	
Altura (mm):	65	Área de servicio (m ² /unidad):	0,7
Diámetro (mm):	178	Flujo de operación (Nm ³ /h):	2
		Diámetro de los difusores (mm):	3
Principio de funcionamiento:			
Los difusores suministran flujos de aire en forma de burbujas las cuales permiten la homogeneización y la mezcla del ácido clorhídrico con los efluentes en el tanque de homogeneización. Estos difusores se colocan en el fondo del tanque para formar una matriz que cubra toda la superficie del mismo.			
Esquema del equipo:			
			

Tabla 4.13. Hoja de especificaciones de las celdas de electrocoagulación

HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 9			
Nombre del equipo:		Celda de electrocoagulación	
Fabricante: STARTWATER		Material de Construcción:	Acero al carbón
		Etiqueta en planta:	CE-101/102/103/104
		Número de equipos en planta:	4
Dimensiones:		Parámetros de diseño:	
Altura (mm):	1 260	Presión de operación (kPa):	73,2
Longitud (mm):	2 520	Temperatura de operación (K):	303
Ancho (mm):	1 260	Tiempo de residencia (h):	0,96
		Volumen de operación (m ³):	4,04
		Número de electrodos:	64
		Distancia de electrodos a la cara lateral (m):	0,2
Principio de funcionamiento:			
<p>En las celdas CE-101/102/103/104 se lleva a cabo el proceso de electrocoagulación en el que se remueven los contaminantes del agua mediante reacciones electroquímicas entre los electrodos de las celdas y el medio acuoso. Para que se produzcan estas reacciones se emplea intensidad de corriente directa la cual se aplica al sistema por medio de una fuente de corriente continua. El efluente clarificado pasa hacia los filtros, mientras que los lodos pasan a un lecho de secado.</p>			
Esquema del equipo:			
			

Tabla 4.14. Hoja de especificaciones de la fuente de alimentación de corriente continua

HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 10	
Nombre del equipo:	Fuente de alimentación de corriente continua
Fabricante: STATICON	Material de Construcción: Acero al carbón
	Etiqueta en planta: PS-101
	Número de equipos en planta: 1
Dimensiones:	Parámetros de diseño:
Altura (mm): 762	Voltaje de salida (V): 12
Longitud (mm): 508	Amperaje de salida (A): 0 - 150
Ancho (mm): 559	Potencia (kW): 2,1
	Eficiencia (%): 80
Principio de funcionamiento:	
<p>La fuente de alimentación de corriente continua PS-101 suministra la energía necesaria para el proceso de electrocoagulación que se lleva a cabo en las celdas. Esta fuente tiene la capacidad para suministrar la energía eléctrica que se requiere para el funcionamiento de las cuatro celdas en paralelo y actúa como un rectificador al transformar la corriente alterna en continua.</p>	
Esquema del equipo:	

Tabla 4.15. Hoja de especificaciones de los filtros de arena


HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 11	
Nombre del equipo:	Filtro de arena
Fabricante: LAWSCO	Material de Construcción: Acero al carbón
	Etiqueta en planta: FA-101/102/103/ 104/105
	Número de equipos en planta: 5
Dimensiones: Altura (mm): 1 750 Diámetro (mm): 900	Parámetros de diseño: Altura del lecho de arena (m): 1,15 Altura del lecho de grava de soporte (m): 0,30 Altura del borde libre (m): 0,30 Tamaño efectivo de la arena (mm): 0,25 Coeficiente de uniformidad de la arena: 2,25 Pérdida de carga admisible (m): 2
Principio de funcionamiento: En los filtros FA-101/102/103/104/105 se retienen los sólidos que se producen en las celdas de electrocoagulación que no fueron separados del efluente y dirigidos hacia el lecho de secado. Los filtros poseen lechos de arena y grava en donde se retienen las partículas suspendidas tanto en la superficie de los granos de arena y grava como en la superficie de los mismos.	
Esquema del equipo:	
	

Tabla 4.16. Hoja de especificaciones del lecho de secado

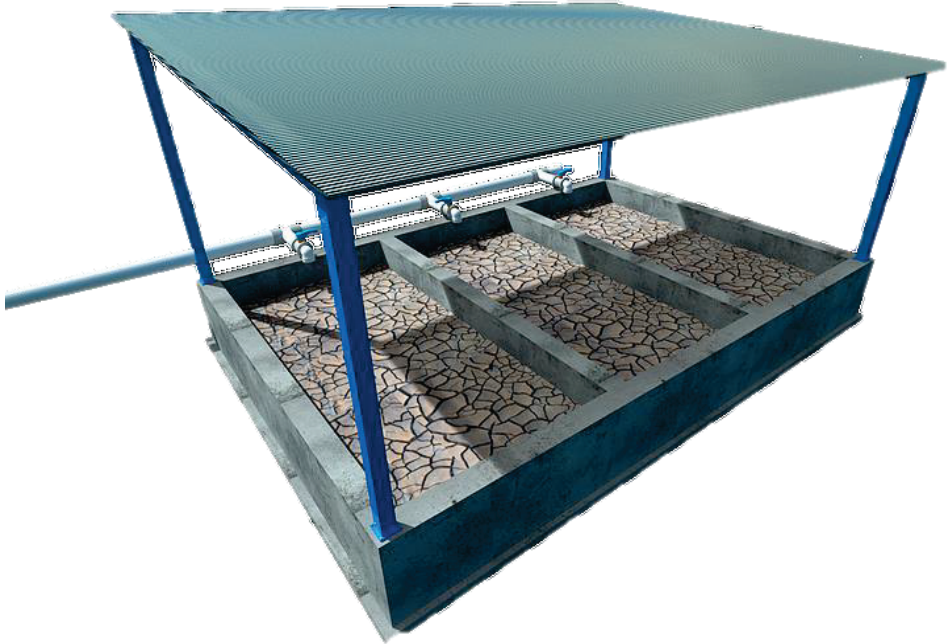
HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 12			
Nombre del equipo:		Lecho de secado	
Fabricante:		Material de Construcción:	Hormigón
ESEICO S.A.		Etiqueta en planta:	LS-101
		Número de equipos en planta:	1
Dimensiones:		Parámetros de diseño:	
Altura (mm):	800	Tiempo de digestión de lodos (días):	30
Longitud (mm):	7 150	Número de lechos individuales:	35
Ancho (mm):	6 800	Espaciamiento entre lechos (mm):	15
		Presión de operación (kPa):	73,2
		Temperatura de operación (K):	290
Principio de funcionamiento:			
<p>En el lecho de secado LS-101 se receiptan los lodos separados del efluente en la electrocoagulación. En este lecho se reduce la humedad de los lodos mediante dos procesos: la percolación del agua a través del lecho y la evaporación de la misma debido a las condiciones meteorológicas. El agua que se recoge en el fondo del lecho se recircula al proceso de tratamiento y se envía al tanque de homogeneización</p>			
Esquema del equipo:			
			

Tabla 4.17. Hoja de especificaciones de las bombas centrífugas

HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE EQUIPOS N° 13	
Nombre del equipo:	Bomba centrífuga
Fabricante: BARNES	Material de Construcción: Acero inoxidable
	Etiqueta en planta: P-101/201/301/302/303/ 304/401
	Número de equipos en planta: 7
Dimensiones: Altura (mm): 241 Longitud (mm): 403 Ancho (mm): 174	Parámetros de diseño: Potencia (HP): 1 - 1,5 - 5 - 7,5
Principio de funcionamiento: Las bombas centrífugas P-101/201/301/302/303/304/401 se emplean para el transporte de los efluentes entre los procesos que conforman el sistema de tratamiento. Las bombas centrífugas transforman la energía eléctrica en energía cinética producida por un impulsor que gira y transfiere esta energía al fluido.	
Esquema del equipo:	
<p>The technical drawing consists of two views of a centrifugal pump. The left view is a side profile showing dimensions A (total length), B (base width), C (motor width), E (total height), J (total height including motor), and K (motor height). The right view is a front view showing the pump housing with a suction port labeled 'SUCCION 1-1/2' and a discharge port labeled 'DESCARGA 1-1/2'. The front view also shows dimensions D (width), G (height to base), H (height to discharge), I (height to suction), and Ø F (hole diameter for 4 BARRENOS). The brand name 'BARMESA' is visible on the front view.</p>	

5 EVALUACIÓN ECONÓMICA

Se realizó una evaluación económica de la planta de tratamiento de efluentes de una industria láctea con base en la evaluación de los costos de adquisición e implementación de los equipos, de tuberías y accesorios, de los insumos, operativos y obra civil que permitan estimar el capital que se necesita para la ejecución del proyecto (Sinnott, 2005, pp. 308-310).

5.1 INVERSIÓN INICIAL Y CAPITAL DE OPERACIÓN

5.1.1 INVERSIÓN INICIAL

Para estimar la inversión se evaluaron los costos de adquisición de los equipos y los costos de la instalación de los mismos, de las tuberías y accesorios, obra civil y mobiliario e imprevistos de acuerdo a lo que se detalla en el Anexo IV. En la Tabla 5.1 se presentan los costos de inversión que se determinaron para el proyecto.

Tabla 5.1. Costos asociados a la inversión inicial

Descripción	Costo (USD)
Sistema de desbaste	453,16
Tanques de recepción, bombeo y homogeneización	1 281,40
Equipos e implementación	52 820,50
Difusores de aire	505,50
Tuberías y accesorios	1 236,17
Total (USD)	56 296,7

(Eseico, 2016; CYPE Ingenieros, 2017; Copersa, 2015, p. 8; Equimar, 2006, pp. 4-6; Hidroservicios ambientales, 2011; Lawscos, 2016; Startwater, 2017; Staticon, 2017, pp. 1-5; Sulzer, 2016, pp. 1-4; Verder, 2017, p.1, Xylem, 2011; Dismetel, 2017; Plastigama, 2016; Sinnott, 2005, p. 312)

5.1.2 CAPITAL DE OPERACIÓN

Dentro del capital que se requiere para la operación de la planta se encuentran los costos por mano de obra directa e indirecta, insumos necesarios, servicios y costos de mantenimiento. En la Tabla 5.2 se presenta el costo total de operación y el detalle de éste costo se presenta en el Anexo IV.

Tabla 5.2. Costos asociados a la operación de la planta de tratamiento de efluentes de una industria láctea

Descripción	Costo (USD/mes)
Electrodos de aluminio	3 280,46
Ácido clorhídrico (20 %)	32,31
Energía eléctrica	1 055,37
Agua potable	101,30
Mano de obra	2 334,15
Total (USD)	6 803,59

(Aceroscenter, 2016, p. 6; Quimpac S.A., 2017; ARCONEL, 2016, p. 34; Gobierno Autónomo Descentralizado de Latacunga, 2017; Instituto Ecuatoriano de Seguridad Social – IESS, 2017).

5.2 COSTO DEL TRATAMIENTO

La planta de tratamiento de efluentes no percibe un ingreso por la producción de un bien o servicio, por lo que es importante establecer el costo que representa el tratamiento de los efluentes mediante los procesos establecidos. En la Tabla 5.3 se presenta el costo de tratamiento por metro cúbico de efluente de la tecnología propuesta y de uno de los tratamientos más utilizados para efluentes lácteos.

Tabla 5.3. Costos de inversión y tratamiento de efluentes lácteos de dos distintas tecnologías

Tratamiento	Inversión inicial (USD)	Costo (USD/m ³)
Electrocoagulación y filtración	56 296,7	0,90
Flotación por aire disuelto*	97 900,00	1,58

*(Aguilar, 2014, p. 95; Industria láctea de referencia)

Al comparar los valores registrados en la Tabla 5.3 se puede apreciar un aumento en el costo del tratamiento de flotación por aire disuelto de un 75,5% respecto al tratamiento de electrocoagulación y filtración diseñado en este proyecto. Esto se debe a que el tratamiento convencional requiere de tratamientos adicionales, además de requerir más productos químicos para su ejecución. De igual forma, requieren mayores costos de inversión debido a que se requieren más equipos para tratamientos posteriores (generalmente sedimentadores o digestores aerobios/anaerobios), los mismos que suelen ser de mayores volúmenes.

6 CONCLUSIONES

- La planta de tratamiento de efluentes se diseñó para tratar 250 m³ durante una jornada operativa de 20 h al día y comprende una etapa de pretratamiento, la electrocoagulación, filtración y secado de los lodos producidos.
- La instalación es principalmente de operación manual y sólo se controlan las operaciones más críticas como la dosificación de HCl para regulación de pH en la homogeneización y se dispone de una válvula de control para detener el flujo hacia las celdas de electrocoagulación si hubiese fallas o emergencias.
- Los equipos principales requeridos para el diseño de la planta fueron:
 - Un tanque de homogeneización de 63,6 m³; donde el acondicionamiento del pH a 4,5 se realizó mediante la adición de una solución de HCl 1 N.
 - 4 celdas de electrocoagulación de 4,04 m³ cada una
 - Filtros de arena sílice y grava como material de soporte de una altura de 1,75 m y un diámetro de 0,9 m
- El lecho de secado diseñado para el tratamiento de lodos tiene dimensiones de 0,80 m de altura; 7,15 m de longitud y 6,80 m de ancho; donde el tiempo de digestión de los lodos es de 30 días antes de su disposición final.
- El costo de inversión del proyecto resultó de USD 56 296,7 y el costo por metro cúbico de efluente tratado es de USD 0,90 lo que representa costos más bajos con respecto a otras alternativas de tratamiento.
- Este tratamiento resulta más barato que el tratamiento convencional mediante flotación por aire disuelto, ya que, con respecto a los costos operativos, existe un ahorro del 24,5 %; además requiere de equipos de menor tamaño y no es necesario un tratamiento secundario.

7 REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. Aceroscenter. (2016). Catálogo de productos. Recuperado de: <http://www.aceroscenter.com.ec/pdf/LAMINAS.pdf>. (Julio, 2017)
2. Agencia de Regulación y Control de la Electricidad ARCONEL. (2016). Pliego tarifario para las empresas eléctricas. Recuperado de: <http://www.cnelep.gob.ec/pliego-tarifario-2/> (Mayo, 2017).
3. Aguilar, D. (2014). *Diseño de un sistema de flotación por aire disuelto (F.A.D.) para mejorar la calidad del agua residual de la industria láctea EL ORDEÑO Y LA CORPABE*. (Trabajo de grado no publicado). Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador.
4. Alviz, A. y Cueto, D. (2012). *Diseño de un sistema de aireación para una planta de lodos activados en Zofranca Mamonal*. (Trabajo de grado no publicado). Universidad de Cartagena, Cartagena, Colombia.
5. American Petroleum Institute. (2013). Recommended Practice for Design and Installation of Offshore Products Platform Piping Systems. Recuperado de: <https://www.standard.no/en/webshop/product-catalog/productpresentation/?ProductID=537184>. (Julio, 2017).
6. American Society of Mechanical Engineers. (2002). *Process Piping*. Recuperado de <http://www.iu.hio.no/~pererikt/Konstr/Konstr-design-II/standarder/ASMEB31.3-1.pdf> (Mayo 2017).
7. Arango, Á. (2012). Efectos del pH y la conductividad en la electrocoagulación de aguas residuales de la industria láctea. *Producción Más Limpia*, 7(1), 59-67.
8. Arango, A. y Garcés, L. (2007). Diseño de una celda de electrocoagulación para el tratamiento de aguas residuales de la industria láctea. *Revista Universidad Eafit*, 43(147), 56-67.

9. Barrios, J. (2009). Aspectos generales del manejo de lodos. Recuperado de: <http://www.ai.org.mx/ai/archivos/talleres/aprovechamiento-lodos/Aspectos%20Generales%20del%20Manejo%20de%20Lodos.pdf>. (Septiembre, 2017)
10. Bazrafshan, E., Moein, H., Kord Mostafapour, F. y Nakhaie, S. (2012). Application of electrocoagulation process for dairy wastewater treatment. *Journal of Chemistry*, 2013. doi: 10.1155/2013/640139
11. Butler, E., Hung, Y., Yeh, R. y Al Ahmad, M. (2011). Electrocoagulation in wastewater treatment. *Water*, 3(2), 495-525. doi: 10.3390/w3020495
12. Centro de la Industria Láctea del Ecuador, 2015, LA LECHE DEL ECUADOR - Historia de la lechería ecuatoriana. Recuperado de: http://www.pichincha.gob.ec/phocadownload/publicaciones/la_leche_del_ecuador.pdf (Septiembre, 2017).
13. Centro Panamericano de Ingeniería Sanitaria y Ciencias del Ambiente – CEPIS. (2005). Guía para el diseño de filtros. (1ra ed.) Lima, Perú: CEPIS
14. Comeval. (2014). Fichas técnicas: válvulas de retención. Recuperado de: <http://www.comeval.es/pdf/aguas/comeval-fichas-tecnicas-retencion.pdf>. (Septiembre, 2017).
15. Copersa. (2015). Catálogo de productos: filtros de arena. Recuperado de: http://www.copersa.com/es/catalogo/odis-filtros-de-arena/filtros-de-arena-serie-4000/_p:107/. (Septiembre, 2017)
16. Creus, A. (2011). *Instrumentación industrial*. (8va ed.). Barcelona, España: Marcombo S.A.
17. CYPE Ingenieros. (2017). Generador de precios en la construcción. Recuperado de: <http://www.ecuador.generadordeprecios.info/>. (Octubre, 2017)

18. Demirel, B., Yenigun, O. y Onay, T. (2005). Anaerobic treatment of dairy wastewaters: a review. *Process Biochemistry*, 40(8), 2583-2595. doi: 10.1016/j.procbio.2004.12.015
19. Dismetal. (2017). Tuberías de acero inoxidable cédula 40. Recuperado de: <http://dismetal.ec/productos/tuberias/acero-inoxidable/cedula-40>. (Octubre, 2017)
20. Ecuatoriana de Servicios Inmobiliaria y Construcción – ESEICO S.A. (2016). ESEICO: servicios. Recuperado de: <http://www.eseico.com/contacts/contact-1.html>. (Septiembre, 2017).
21. Ekos. (2017). Industria de Alimentos: manufactura de mayor aporte al PIB. Recuperado de: <http://www.ekosnegocios.com/negocios/verArticuloContenido.aspx?idArt=8906> (Octubre, 2017)
22. Equimar, (2006). Tamiz estático T.E. Recuperado de: http://www.equimar.mx/equipos/Rejas_Cribas/TAMIZ_ESTATICO.pdf. (Agosto, 2017).
23. Esquivel, J. (2007). *Evaluación económica preliminar de plantas químicas usando Aspen Icarus Process Evaluator 2004.2*. (Trabajo de grado no publicado). Universidad de las Américas, Puebla, México.
24. Estruagua. (2017). Startwater: procesos electroquímicos avanzados. Recuperado de: <http://nebula.wsimg.com/42b97294888065b22b4a228df2a1dcaa?AccessKeyId=DC599C002D0FF74F4513&disposition=0&alloworigin=1>. (Septiembre, 2017)
25. Fair, G., Geyer, J. y Okun, D. (2002). *Purificación de aguas y tratamiento y remoción de aguas residuales*. (2da. ed.). C.D. México, México: Limusa
26. Gobierno Autónomo Descentralizado de Latacunga. (2017). Ordenanza municipal para el servicio de agua potable en el cantón Latacunga.

Recuperado de: https://drive.google.com/file/d/0B0sf17qkOQh_OEVfNzJWZnU0NWs/view. (Octubre, 2017)

27. Google. (2017). Google Maps. Recuperado de: <https://www.google.com.ec/maps/@-0.7582899,-78.6105775,740m/data=!3m1!1e3?hl=es>. (Julio, 2017)
28. Gómez, D. (2012). Ecoinnovación en producción de alimentos. Recuperado de: http://www.eoi.es/wiki/index.php/Ecoinnovaci%C3%B3n_en_producci%C3%B3n_de_alimentos (Octubre, 2017)
29. Guerra, G. (2007). Control y simulación digital. (1ra ed.). Quito, Ecuador: Imprefepp.
30. Hendricks, D. (2006). Water treatment unit processes: physical and chemical. (1ra ed). Boca Raton, Estados Unidos, CRC Press.
31. Hidroservicios Ambientales. (2011). Bombas centrífugas Barnes serie IB. Recuperado de: <http://hidroserviciosambientales.com/bombas/centmp/serie-ib>. (Septiembre, 2017)
32. Honeywell. (2016). Válvulas divisoras y mezcladoras. Recuperado de: https://products.ecc.emea.honeywell.com/spain/ecatdata/pg_v135_homes.html. (Septiembre, 2017)
33. INAMHI. (2014). Anuario meteorológico. Recuperado de: <http://www.serviciometeorologico.gob.ec/wp-content/uploads/anuarios/meteorologicos/Am%202014.pdf>. (Junio, 2017)
34. Instituto Nacional de Estadística y Censos INEC. (2016). Encuesta de Superficie y Producción Agropecuaria Continua ESPAC 2016. Recuperado de: http://www.ecuadorencifras.gob.ec/documentos/web-inec/Estadisticas_agropecuarias/espac/espac-2016/Presentacion%20ESPAC%202016.pdf (Octubre, 2017)

35. Instituto Ecuatoriano de Seguridad Social. (2017). Tasas de aportación. Recuperado de: <https://www.iess.gob.ec/es/web/empleador/tasas-de-aportacion>. (Octubre, 2017)
36. Jiang, J. Q., Graham, N., André, C., Kelsall, G. H., y Brandon, N. (2002). Laboratory study of electro-coagulation–flotation for water treatment. *Water research*, 36(16), 4064-4078. doi: 10.1016/S0043-1354(02)00118-5
37. Karia, G. y Christian, R. (2013). *Wastewater treatment: Concepts and design approach*. (2da ed.). Delhi, India: PHI Learning Private Learning.
38. Kawamura, S. (2000). *Integrated design and operation of water treatment facilities*. (2da. ed.). New York, Estados Unidos: Wiley
39. Kieback. (2009). Diversora en T. Recuperado de: <http://www.kieback-peter-iberica.es/downloads/anexosProductos/DIVERSORA-EN-T.pdf>. (Septiembre, 2017)
40. Kushwaha, J. P., Srivastava, V. C. y Mall, I. D. (2011). Studies on electrochemical treatment of dairy wastewater using aluminum electrode. *AIChE Journal*, 57(9), 2589-2598. doi: 10.1002/aic.12463
41. Kushwaha, J., Srivastava, V. y Mall, I. (2010). Organics removal from dairy wastewater by electrochemical treatment and residue disposal. *Separation and Purification Technology*, 76(2), 198-205. doi: 10.1016/j.seppur.2010.10.008
42. Lawscó. (2016). Filtros de agua industriales. Recuperado de: <http://www.lawscó.lat/soluciones-industriales/filtros-de-agua-industriales/#!>. (Septiembre, 2017)
43. LeChevallier, M. y Au, K. (2004). *Water treatment and pathogen control*. (1ra. ed.). Londres, Reino Unido: IWA Publishing

44. Lenntech. (2017). Elementos químicos ordenados por su densidad. Recuperado de: <https://www.lenntech.es/tabla-peiodica/densidad.htm>. (Septiembre, 2017)
45. Licto, M. (2017). *Evaluación de un proceso de tratamiento de aguas residuales provenientes de una industria láctea*. (Trabajo de grado no publicado). Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador.
46. Lin, S. y Lee, C. (2007). *Water and wastewater calculations manual*. (2da. ed.). New York, Estados Unidos: McGraw-Hill
47. Logsdon, S., Keller, K. y Moorman, T. (2002). Measured and predicted solute leaching from multiple undisturbed soil columns. *Soil Science Society of America Journal*, 66(3), 686-695. doi:10.2136/sssaj2002.6860
48. Lozano, W. (2012a). Igualación y neutralización. Recuperado de <http://www.tragua.com/file/6z26k2hh6vzg0ya/13.+IGUALACIÓN+Y+NEUTRALIZACIÓN.pdf>. (Mayo 2017).
49. Lozano, W. (2012b). Tratamientos preliminares o pretratamientos. Recuperado de <http://www.tragua.com/file/6hcaw8x8qhh8d7r/12.+PRELIMINARES.pdf>. (Mayo 2017).
50. Martínez, F. (2007). *Tratamiento de aguas residuales industriales mediante electrocoagulación y coagulación no convencional*. (Disertación doctoral no publicada). Universidad de Castilla La Mancha, Ciudad Real, España.
51. Metcalf, L. y Eddy, M. (2003). *Tratamiento y depuración de las aguas residuales*. (4ta. ed.). Madrid, España: McGraw Hill
52. Ministerio del Ambiente. (2015). Texto Unificado de Legislación Secundaria del Medio Ambiente TULSMA. Recuperado de: <http://extwprlegs1.fao.org/docs/pdf/ecu112180.pdf>. (Mayo, 2017).

53. Miranda, J. (2005). *Gestión de Proyectos Identificación-Formulación-Evaluación*. Bogotá, Colombia: MM Editores.
54. Mollah, M., Schennach, R., Parga, J. y Cocke, D. (2001). Electrocoagulation (EC)—science and applications. *Journal of hazardous materials*, 84(1), 29-41. doi: 10.1016/S0304-3894(01)00176-5
55. Organismo Supervisor de la Inversión en Energía y Minería. (2016). Tarifas eléctricas industriales y comerciales en latino américa - 4to trimestre del 2016. Recuperado de: <http://observatorio.osinergmin.gob.pe/tarifas-electricas-industriales-comerciales-latinoamerica>. (Diciembre, 2017).
56. Orozco, A. (2005). *Bioingeniería de aguas residuales*. (1era ed.). Bogotá, Colombia: Acodal.
57. Parker. (2017). Válvulas hidráulicas de control de flujo. Recuperado de: <http://ph.parker.com/mx/es/hydraulic-flow-control-valves>. (Septiembre, 2017)
58. PCM. (2014). Peristaltic pumps for corrosive, abrasive and fragile products. Recuperado de: http://www.pcm.eu/sites/default/files/pcm_brochure_peristaltic_pumps_delasco_9.pdf. (Julio, 2017).
59. Peters, M. S., & Timmerhaus, K. D. (2002). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. Tokio, Japón: McGraw-Hill.
60. Piña, M., Martín, A., González, C., Prieto, F., Guevara, A. y García, J. (2011). Revisión de variables de diseño y condiciones de operación en la electrocoagulación. *Revista mexicana de ingeniería química*, 10(2), 257-271.
61. Plan V. (2016). Los ingredientes de la crisis de la leche que afecta al campo. Recuperado de: <http://www.planv.com.ec/historias/sociedad/ingredientes-la-crisis-la-leche-que-afecta-al-campo> (Octubre, 2017)

62. Plastigama. (2016). Tuberías y accesorios de PVC y PE BD. Recuperado de: http://sitio.plastigama.com/images/hojasTecnicas/Tuberias_y_accesorios_PVC.pdf. (Agosto, 2017)
63. Pro Ecuador. (2016). Perfil sectorial de lácteos y cárnicos 2016. Recuperado de: http://www.proecuador.gob.ec/wp-content/uploads/2016/07/proec_psi2016_lacteos.pdf (Junio, 2017).
64. Proelec. (2009). Sistema de tratamiento de aguas por electrocoagulación. Recuperado de: <http://www.procontrolsl.com/productos-patentados/proelec-sistema-de-tratamiento-de-aguas-por-electrocoagulacion>. (Agosto, 2017)
65. Quimpac S.A. (2017). Quimpac: productos. Recuperado de: <http://www.quimpac.com.ec/productos/>. (Octubre, 2017)
66. Ramalho, R. S., Jiménez, D. y de Lora, F. (2003). *Tratamiento de aguas residuales*. (2da ed.). Barcelona, España: Reverté.
67. Ramirez, S. (2017). Las ventas de los lácteos mejoraron. Recuperado de: <http://www.revistalideres.ec/lideres/ventas-lacteos-mejoraron-produccion-industria.html> (Octubre,2017)
68. Riffat, R. (2013). *Fundamentals of wastewater treatment and engineering*. (1ra ed.). Londres, Reino Unido; IWA Publishing
69. Romero, J. (2016). *Tratamiento de aguas residuales: Teoría y principios de diseño*. (4ta. ed.). Bogotá, Colombia: Escuela Colombiana de Ingeniería.
70. Romero, R. (2015). Diseño de una planta de tratamiento de aguas residuales. Recuperado de: https://www.academia.edu/14491146/DISE%C3%91O_DE_UNA_PLANTA_DE_TRATAMIENTO_DE_AGUAS_RESIDUALES_-2015?auto=download. (Junio 2017).

71. Saidi. (2015). Catálogo de productos: ball valves. Recuperado de: http://www.saidi.es/PDF/Corporate/SAIDI_PRODUCTS_CATALOGUE/SAIDI_Ball_Valves.pdf. (Septiembre, 2017)
72. Sainz, J. (2005). *Tecnologías para la sostenibilidad. Procesos y operaciones unitarias en depuración de aguas residuales*. (1ra ed.). Madrid, España: Fundación EOI.
73. Schierholz, J., Gulliver, S. y Heather, E. (2006). Gas transfer from air diffusers. *Water Research*, 1(40), 1018-1026. doi: 10.1016/j.watres.2005.12.033
74. Secretaría Técnica de Drogas. (2016). Reglamento para el control de sustancias catalogadas sujetas a fiscalización. Recuperado de: <http://www.prevenciondrogas.gob.ec/wp-content/uploads/2016/06/Reglamento-para-el-control-de-sustancias-catalogadas-sujetas-a-fiscalizacio%C2%A6%C3%BCn.pdf>. (Mayo, 2017)
75. Şengil, İ. y Özacar M. (2006). Treatment of dairy wastewaters by electrocoagulation using mild steel electrodes. *Journal of hazardous materials*, 137(2), 1197-1205. doi: 10.1016/j.jhazmat.2006.04.009
76. Sinnott, R. (2005). *Chemical Engineering Design* (4ta edición). Londres, Reino Unido: Elsevier.
77. Sotelo, G. (2002). *Hidráulica de canales*. (1ra. Ed). Ciudad de México, México: Universidad Nacional Autónoma de México.
78. Startwater. (2017). Tratamiento de aguas residuales: electrocoagulación. Recuperado de: <http://www.startwater.co/tecnolog-a.html>. (Julio, 2017).

79. Staticon. (2017). Staticon rectifiers. Recuperado de: <http://www.staticon.ca/product-detail/stativolt-station-rectifiers>. (Septiembre, 2017)
80. Stephenson, T. y Judd, S. (2002). *Process science and engineering for water and wastewater treatment*. (1ra. ed.). Londres, Reino Unido: IWA Publishing.
81. Streeter, V., Wylie, E. y Bedford, K. (2000). *Mecánica de los fluidos*. (9na ed.). Ciudad de México, México: McGraw – Hill.
82. Suárez, S. (2014). *Diseño de una planta de tratamiento de aguas residuales provenientes de las descargas de un centro comercial de la ciudad de Quito mediante procesos de electrocoagulación y adsorción en carbón activado*. (Trabajo de grado no publicado). Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador.
83. Sulzer. (2016). Aireador gama ABS Venturi Jet. Recuperado de: http://www.sulzer.com/es/-/media/Documents/ProductsAndServices/Pumps_and_Systems/Compressors_and_Aeration/ProductInformation/ABS_Venturi_Jet_Aerator/Venturi_Jet_TDS.pdf. (Septiembre, 2017)
84. Templeton, R. y Butler, D. (2011). *Introduction to wastewater treatment*. (1ra. ed.). Londres, Reino Unido: Ventus Publishing
85. Un, U., y Ozel, E. (2013). Electrocoagulation of yogurt industry wastewater and the production of ceramic pigments from the sludge. *Separation and Purification Technology*, 120, 386-391. doi: 10.1016/j.seppur.2013.09.031
86. Valencia, A. (2013). *Diseño de un sistema de tratamiento para las aguas residuales de la cabecera parroquial de San Luis – Provincia de*

Chimborazo. (Trabajo de grado no publicado). Escuela Superior Politécnica de Chimborazo, Riobamba, Ecuador.

87. Van Lier, J. (2013). Introduction to water treatment. Recuperado de: https://courses.edx.org/c4x/DelftX/CTB3365x/asset/W2a_SlidesTekst.pdf. (Mayo, 2017).
88. Vasudevan, S., Lakshmi, J., y Sozhan, G. (2011). Effects of alternating and direct current in electrocoagulation process on the removal of cadmium from water. *Journal of hazardous materials*, 192(1), 26-34. doi: 10.1016/j.jhazmat.2011.04.081
89. Verder. (2017). Bomba peristáltica Verderflex EV045. Recuperado de: https://www.verderflex.com/fileadmin/files/verderflex/documents/Verderflex_Technical_Datasheets/Economy/JPEG/Economy_EV045_Datasheet_Cover.jpg. (Septiembre, 2017)
90. Wang, L., Hung, Y. y Shamma, N. (2005). *Physicochemical treatment processes*. (1ra. ed.). New Jersey, Estados Unidos: Humana Press
91. Wang, L., Hung, Y., Lo, H. y Yapijakis, C. (2006). *Hazardous industrial waste treatment*. (2da. Ed). Boca Raton, Estados Unidos. CRC Press.
92. Willy, F. y Escobar, C. (2006). Descripción hidráulica de la batería de filtros de Planta N° 1 de La Atarjea. Recuperado de http://sisbib.unmsm.edu.pe/bibvirtualdata/tesis/ingenie/cristobal_ef/cap04.pdf. (Mayo, 2017)
93. Worldmeteo. (2017). El tiempo en Latacunga, Ecuador. Recuperado de: <https://www.worldmeteo.info/es/america-del-sur/ecuador/latacunga/tiempo-103610/>. (Junio, 2017).
94. Xylem. (2011). Productos de aireación para un tratamiento biológico energéticamente eficiente. Recuperado de: <http://www.xylemwatersolutions.com/scs/argentina/es-ar/>

Documentos/Documents/Productos%20de%20aireaci%C3%B3n_sp_low.pdf. (Agosto, 2017)

95. Yavuz, Y., Öcal, E., Koparal, A. S., y Ögütveren, Ü. B. (2011). Treatment of dairy industry wastewater by EC and EF processes using hybrid Fe-Al plate electrodes. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*, 86(7), 964-969. doi: 10.1002/jctb.2607
96. Zaldumbide, J. (2016). *Selección entre un proceso de electrocoagulación y un proceso combinado de electrocoagulación con fenton para el diseño de una planta de tratamiento de aguas residuales provenientes de la empresa textil FABRINORTE CÍA. LTDA.* (Trabajo de grado). (Trabajo de grado no publicado). Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador.

ANEXOS

ANEXO I

BALANCE DE MASA

Para el balance de masa se consideró la caracterización de los efluentes provista por una empresa productora de lácteos, la cual se muestra en la Tabla 4.1. Además, se empleó el diagrama de bloques que se presentó en la Figura 4.1 para identificar las corrientes que intervienen en cada uno de los procesos y poder realizar el balance de masa del sistema de tratamiento. En la Figura Al.1 se identifican cada una de las corrientes que se emplearon para realizar el balance de masa.

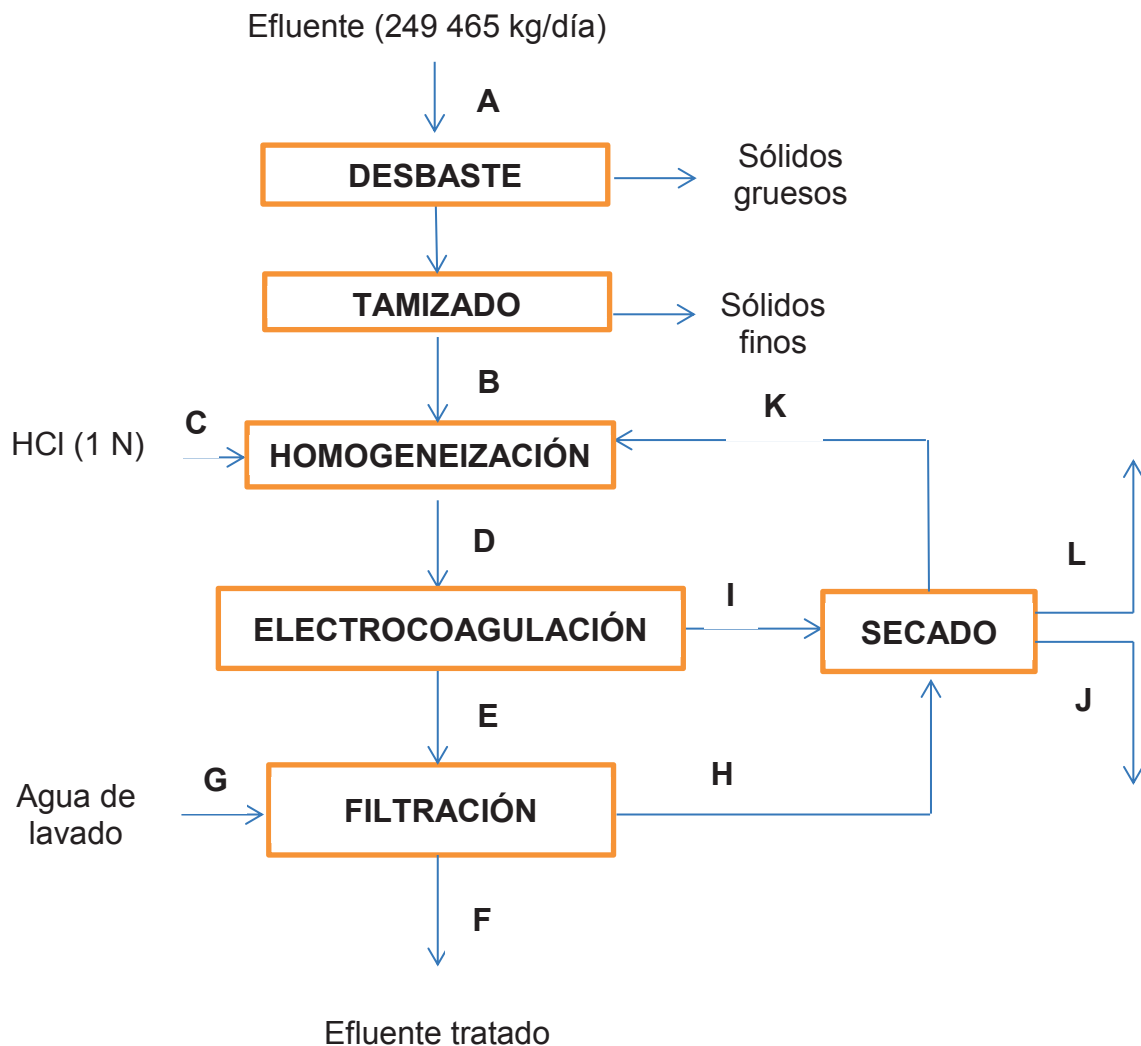


Figura Al.1. Diagrama de bloques utilizado para el balance de masa

AI.1 CONSIDERACIONES REALIZADAS PARA EL BALANCE DE MASA

Para la realización del balance de masa del sistema de tratamiento se tomaron en cuenta las siguientes consideraciones:

AI.1.1 Electrocoagulación

En la investigación realizada por Bazrafshan, Moein, Kord, Mostafapour y Nakhaie (2012) se alcanzaron porcentajes de remoción de sólidos mediante electrocoagulación entre 88 y 90 % con una densidad de corriente de 15 mA/cm² (p. 4). Por tal razón se consideró que el porcentaje de remoción de sólidos que se alcanza en el sistema de electrocoagulación en la planta es de 89 %, con lo cual se establece la relación AI.1.

$$\text{Sólidos en } E = 0,11 \times \text{Sólidos en } D \quad [\text{AI.1}]$$

La cantidad de lodos que se remueven de un proceso de electrocoagulación a escala laboratorio alcanza valores entre 0,8 y 1,5 % del peso del total de agua residual empleada (Suárez, 2014, p. 65), por lo que se consideró que la cantidad de lodos removidos del proceso de electrocoagulación en el sistema de tratamiento es el 1,0 % en peso de la corriente de entrada al proceso, que se representa en la relación AI.2.

$$I = 0,01 \times D \quad [\text{AI.2}]$$

De acuerdo al trabajo realizado por Barrios (2009), se consideró que la humedad de los lodos que se producen en la electrocoagulación y pasan al lecho de secado presenta un valor de 71,2 % (p. 10).

Además, para el pH que se requiere en el proceso de electrocoagulación, se empleó el valor con el que Un y Ozel (2013) trabajaron en sus investigaciones, el cual corresponde a 4,5 (p. 387).

AI.1.2 Filtración

Para el sistema de filtración se consideró el lavado que permita regenerar su capacidad filtrante. Con base en lo sugerido por Romero (2016) se establecieron las siguientes consideraciones (pp. 663-673):

- Carga hidráulica= 880 m³/m² día
- Frecuencia de lavado= diaria
- Tiempo de lavado= 5 min
- Tasa de filtración = 120 m/día

Además, Romero (2016) menciona que el porcentaje de remoción de sólidos en un filtro de arena es de 40 %, con el que se establece la relación AI.3 (p. 661).

$$x_F \times F = 0,4 \times x_E \times E \quad \text{[AI.3]}$$

AI.1.3 Secado

Para la estimación del flujo de agua que se evapora desde el lecho de secado hacia el ambiente se consideraron las condiciones meteorológicas de la zona. De acuerdo al INAMHI (2014) la tasa de evaporación promedio en la ciudad de Latacunga es de 127,82 mm/mes. Además, se empleó una concentración de sólidos en el efluente que se recircula al proceso de homogeneización de 2 928 mg/L, de acuerdo a los análisis de los ensayos realizados por la industria láctea.

El flujo de agua que se necesita para el lavado del sistema de filtración y el agua que se desprende de los lodos hacia el ambiente en el lecho de secado es función del área de las unidades empleadas en los procesos de filtración y secado, respectivamente. Para la determinación de los flujos de lavado del sistema de filtración y de evaporación en el lecho de secado se estimaron las áreas que se requieren en estos procesos, puesto que dichos valores fueron utilizados para realizar los cálculos en las respectivas operaciones unitarias.

AI.1.4 Estimación del área de filtración

Para la obtención del área de filtrado se utilizó la Ecuación AI.4 (Willy y Escobar, 2006, p. 6).

$$A_f = \frac{Q}{t_f} \quad \text{[AI.4]}$$

Donde;

A_f : área de filtración, (m^2)

Q : caudal, (m^3/h)

t_f : tasa de evaporación, (m/h)

Para una primera estimación, se consideró que no existe recirculación por lo que la corriente E del esquema presentado en la Figura AI.1 equivale al 99 % del flujo que ingresa a la planta de tratamiento.

Al reemplazar los datos, se obtiene

$$t_f = 120 \frac{m}{día} \times \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}} = 5 \frac{m}{h}$$

$$Q = 246\,970,35 \frac{kg}{día} \times \frac{m^3}{997,86 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}} = 10,31 \frac{m^3}{h}$$

$$A_f = \frac{10,31 \frac{m^3}{h}}{5 \frac{m}{h}} = 2,06 \text{ m}^2$$

Para el filtro se consideró un sobredimensionamiento del 20 % con lo que se obtuvo (Kawamura, 2000, p. 283):

$$A_f = 2,06 \text{ m}^2 \times 1,2$$

$$A_f = 2,5 \text{ m}^2$$

AI.1.5 Estimación del área del lecho de secado

El volumen del lecho se calculó a partir de las Ecuaciones AI.5, AI.6 y AI.7 (Valencia, 2013, p. 49).

$$V_L = \frac{S_d}{\rho_{lodo}} \times L \quad [AI.5]$$

$$Ve_l = V_L \times T_d \quad [AI.6]$$

$$A_{ls} = \frac{Ve_l}{P} \quad [AI.7]$$

Donde:

- V_L : volumen del lecho de secado, (m^3)
- S_d : sólidos que conforman los lodos, (kg/día)
- ρ_{lodo} : densidad del lodo, (kg/m^3)
- L : Porcentaje de humedad de los lodos, (adimensional)
- Ve_l : volumen de lodos a extraerse, (m^3)
- T_d : tiempo de secado, (días)
- A_{ls} : área del lecho de secado, (m^2)
- P : profundidad del lecho de secado, (m)

Se considera que el flujo de lodos corresponde al 1,0 % del flujo de entrada del efluente, con lo que se obtiene:

$$S_d = 0,01 \times 249\,465 \frac{kg}{día} = 2\,494,65 \frac{kg}{día}$$

$$S_d = 2\,494,64 \frac{kg}{día} - 0,712 \times 2\,494,65 \frac{kg}{día}$$

$$S_d = 718,46 \frac{kg}{día}$$

$$V_L = \frac{718,46 \frac{kg}{día}}{1\,200 \frac{kg}{m^3}} \times 0,712$$

$$V_L = 0,44 m^3$$

$$V_{eL} = 0,44 \text{ m}^3 \times 30 \text{ días}$$

$$V_{eL} = 13,2 \frac{\text{m}^3}{\text{día}}$$

$$A_{Is} = \frac{12,79 \frac{\text{m}^3}{\text{día}}}{0,8 \text{ m}} = 15,99 \text{ m}^2$$

Para el diseño del área del lecho de secado se consideró un sobredimensionamiento del 20 %, por lo que se obtuvo (Valencia, 2013, p. 49):

$$A_{Is} = 15,99 \text{ m}^2 \times 1,2$$

$$A_{Is} = 19,19 \text{ m}^2$$

AI.1.6 Balance de masa global del sistema de tratamiento

Cabe mencionar, que el balance de masa se realizó con las consideraciones planteadas en el Anexo I, por lo que fue necesario realizar una iteración respecto a las áreas asumidas para el filtro y el lecho de secado hasta que exista una convergencia entre los valores asumidos y los valores calculados.

A continuación se muestra un ejemplo de cálculo del balance de masa realizado para la planta de tratamiento de efluentes lácteos empleando el esquema presentado en la Figura AI.1:

- *Corriente A*

$$250 \frac{\text{m}^3}{\text{día}} \times 997,86 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 249\,465 \frac{\text{kg}}{\text{día}}$$

- *Corriente C*

El flujo de HCl se determinó con base en la disminución de pH requerida.

$$pH_2 = 6,93$$

$$-\log[H^+]_2 = 6,93$$

$$[H^+]_2 = 1,17 \times 10^{-7} M$$

$$pH_4 = 4,5$$

$$-\log[H^+]_4 = 4,5$$

$$[H^+]_4 = 3,16 \times 10^{-5} M$$

$$[H^+]_4 - [H^+]_2 = 3,16 \times 10^{-5} M - 1,17 \times 10^{-7} M$$

$$[H^+]_4 - [H^+]_2 = 3,15 \times 10^{-5} M$$

El HCl se disocia completamente en el efluente como se observa en la Ecuación A1.8 y la concentración de ácido utilizado es 1 N, por lo tanto:



$$3,15 \times 10^{-5} \frac{\text{mol } H^+}{L} \times \frac{1 \text{ mol } HCl}{1 \text{ mol } H^+} \times \frac{250 \text{ m}^3}{\text{día}} \times \frac{1 \text{ L sol}}{1 \text{ eq } HCl} \times \frac{1 \text{ eq } HCl}{1 \text{ mol } HCl} \times \frac{1,184 \text{ kg sol}}{L \text{ sol}} \\ \times \frac{1 \text{ 000 L}}{1 \text{ m}^3} = 9,32 \frac{\text{kg}}{\text{día}}$$

- *Corriente G (Agua de lavado para los filtros)*

$$880 \frac{\text{m}^3}{\text{mes}} \times \frac{999,03 \text{ kg}}{\text{m}^3} \times 2,5 \text{ m}^2 \times \frac{\text{día}}{1 \text{ 440 min}} \times \frac{5 \text{ min}}{\text{día}} = 7 \text{ 631,48} \frac{\text{kg}}{\text{día}}$$

- *Corriente L (Agua evaporada en el lecho de secado)*

$$127,82 \frac{\text{mm}}{\text{mes}} \times \frac{1 \text{ m}}{1 \text{ 000 mm}} \times 19,19 \text{ m}^2 \times \frac{1 \text{ mes}}{30 \text{ días}} \times \frac{997,86 \text{ kg}}{\text{m}^3} = 81,59 \frac{\text{kg}}{\text{día}}$$

A1.1.7 Balance de masa en el desbaste y tamizado

En estas operaciones unitarias, el efluente ingresa a un sistema de cribas en donde se retendrá material grueso y a un tamiz estático que retiene partículas más pequeñas que pueden afectar a los equipos y procesos siguientes, sin embargo dicho material es despreciable respecto al volumen de agua tratado por lo cual no se considera en el balance.

En la Figura AI.2 se presenta la operación unitaria de desbaste y tamizado.



Figura AI.2. Operación unitaria de desbaste

- *Balance general en el desbaste y tamizado*

$$A = B$$

$$B = 249\,465 \frac{\text{kg}}{\text{día}}$$

- *Balance de sólidos*

sólidos en A = sólidos en B

$$\text{sólidos en B} = 249\,465 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \times \frac{\text{m}^3}{997,86 \text{ kg}} \times 3\,240 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \times \frac{1\,000 \text{ L}}{1 \text{ m}^3} \times \frac{1 \text{ kg}}{10^6 \text{ mg}} = 810 \frac{\text{kg}}{\text{día}}$$

AI.1.8 Balance de masa en la homogeneización

La operación de homogeneización se esquematiza en la Figura AI.3. Mediante el balance en este proceso se obtuvieron las relaciones AI.9 y AI.10.

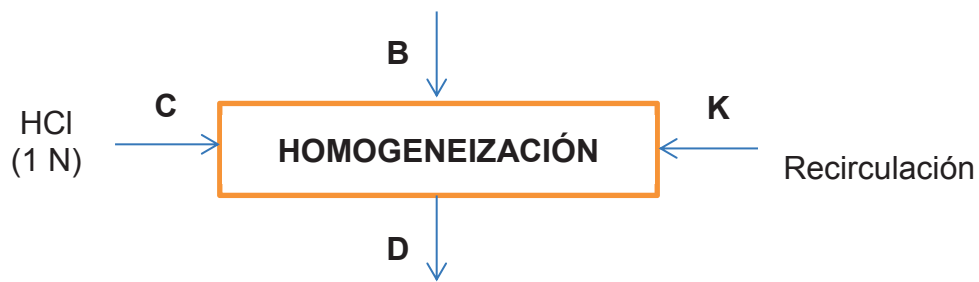


Figura AI.3. Operación unitaria de homogeneización

- *Balance general en la homogeneización*

$$B + C + K = D$$

$$249\,465 \frac{\text{kg}}{\text{día}} + 9,324 \frac{\text{kg}}{\text{día}} + K = D$$

$$249\,474,324 \frac{\text{kg}}{\text{día}} + K = D \quad [\text{Al.9}]$$

- *Balance de sólidos*

sólidos en B + sólidos en K = sólidos en D

$$810 \frac{\text{kg}}{\text{día}} + \left(2928 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \times \frac{1\text{m}^3}{997,86 \text{ kg}} \times \frac{1000 \text{ L}}{1\text{m}^3} \times \frac{1 \text{ kg}}{10^6 \text{ mg}} \right) \times K = x_D \times D$$

$$810 \frac{\text{kg}}{\text{día}} + 2,934 \times 10^{-3} \times K = x_D \times D \quad [\text{Al.10}]$$

Mediante el balance de masa en los procesos siguientes se obtienen relaciones matemáticas que permitan resolver la Ecuación Al.10.

Al.1.9 Balance de masa en la electrocoagulación

La operación unitaria de electrocoagulación se muestra a continuación en la Figura Al.4 y se obtiene la relación Al.11.

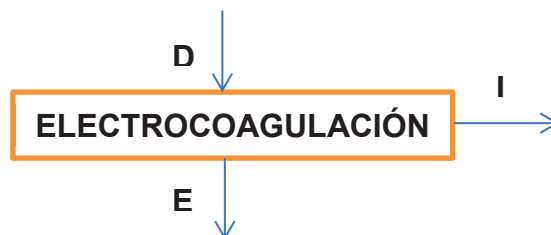


Figura Al.4. Operación unitaria de electrocoagulación

- *Balance general en la electrocoagulación*

$$D = E + I \quad [\text{Al.11}]$$

Reemplazando la relación Al.2 en la relación Al.10 se obtiene:

$$D = E + 0,01 \times D$$

$$E = 0,99 \times D \quad [\text{Al.12}]$$

- *Balance de sólidos*

$$\text{sólidos en } D = \text{sólidos en } E + \text{sólidos en } I \quad [\text{Al.13}]$$

$$x_D \times D = x_E \times E + x_I \times I$$

Al reemplazar las relaciones Al.1 y Al.2 en la relación Al.13 se obtiene:

$$x_D \times D = 0,11 \times x_D \times D + 0,288 \times (0,01 \times D)$$

$$0,89 \times x_D \times D = 2,88 \times 10^{-3} \times D$$

$$x_D = 3,236 \times 10^{-3}$$

Se resolvió el sistema de ecuaciones formado por las relaciones Al.9 y Al.10 y se obtuvieron los valores de las corrientes D y K

$$\left. \begin{aligned} D - K &= 249\,474,32 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \\ 3,236 \times 10^{-3} \times D - 2,934 \times 10^{-3} \times K &= 810,00 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \end{aligned} \right\}$$

Se tiene que:

$$D = 258\,465,10 \frac{\text{kg}}{\text{día}}$$

$$K = 8\,990,78 \frac{\text{kg}}{\text{día}}$$

Al.1.10 Balance en el secado

Las entradas y salidas del proceso de secado se esquematizan en la Figura Al.5.

El balance de masa permitió obtener las relaciones Al.14 y Al.15.

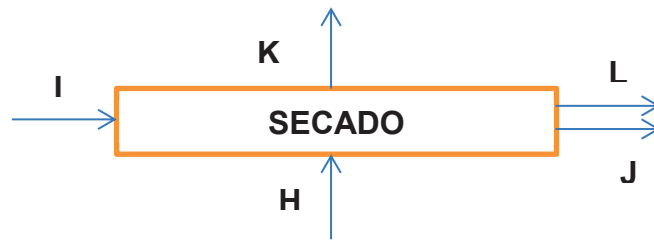


Figura AI.5. Operación unitaria de secado

De la relación AI.2

$$I = 0,01 \times 258\,465,10 \frac{kg}{día}$$

$$I = 2\,584,65 \frac{kg}{día}$$

- *Balance general en el secado*

$$H + I = J + K + L$$

$$H + 2\,584,65 \frac{kg}{día} = J + 8\,990,78 \frac{kg}{día} + 81,59 \frac{kg}{día}$$

$$H - J = 6\,487,72$$

[AI.14]

- *Balance de sólidos*

sólidos en H + sólidos en I = sólidos en J + sólidos en K

$$x_H \times H + 0,288 \times 2\,584,65 = x_J \times J + 2,934 \times 10^{-3} \times 8\,990,78$$

$$x_J \times J - x_H \times H = 718,00$$

[AI.15]

AI.1.11 Balance de masa en la filtración

Las corrientes involucradas en el proceso de filtración se representan en la figura AI.6. Mediante el balance de masa de la filtración se obtuvo la relación AI.16.

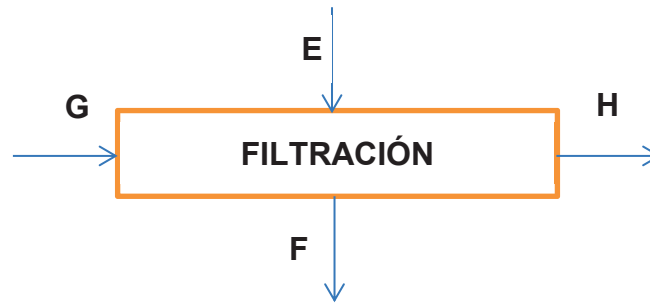


Figura AI.6. Operación unitaria de filtración

- *Balance general en el filtrado*

De la relación AI.12 se tiene:

$$E = 0,99 \times 258\,465,104 \frac{kg}{día}$$

$$E = 255\,880,45 \frac{kg}{día}$$

$$E + G = F + H$$

$$255\,880,45 \frac{kg}{día} + 7\,631,48 \frac{kg}{día} = F + H$$

$$F + H = 263\,511,93 \frac{kg}{día} \quad [AI.16]$$

- *Balance de sólidos*

$$x_E \times E = x_F \times F + x_H \times H \quad [AI.17]$$

Reemplazando la relación AI.1 en la relación AI.17 se tiene:

$$x_E \times E = 0,11 \times 3,236 \times 10^{-3} \times 258\,465,10 \frac{kg}{día}$$

$$x_E \times E = 92,00 \frac{kg}{día}$$

De la relación AI.3 se tiene

$$x_F \times F = 0,4 \times 92,00 \frac{kg}{día}$$

$$x_F \times F = 36,80 \frac{kg}{día}$$

[Al.18]

$$92,00 \frac{kg}{día} = 36,80 \frac{kg}{día} + x_H \times H$$

$$x_H \times H = 55,20 \frac{kg}{día} \text{ (sólidos en H)}$$

$H = \text{sólidos removidos} + \text{agua de lavado}$

$$H = x_H \times H + G$$

$$H = 55,2 \frac{kg}{día} + 7\,631,48 \frac{kg}{día}$$

$$H = 7\,686,68 \frac{kg}{día}$$

De la resolución de la relación Al.16 se obtiene:

$$F = 263\,511,93 \frac{kg}{día} - 7\,686,68 \frac{kg}{día}$$

$$F = 255\,825,25 \frac{kg}{día}$$

Al solucionar la relación Al.18 se tiene:

$$x_F \times 255\,825,25 \frac{kg}{día} = 36,80 \frac{kg}{día}$$

$$x_F = 1,44 \times 10^{-4} \times \frac{997,86 \text{ kg}}{m^3} \times \frac{10^6 \text{ mg}}{1 \text{ kg}} \times \frac{m^3}{1\,000 \text{ L}}$$

$$x_F = 143,54 \frac{mg}{L}$$

La fracción de sólidos en la corriente F, que corresponde al efluente filtrado y que será descargado al sistema de alcantarillado, presenta un valor de 143,54 mg/L. al comparar este valor con los límites máximos permisibles presentados en la Tabla 4.1 se observa que la concentración de sólidos en el efluente tratado se encuentra por debajo de dicho límite (Ministerio del Ambiente, 2015, pp. 325-326).

Al resolver la relación Al.14 se tiene:

$$J = 7\,686,68 \frac{kg}{día} - 6\,487,72 \frac{kg}{día}$$

$$J = 1\,198,96 \frac{kg}{día}$$

De la solución de la relación Al.8 se obtiene:

$$x_J \times J - x_H \times H = 718,00$$

$$x_J \times 1\,198,96 \frac{kg}{día} = 718,00 \frac{kg}{día} + 55,20 \frac{kg}{día}$$

$$x_J = 0,65$$

El valor de la expresión x_J indica el porcentaje de sólidos en la corriente J, la cual representa los lodos deshidratados que provienen del lecho de secado, es decir, que los lodos presentan un porcentaje de humedad del 35 %.

Una vez que se determinaron las corrientes se calcularon las composiciones de cada una de ellas. Con los flujos obtenidos para cada corriente se calcularon nuevamente el área del sistema de filtración y del lecho de secado, con las cuales se realizó un nuevo balance de masa. Después de este proceso iterativo en el que convergen las áreas asumidas y calculadas del sistema de filtración y del lecho de secado se obtuvieron los flujos de cada una de las corrientes y las composiciones de cada una, las cuales se presentan en la Tabla 4.2.

ANEXO II

BALANCE DE ENERGÍA

AII.1 BALANCE DE ENERGÍA EN EL TANQUE DE HOMOGENEIZACIÓN

Para determinar la energía que se requiere para la operación del compresor del sistema de agitación se empleó la potencia descrita en catálogos comerciales y presentada en la Tabla 4.11 que corresponde a la hoja de especificación del compresor seleccionado. La energía requerida se calculó mediante la Ecuación AII.1.

$$E = Pot_{elec} \times t_{op} \quad [AII.1]$$

Donde:

E : energía requerida para el proceso, (kWh)

Pot_{elec} : potencia eléctrica, (W)

t_{op} : tiempo de operación de las celdas por día, (h)

$$E = 2,5 \text{ kW} \times 20 \text{ h}$$

$$E = 50 \text{ kWh}$$

AII.2 BALANCE DE ENERGÍA EN EL SISTEMA DE ELECTROCOAGULACIÓN

En el proceso de electrocoagulación la energía que se suministra al sistema corresponde a la energía entregada por la fuente de corriente continua de acuerdo a la intensidad de corriente aplicada (Vasudevan, Lakshmi y Sozhan, 2011, p. 26).

Para el desarrollo de este proyecto se utilizaron los valores empleados en las investigaciones realizadas por Yavuz, Öcal, Kopalal y Öğütveren, (2011) para la densidad de corriente y el voltaje (p. 996). El valor de la densidad de corriente

permitió determinar la intensidad de corriente aplicada al sistema de electrocoagulación a partir de la Ecuación AII.2.

$$I = J \times A \quad \text{[AII.2]}$$

Donde:

- I : intensidad de corriente, (A)
 J : densidad de corriente, (A/m²)
 A : área de aplicación, (m²)

El área de aplicación de la corriente eléctrica se determina a partir del área de los electrodos que se encuentran sumergidos en la celda de electrocoagulación. En las celdas que conforman la planta de tratamiento los electrodos se encuentran totalmente sumergidos y sus dimensiones son 62,0, 125,0 y 0,3 cm de alto, ancho y espesor cuyo cálculo se presenta en el Anexo AIII.4 (Aceroscenter, 2016, p. 6), por lo que el área de aplicación se calculó a partir de la Ecuación AII.12.

$$A = H_{elec} \times B_{elec} \quad \text{[AII.12]}$$

Donde:

- H_{elec} : altura de los electrodos, (m)
 B_{elec} : ancho de los electrodos, (m)

$$A = 62 \text{ cm} \times \frac{1 \text{ m}}{100 \text{ cm}} \times 125 \text{ cm} \times \frac{1 \text{ m}}{100 \text{ cm}}$$

$$A = 0,775 \text{ m}^2$$

Con este valor se calculó la intensidad de corriente.

$$I = 15 \frac{\text{mA}}{\text{cm}^2} \times 0,775 \text{ m}^2 \times \frac{1 \text{ A}}{1\,000 \text{ mA}} \times \frac{(100 \text{ cm})^2}{1 \text{ m}^2}$$

$$I = 116,25 \text{ A}$$

Con estos valores se calculó la potencia eléctrica de la fuente de corriente continua mediante la Ecuación AII.13 (Vasudevan et al, 2011, p. 26).

$$Pot_{elec} = V \times I \quad [AII.13]$$

Donde:

Pot_{elec} : potencia eléctrica, (W)

V : voltaje, (V)

$$Pot_{elec} = 12 V \times 116,25 A$$

$$Pot_{elec} = 1\,395 W$$

La energía requerida para cada celda de electrocoagulación se calculó a partir de la Ecuación AII.14.

$$E = Pot_{elec} \times t \quad [AII.14]$$

$$E = 1\,395 W \times 20 h \times \frac{1 kW}{1\,000 W}$$

$$E = 27,9 kWh$$

AII.4 BALANCE DE ENERGÍA EN LOS SISTEMAS DE BOMBEO

De manera similar al compresor utilizado para la agitación en el tanque de homogeneización, la energía requerida por las bombas que se utilizan para el transporte de los fluidos se calculó a partir de la potencia de las mismas que se obtuvo en su dimensionamiento, para lo cual se empleó la Ecuación AII.14.

Se presenta el ejemplo de cálculo para la bomba P-101.

$$E = 2 HP \times \frac{0,746 kW}{1 HP} \times 20 h$$

$$E = 29,83 \text{ kWh}$$

En la Tabla AII.1 se presenta la energía que necesita cada una de las bombas que se emplearon para el transporte de los fluidos en la planta de tratamiento de efluentes.

Tabla AII.1. Requerimiento energético de las bombas utilizadas en la planta de tratamiento de efluentes

Bomba	Potencia nominal (HP)	Energía (kWh)
P – 101	1,00	14,91
P – 201	5,00	74,57
P – 301	1,50	22,37
P – 302	1,50	22,37
P – 303	1,50	22,37
P – 304	1,50	22,37
P – 401	7,50	111,86
SK – 101	0,25	3,73

ANEXO III

DIMENSIONAMIENTO DE LOS EQUIPOS

AIII.1 DIMENSIONAMIENTO DEL SISTEMA DE DESBASTE

El dimensionamiento del sistema de desbaste se realizó con base en los criterios de diseño que se puntualizaron en la Sección 3.1.1. De acuerdo a lo descrito por Karia y Christian (2013) el caudal de diseño fue de tres veces el caudal promedio de los efluentes en la industria láctea como lo describe la Ecuación AIII.1 (p. 107).

$$Q_{diseño} = 3 \times Q_{promedio} \quad [AIII.1]$$

Donde:

$Q_{diseño}$: caudal de diseño, ($m^3/día$)

$Q_{promedio}$: caudal promedio, ($m^3/día$)

$$Q_{diseño} = 3 \times 250 \frac{m^3}{día}$$

$$Q_{diseño} = 750 \frac{m^3}{día}$$

Para el canal de aproximación, se consideró que su geometría sea rectangular como se observa en la Figura AIII.1 y que la altura del nivel del efluente en el canal presente un valor de 0,15 m, con lo cual se calculó su radio hidráulico de acuerdo a la Ecuación AIII.2. Además se asumió que la longitud del canal sea de 2,5 m (Sotelo, 2002, p. 120).

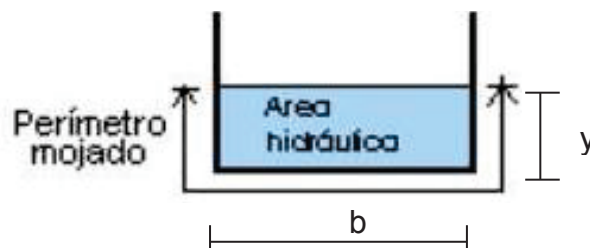


Figura AIII.1. Perímetro y área hidráulica para un canal rectangular

$$R = \frac{A_{mojada}}{P_{mojado}} \quad [AIII.2]$$

Donde:

R : radio hidráulico, (m)

A_{mojada} : área mojada, (m²)

P_{mojado} : perímetro mojado, (m)

$$R = \frac{b \times y}{b + 2y}$$

El ancho del canal es dos veces la altura del nivel del efluente lo cual permitió calcular el radio hidráulico.

$$R = \frac{2y \times y}{2y + 2y}$$

$$R = \frac{0,15 \text{ m}}{2}$$

$$R = 0,08 \text{ m}$$

La velocidad con la que el efluente atraviesa el canal de aproximación hacia la criba se determinó mediante la Ecuación AIII.3.

$$v_h = \frac{Q_{diseño}}{A_{mojada}} \quad [AIII.3]$$

Donde:

v_h : velocidad de aproximación, (m/s)

$$v_h = \frac{750 \frac{\text{m}^3}{\text{día}}}{0,15 \text{ m} \times 0,30 \text{ m}} \times \frac{1 \text{ día}}{20 \text{ h}} \times \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}}$$

$$v_h = 0,23 \frac{m}{s}$$

Una vez que se obtuvo la velocidad del efluente en el sistema de desbaste se calculó la pendiente que presenta el canal de aproximación a partir de la Ecuación 3.1.

$$0,23 \frac{m}{s} = \frac{(0,08 m)^{2/3} \cdot S}{0,017}$$

$$S = 0,022 \frac{m}{m}$$

Con el valor de la pendiente se determinó el ángulo de inclinación del canal.

$$S = \tan \theta$$

$$\theta = \tan^{-1} 0,022 \frac{m}{m}$$

$$\theta = 1,26^\circ$$

Para el dimensionamiento de la criba se consideraron los criterios que se presentaron en la Tabla 3.1, para el diámetro, inclinación y espaciado entre las barras que conforman la rejilla. El área de la criba se determinó a partir de la Ecuación 3.2.

$$A = 0,3 m \frac{0,01 m}{0,01 m + 0,005 m} \left(1 - \frac{30}{100}\right)$$

$$A = 0,14 m^2$$

El área obtenida y el ancho de la rejilla permitieron obtener la longitud de la criba.

$$A = B \times L$$

$$L = \frac{0,14 m^2}{0,3 m}$$

$$L = 0,47 m$$

La profundidad en la zona de la criba se calculó mediante la Ecuación 3.3.

$$P = 750 \frac{m^3}{día} \times \frac{1 \text{ día}}{20 \text{ h}} \times \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} \times \frac{0,005 \text{ m} + 0,01 \text{ m}}{\left(1 - \frac{30}{100}\right) \left(0,23 \frac{m}{s}\right) (0,01 \text{ m})(0,30 \text{ m})}$$

$$P = 0,32 \text{ m}$$

El número de barras, de espaciamentos y el área libre de la criba se calcularon mediante las Ecuaciones AIII.4, AIII.5 y AIII.6, respectivamente (Hendricks, 2006, p, 137).

$$\text{Número de barras} = \frac{B - e_b}{d_b + e_b} \quad [\text{AIII.4}]$$

$$\text{Número de barras} = \frac{0,30 \text{ m} - 0,01 \text{ m}}{0,005 \text{ m} + 0,01 \text{ m}}$$

$$\text{Número de barras} = 19,33 \approx 19$$

$$\text{Número de espaciamentos} = \text{Número de barras} + 1 \quad [\text{AIII.5}]$$

$$\text{Número de espaciamentos} = 19 + 1$$

$$\text{Número de espaciamentos} = 20$$

$$A_{lc} = \text{Número de espaciamentos} \times e_b \times L_c \quad [\text{AIII.6}]$$

Donde:

A_{lc} : área libre de la criba, (m^2)

L_c : longitud de la criba bajo el nivel del agua, (m)

$$A_{lc} = 20 \times 0,01 \text{ m} \times \frac{0,15 \text{ m}}{\sin 60^\circ}$$

$$A_{lc} = 0,035 \text{ m}^2$$

La velocidad con la que el efluente atraviesa la criba se determinó utilizando la Ecuación AIII.3.

$$v_s = \frac{750 \frac{m^3}{día}}{0,035 m^2} \times \frac{1 día}{20 h} \times \frac{1 h}{3600 s}$$

$$v_s = 0,30 \frac{m}{s}$$

Se calculó la pérdida de carga al atravesar la criba mediante la Ecuación 3.4 y se verificó que la pérdida de carga sea menor a 0,7 (Riffat, 2013, p.88).

$$H_L = \frac{1}{0,7} \left(\frac{\left(0,30 \frac{m}{s}\right)^2 - \left(0,23 \frac{m}{s}\right)^2}{2 \times 9,8 \frac{m}{s^2}} \right)$$

$$H_L = 2,69 \times 10^{-3} m$$

Además, se evaluó la pérdida de carga cuando se produce una colmatación de la criba del 30 %, es decir, una reducción del 30 % del área libre de la criba. Al igual que con la criba limpia, la pérdida de carga debe ser menor a 0,7.

$$A_{lc\ colmatada} = 0,7 \times A_{lc}$$

$$A_{lc\ colmatada} = 0,7 \times 0,035 m^2$$

$$A_{lc\ colmatada} = 0,025 m^2$$

Se calculó la velocidad con la que atraviesa el efluente la criba colmatada empleando la Ecuación AIII.3.

$$v_s = \frac{750 \frac{m^3}{día}}{0,025 m^2} \times \frac{1 día}{20 h} \times \frac{1 h}{3600 s}$$

$$v_s = 0,42 \frac{m}{s}$$

$$H_L = \frac{1}{0,6} \left(\frac{\left(0,43 \frac{m}{s}\right)^2 - \left(0,23 \frac{m}{s}\right)^2}{2 \times 9,8 \frac{m}{s^2}} \right)$$

$$H_L = 0,011 m$$

Previo al sistema de desbaste se dimensionó un tanque en el que se recepten los efluentes y puedan ser dirigidos hacia las cribas con la velocidad de diseño establecida. Se empleó el flujo promedio de los efluentes de la industria láctea y se calculó el volumen del tanque utilizando la Ecuación AIII.7 en la cual se consideró un factor de seguridad de 1,2 (Sainz, 2005, p. 72).

$$V_{operación} = Q \times t_r \times f \quad \text{[AIII.7]}$$

Donde:

- $V_{operación}$: volumen de operación, (m^3)
 t_r : tiempo de residencia, (min)
 Q : caudal promedio, (m^3/min)
 f : factor de seguridad

El tiempo de residencia que se consideró para el dimensionamiento del tanque de recepción fue de 5 min de acuerdo a lo descrito por Esquivel (2007), por lo tanto (p. 67):

$$V_{operación} = 250 \frac{m^3}{\text{día}} \times 5 \text{ min} \times 1,2 \times \frac{1 \text{ día}}{20 \text{ h}} \times \frac{1 \text{ h}}{60 \text{ min}}$$

$$V_{operación} = 1,25 \text{ m}^3$$

Para el cálculo de las dimensiones del tanque se empleó la Ecuación AIII.8. Se consideró que la geometría del tanque sea cuadrada por facilidades de construcción y se empleó una relación B/H igual a 0,8 (Esquivel, 2007, p. 67).

$$V_{operación} = A \times H \quad \text{[AIII.8]}$$

Donde:

- A : área del tanque de homogeneización, (m^2)
 H : profundidad del tanque de homogeneización, (m)

$$V_{operación} = B^2 \times H$$

$$1,25 \text{ m}^3 = B^2 \times \frac{B}{0,8}$$

$$B = 1 \text{ m}$$

$$H = \frac{1 \text{ m}}{0,8}$$

$$H = 1,25 \text{ m}$$

Para el cálculo del espesor del tanque se asumió que la geometría del mismo es cilíndrica y se empleó la Ecuación AIII.9 (Sinnott 2005, p. 1 055).

$$e_t = \frac{\rho \times H \times g \times D_i}{2 \times S_t \times E} \quad [\text{AIII.9}]$$

Donde:

e_t : espesor del tanque, (m)

ρ : densidad del efluente, (kg/m^3)

g : aceleración de la gravedad, ($9,81 \text{ m}/\text{s}^2$)

D_i : diámetro interno del tanque, (m)

S_t : tensión máxima permisible del material, (N/m^2)

E : eficiencia de la junta de soldadura, (adimensional)

$$D_i = \sqrt{\frac{4 \times 1 \text{ m}^2}{\pi}}$$

$$D_i = 1,13 \text{ m}$$

$$e_t = \frac{997,86 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 1,25 \text{ m} \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 1,13 \text{ m}}{2 \times 8 \times 10^4 \frac{\text{N}}{\text{m}^2} \times 1}$$

$$e_t = 0,09 \text{ m}$$

Para el dimensionamiento del tamiz estático se utilizó un flujo equivalente a 1,2 veces el caudal promedio, el cual permitió establecer las dimensiones del tamiz

con base en catálogos. Además, para poder transportar los efluentes hacia el tamiz estático se dimensionó un tanque desde donde se bombean los efluentes hacia el tamiz con un tiempo de residencia de 15 minutos empleando la Ecuación AIII.7 (Esquivel, 2007, p. 67; Sainz, 2005, p. 72).

$$V_{operación} = 250 \frac{m^3}{día} \times 15 \text{ min} \times 1,2 \times \frac{1 \text{ día}}{20 \text{ h}} \times \frac{1 \text{ h}}{60 \text{ min}}$$

$$V_{operación} = 3,75 \text{ m}^3$$

Para el cálculo de las dimensiones del tanque se empleó la Ecuación AIII.8 de acuerdo a las consideraciones planteadas para el dimensionamiento del tanque de recepción.

$$V_{operación} = B^2 \times H$$

$$3,75 \text{ m}^3 = B^2 \times \frac{B}{0,8}$$

$$B = 1,44$$

$$H = \frac{1,44 \text{ m}}{0,8}$$

$$H = 1,80 \text{ m}$$

Para el cálculo del espesor del tanque se asumió que la geometría del mismo es cilíndrica y se empleó la Ecuación AIII.9

$$D_i = \sqrt{\frac{4 \times 2,07 \text{ m}^2}{\pi}}$$

$$D_i = 1,63 \text{ m}$$

$$e_t = \frac{997,86 \frac{kg}{m^3} \times 1,70 \text{ m} \times 9,8 \frac{m}{s^2} \times 1,69 \text{ m}}{2 \times 8 \times 10^4 \frac{N}{m^2} \times 1}$$

$$e_t = 0,18 \text{ m}$$

AIII.2 DIMENSIONAMIENTO DEL TANQUE DE HOMOGENEIZACIÓN

El tanque de homogeneización se dimensionó a partir de las descargas de la industria láctea a lo largo de una jornada productiva, y que permitieron obtener el volumen acumulado en función del tiempo que se presenta en la Tabla AIII.1.

Tabla AIII.1. Caudal y volumen acumulado a lo largo de una jornada productiva

Tiempo (h)	Hora	Caudal (L/s)			Caudal promedio (L/s)	Volumen acumulado (m ³)
		Muestreo 1	Muestreo 2	Muestreo 3		
0		0,00	0,00	0,00	0,00	0
1	4:00:00	1,28	0,88	1,85	1,34	4,81
2	5:00:00	4,13	3,30	3,79	3,74	18,28
3	6:00:00	4,76	4,16	4,33	4,42	34,18
4	7:00:00	5,90	4,96	6,02	5,63	54,43
5	8:00:00	6,58	5,51	5,51	5,87	75,55
6	9:00:00	5,27	5,93	5,27	5,49	95,32
7	10:00:00	5,02	5,65	4,92	5,20	114,02
8	11:00:00	5,77	6,79	4,86	5,81	134,93
9	12:00:00	4,61	4,80	4,72	4,71	151,88
10	13:00:00	2,34	3,46	4,48	3,43	164,22
11	14:00:00	2,56	3,98	3,99	3,51	176,86
12	15:00:00	3,89	3,89	3,89	3,89	190,86
13	16:00:00	3,14	3,13	2,70	2,99	201,62
14	17:00:00	2,58	2,51	2,58	2,56	210,83
15	18:00:00	3,03	3,03	3,19	3,08	221,93
16	19:00:00	3,17	2,87	2,84	2,96	232,58
17	20:00:00	2,85	2,25	2,47	2,52	241,67
18	21:00:00	2,97	2,02	2,11	2,37	250,19
19	22:00:00	1,34	1,34	1,34	1,34	255,01
20	23:00:00	0,54	0,54	0,54	0,54	256,96

El volumen del tanque de homogeneización se determinó a partir del diagrama que relaciona el volumen acumulado con respecto al tiempo que se presentan en la Figura AIV.2 (Ramalho et al, 2003, p. 159).

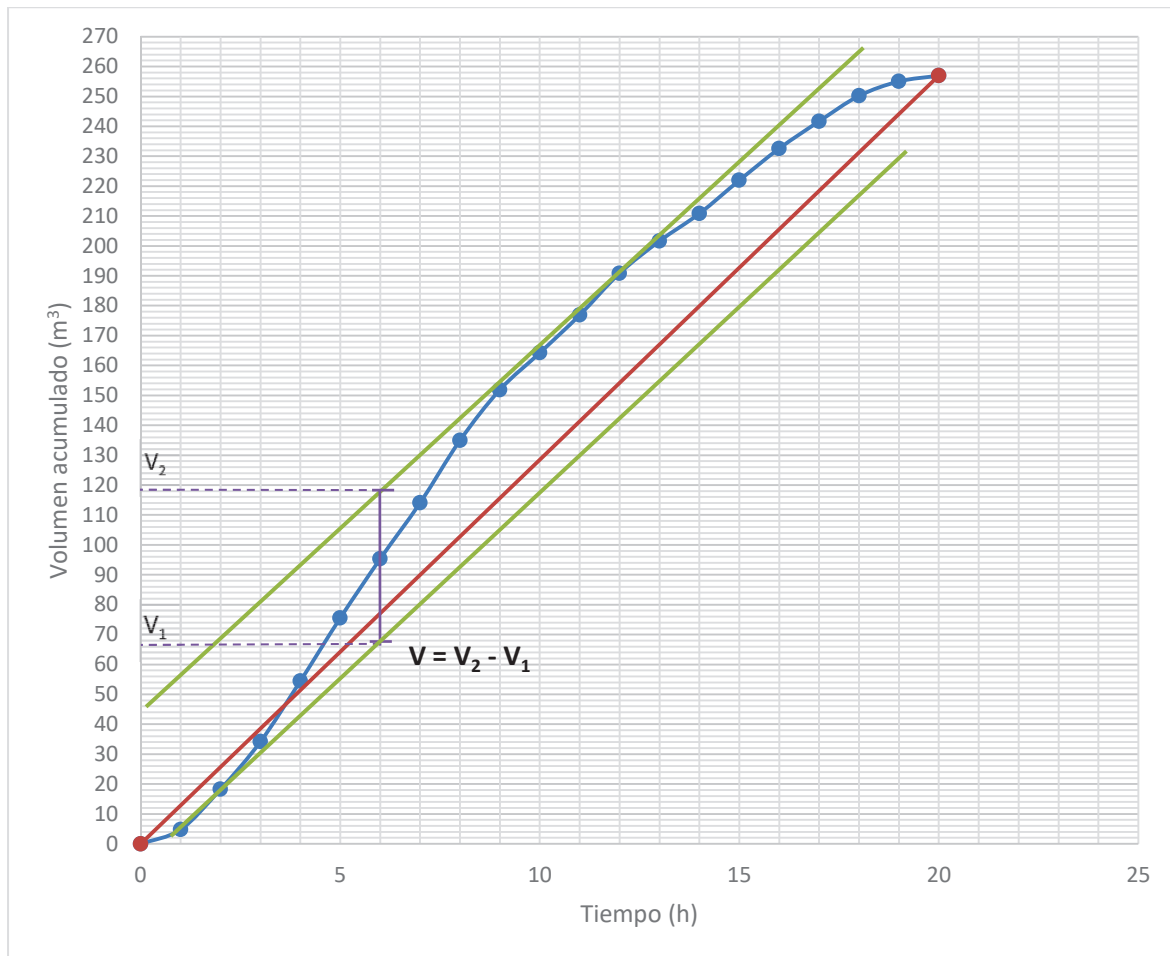


Figura AIII.2. Volumen acumulado en función del tiempo para el tanque de homogeneización

Mediante la Figura AIII.2 se determinó que el volumen requerido para el tanque de homogeneización es 53 m^3 . Para la operación del tanque se estableció un factor de seguridad de 1,2, por tanto el volumen de operación del tanque de homogeneización se empleó la Ecuación AIII.10 (Ramalho et al, 2003, p. 159).

$$V_{\text{operación}} = 1,2 \times V_{\text{teórico}} \quad [\text{AIII.10}]$$

$$V_{\text{operación}} = 1,2 \times 53 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{operación}} = 63,6 \text{ m}^3$$

A partir del volumen de operación se calculó el tiempo de residencia del tanque de homogeneización utilizando la Ecuación AIII.7 (Sainz, 2005, p. 72).

$$t_r = \frac{63,6 \text{ m}^3}{250 \frac{\text{m}^3}{\text{día}} \times \frac{1 \text{ día}}{20 \text{ h}}}$$

$$t_r = 5,09 \text{ h}$$

De acuerdo a los criterios de diseño para tanques de homogeneización establecidos por Lozano (2012a) se determinó que la profundidad del tanque sea de 3,5 m, con lo cual se calculó el área del tanque de acuerdo a la Ecuación AIII.8 (p. 2).

$$A = \frac{63,6 \text{ m}^3}{3,5 \text{ m}}$$

$$A = 18,17 \text{ m}^2$$

Se estableció que la geometría del tanque sea rectangular, sin embargo se consideró al tanque como cilíndrico para poder calcular el espesor de pared a partir de la Ecuación AIII.9 (Sinnott 2005, p. 1 055).

$$D_i = \sqrt{\frac{4 \times A}{\pi}}$$

$$D_i = \sqrt{\frac{4 \times 18,17 \text{ m}^2}{\pi}}$$

$$D_i = 4,81 \text{ m}$$

$$e_t = \frac{997,86 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 3,5 \text{ m} \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 4,81 \text{ m}}{2 \times 3,5 \times 10^5 \frac{\text{N}}{\text{m}^2} \times 1}$$

$$e_t = 0,24 \text{ m}$$

Las dimensiones del tanque se establecieron a partir del área del tanque y se consideró la relación entre el ancho y la longitud que se presenta en la Ecuación AIII.11 (Esquivel, 2007, p. 67).

$$B = 0,75 \times L$$

[AIII.11]

$$A = B \times L$$

$$18,17 \text{ m}^2 = 0,75 \times L$$

$$L = 4,92 \text{ m} \approx 5 \text{ m}$$

$$B = 0,75 \times 5 \text{ m}$$

$$B = 3,75 \text{ m}$$

AIII.3 DIMENSIONAMIENTO DEL SISTEMA DE AGITACIÓN Y MEZCLA

Se empleó un sistema de aireación para promover la agitación y mezcla dentro del tanque de homogeneización. De acuerdo a lo descrito por Romero (2016) se consideró que la tasa de suministro de aire sea de $12 \text{ L/m}^3 \text{ min}$ con la cual se calculó el flujo de aire necesario para el tanque de homogeneización mediante la Ecuación AIII.12 (p. 316).

$$Q_{\text{aire}} = t_{\text{aire}} \times V_{\text{operación}} \quad [\text{AIII.12}]$$

Donde:

Q_{aire} : flujo de aire requerido, (ft^3/min)

t_{aire} : tasa de suministro de aire, ($\text{ft}^3/\text{m}^3 \text{ min}$)

$V_{\text{operación}}$: volumen de operación del tanque de homogeneización, (m^3)

$$Q_{\text{aire}} = 12 \frac{\text{L}}{\text{m}^3 \text{ min}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{1\,000 \text{ L}} \times \frac{(3,281 \text{ ft})^3}{1 \text{ m}^3} \times 63,6 \text{ m}^3$$

$$Q_{\text{aire}} = 26,96 \frac{\text{ft}^3}{\text{min}}$$

La presión mínima del aire a la salida de los difusores debe ser mayor que la presión absoluta sobre los mismos para que el aire pueda salir a través de los orificios de los difusores. La presión absoluta se calculó a partir de las Ecuaciones AIII.13 y AIII.14 (Alviz y Cueto, 2012, p. 50).

$$P_{abs} = P_h + P_{atm} \quad [AIII.13]$$

$$P_h = \rho \times g \times H \quad [AIII.14]$$

Donde:

P_{abs} : presión absoluta, (Pa)

P_h : presión hidrostática, (Pa)

P_{atm} : presión atmosférica, (Pa)

ρ : densidad del efluente, (kg/m^3)

g : aceleración de la gravedad, ($9,8 \text{ m}/\text{s}^2$)

H : altura del nivel del efluente en el tanque, (m)

$$P_{abs} = (\rho \times g \times H) + P_{atm}$$

La presión atmosférica en la ciudad de Latacunga es de 73,146 kPa (Worldmeteo, 2017), por lo tanto:

$$P_{abs} = \left(997,86 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 3,5 \text{ m} \right) + 73,146 \text{ kPa}$$

$$P_{abs} = (34\,226,6 + 73\,146) \text{ Pa} \times \frac{1 \text{ atm}}{1,013 \times 10^5 \text{ Pa}} \times \frac{14,7 \text{ psi}}{1 \text{ atm}}$$

$$P_{abs} = 15,58 \text{ psi}$$

Se estableció que la presión de salida del aire sea 1,2 veces la presión absoluta sobre los difusores, por lo tanto la presión de operación fue de 18,69 psi (Alviz y Cueto, 2012, p. 50).

El flujo de aire que utiliza el compresor para llegar a la presión de operación se determinó a partir del incremento de temperatura como producto de la compresión. Este incremento de temperatura se calculó mediante la Ecuación AIII.15 (Alviz y Cueto, 2012, p. 50).

$$\Delta T_{adb} = \frac{T_1}{\eta} \times \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{0,283} - 1 \right] \quad [AIII.15]$$

Donde:

ΔT_{adb} : incremento de temperatura, (K)

T_1 : temperatura ambiental, (K)

η : eficiencia del compresor, (60 %)

P_2 : presión de operación, (psi)

P_1 : presión atmosférica, (psi)

$$\Delta T_{adb} = \frac{290 \text{ K}}{0,8} \times \left[\left(\frac{18,69 \text{ psi}}{73 \text{ 146 Pa} \times \frac{1 \text{ atm}}{1,013 \times 10^5 \text{ Pa}} \times \frac{14,7 \text{ psi}}{1 \text{ atm}}} \right)^{0,283} - 1 \right]$$

$$\Delta T_{adb} = 63 \text{ K}$$

$$\Delta T_{adb} = T_2 - T_1$$

$$T_2 = 290 \text{ K} + 63 \text{ K}$$

$$T_2 = 353 \text{ K}$$

El flujo de aire que utiliza el compresor se calculó mediante la Ecuación AIII.16 (Alviz y Cueto, 2012, p. 50).

$$\frac{P_1 \times Q_1}{T_1} = \frac{P_2 \times Q_2}{T_2} \quad \text{[AIII.16]}$$

$$Q_1 = \frac{18,69 \text{ psi} \times 26,96 \frac{\text{ft}^3}{\text{min}} \times 290 \text{ K}}{353 \text{ K} \times 73 \text{ 146 Pa} \times \frac{1 \text{ atm}}{1,013 \times 10^5 \text{ Pa}} \times \frac{14,7 \text{ psi}}{1 \text{ atm}}}$$

$$Q_1 = 39,02 \frac{\text{ft}^3}{\text{min}}$$

Con el flujo de aire obtenido se calculó la potencia del compresor mediante la Ecuación 3.5.

$$Pot = 0,22 \times \frac{39,02 \frac{\text{ft}^3}{\text{min}}}{0,8} \left[\left(\frac{18,69 \text{ psi}}{73 \text{ 146 Pa} \times \frac{1 \text{ atm}}{1,013 \times 10^5 \text{ Pa}} \times \frac{14,7 \text{ psi}}{1 \text{ atm}}} \right)^{0,283} - 1 \right]$$

$$Pot = 1,86 \text{ HP} \times \frac{0,746 \text{ kW}}{1 \text{ HP}} = 1,39 \text{ kW}$$

Con el valor de la potencia calculada se seleccionó el compresor con base en catálogos comerciales, siendo la mínima potencia nominal para este equipo de 2,5 kW (Sulzer, 2016, pp. 1-4).

Para el dimensionamiento de los difusores porosos se empleó la Ecuación AIII.17 para obtener la tensión superficial que existe entre las burbujas de aire producidas y el agua (Alviz y Cueto, 2012, p. 95; Schierholz, Gulliver y Heather, 2006, p. 1026).

$$\alpha = 0,165 \times \rho^{3/5} \times g^{1/2} \times \sigma^{-3/5} \quad [\text{AIII.17}]$$

Donde:

α : constante para burbujas finas, ($\alpha = 30 \text{ m}^{-13/10} \text{ h}^{1/5}$)

ρ : densidad del efluente, (kg/m^3)

g : aceleración de la gravedad, ($9,8 \text{ m}/\text{s}^2$)

σ : tensión superficial, (N/m)

$$30 \text{ m}^{-13/10} \text{ h}^{1/5} \times \frac{(3600 \text{ s})^{1/5}}{(1 \text{ h})^{1/5}} = 0,165 \times \left(997,86 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right)^{3/5} \times \left(9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}\right)^{1/2} \times \sigma^{-3/5}$$

$$\sigma = 0,073 \frac{\text{N}}{\text{m}}$$

El aire proporcionado a través de los difusores se suministró en forma de burbujas gruesas, las cuales presentan un diámetro de 5 mm (Xylem, 2011, p. 3). A partir del diámetro de las burbujas se calculó el diámetro de los difusores empleando la Ecuación 3.6.

$$d_o = \frac{\left(5 \text{ mm} \times \frac{1 \text{ m}}{1000 \text{ m}}\right)^3 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times (997,86 - 1,46) \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{6 \times 0,073 \frac{\text{N}}{\text{m}}}$$

$$d_o = 2,79 \times 10^{-3} m \times \frac{1\ 000\ m}{1\ m}$$

$$d_o = 2,79\ mm$$

Una vez que se determinó el diámetro de los difusores, se calculó la frecuencia con la que se forman las burbujas a partir de la Ecuación 3.7.

$$f = \frac{39,02 \frac{ft^3}{min} \times \frac{(0,3048\ m)^3}{(1\ ft)^3} \times \frac{1\ min}{60\ s}}{\frac{\pi \times \left(5\ mm \times \frac{1\ m}{1\ 000\ m}\right)^3}{6}}$$

$$f = 2,81 \times 10^5\ s^{-1}$$

AIII.4 DIMENSIONAMIENTO DEL SISTEMA DE ELECTROCOAGULACIÓN

Para el sistema de electrocoagulación se consideró que el porcentaje de remoción de la DQO es 75 % el cual se alcanza en un tiempo de tratamiento de 20 min (Yavuz et al, 2011, p. 996).

La constante de la cinética que sigue el proceso de electrocoagulación se determinó empleando la Ecuación 3.8.

$$k \times (20\ min) = - \int_{DQO_o}^{DQO} \frac{d[DQO]}{[DQO]}$$

$$k \times (20\ min) = - \ln \frac{DQO}{DQO_o}$$

$$DQO = 0,25 \times DQO_o$$

$$k \times (20\ min) = - \ln \frac{0,25 \times DQO_o}{DQO_o}$$

$$k = - \frac{\ln (0,25)}{20\ min}$$

$$k = 0,0693\ min^{-1}$$

El tiempo de residencia en el sistema de electrocoagulación se determinó mediante la Ecuación 3.9 y se consideró que el máximo porcentaje de remoción es de 80 % (Un y Ozel, 2013, p. 767).

$$\tau = \frac{0,8}{0,0693 \text{ min}^{-1} \times (1 - 0,8)}$$

$$\tau = 57,71 \text{ min} \times \frac{1 \text{ h}}{60 \text{ min}}$$

$$\tau = 0,96 \text{ h}$$

El volumen necesario para el sistema de electrocoagulación se calculó a partir de la Ecuación 3.10 y se consideró el flujo del efluente que ingresa al proceso, obtenido en el balance de masa.

$$V = \left(258\,465,10 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \times \frac{\text{m}^3}{997,86 \text{ kg}} \right) \times 0,96 \text{ h} \times 1,3 \times \frac{1 \text{ día}}{20 \text{ h}}$$

$$V = 16,16 \text{ m}^3$$

De acuerdo a este volumen se estableció que, para facilitar la operación del proceso y de acuerdo a la capacidad de los equipos empaquetados existentes en el mercado, se utilizaron cuatro celdas de electrocoagulación que operen en paralelo (Proelec, 2009; Startwater, 2017). El volumen de cada celda se calculó mediante la Ecuación AIII.18.

$$V_{\text{celda}} = \frac{V}{4} \quad \text{[AIII.18]}$$

$$V_{\text{celda}} = \frac{16,16 \text{ m}^3}{4}$$

$$V_{\text{celda}} = 4,04 \text{ m}^3$$

Para el dimensionamiento de las celdas se utilizó la Ecuación AIII.19 y se consideraron las relaciones empleadas por Kushwaha et al (2011) en las pruebas a escala laboratorio que se describen en las Ecuaciones AIII.20 y AIII.21 (p. 2590).

$$V_{celda} = L \times B \times H \quad [\text{AIII.19}]$$

$$L = 2H \quad [\text{AIII.20}]$$

$$B = H \quad [\text{AIII.21}]$$

$$4,04 \text{ m}^3 = 2H \times H \times H$$

$$H = 1,26 \text{ m}$$

$$L = 2 \times 1,26 \text{ m}$$

$$L = 2,52 \text{ m}$$

$$B = 1,26 \text{ m}$$

Para el dimensionamiento de las placas de aluminio que se utilizaron como electrodos se consideraron las relaciones empleadas por Arango y Garcés (2007) para las tres zonas que se forman en cada celda de electrocoagulación que se presentan en las Ecuaciones AIII.22 y AIII.23 (p. 62). La altura de la zona de reacción equivale a la altura que deben presentar los electrodos en la celda.

$$H_{flot} = H_{sed} = 0,25 \times H_{celda} \quad [\text{AIII.22}]$$

$$H_{rx} = 0,5 \times H_{celda} \quad [\text{AIII.23}]$$

Donde:

H_{flot} : altura de la zona de flotación, (m)

H_{sed} : altura de la zona de sedimentación, (m)

H_{rx} : altura de la zona de reacción, (m)

$$H_{flot} = H_{sed} = 0,25 \times 1,26 \text{ m}$$

$$H_{flot} = H_{sed} = 0,32 \text{ m}$$

$$H_{rx} = 0,5 \times 1,26 \text{ m}$$

$$H_{rx} = 0,63 \text{ m}$$

De acuerdo a las dimensiones obtenidas para la celda y de las láminas de aluminio que se ofertan en el mercado, se estableció que las dimensiones de los electrodos para cada una de las celdas sean 62,0; 122,0 y 0,3 cm de alto, ancho y espesor, respectivamente (Aceroscenter, 2016, p. 6).

Las dimensiones de los electrodos son ligeramente menores a las dimensiones obtenidas para las celdas de tal manera que se facilite el mantenimiento y la reposición de los mismos debido al desgaste de los mismos como producto de su consumo en el proceso.

El número de electrodos que conformarán cada celda se calculó a partir de la Ecuación 3.11, para lo cual se consideró un espaciamiento entre electrodos de 3 cm y una distancia de los electrodos hacia la cara lateral de la celda de 20 cm (Arango y Garcés, 2007, p. 64; Piña, Martín, González, Prieto, Guevara y García, 2011, pp. 260-263)

$$\text{Número de electrodos} = \frac{(2,52 \text{ m}) - 2 \times \left(20 \text{ cm} \times \frac{1 \text{ m}}{100 \text{ cm}}\right)}{(3 + 0,3) \text{ cm} \times \frac{1 \text{ m}}{100 \text{ cm}}}$$

$$\text{Número de electrodos} = 64,2 \approx 64 \text{ electrodos}$$

Con las dimensiones de los electrodos se determinó el volumen de cada uno de ellos y se obtuvo su peso empleando la densidad del aluminio cuyo valor es de 2 700 kg/m³ (Lenntech, 2017).

$$m_{\text{electrodo}} = 0,62 \text{ m} \times 1,22 \text{ m} \times 0,003 \text{ m} \times 2\,700 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$m_{\text{electrodo}} = 6,13 \text{ kg}$$

Se consideró que, para realizar la reposición de los electrodos en las celdas de electrocoagulación, el consumo de los mismos debe ser del 80 %. Además, se asumió que el rendimiento eléctrico del proceso de electrocoagulación es del 90 % (Suárez, 2014, p. 144). Por lo tanto, se calculó la masa del electrodo que se consume de acuerdo a la Ecuación AIII.24

$$m_{electrodo\ consumido} = \frac{0,65 \times m_{electrodo}}{0,7} \quad [AIII.24]$$

$$m_{electrodo\ consumido} = \frac{0,65 \times 6,13\ kg \times \frac{1\ 000\ g}{1\ kg}}{0,7}$$

$$m_{electrodo\ consumido} = 5\ 692,14\ g$$

De acuerdo a lo descrito por Suárez (2014) y empleando la primera Ley de Faraday, se estimó el tiempo en el que se produce el consumo de los electrodos determinado anteriormente empleando la Ecuación AIII.25 (p. 144).

$$t_{consumo} = \frac{m_{electrodo\ consumido} \times e \times F}{J \times PM} \quad [AIII.25]$$

Donde:

$t_{consumo}$: tiempo de consumo de los electrodos, (s)

e : número de electrones del material de los electrodos

F : constante de Faraday, (C/mol)

PM : peso molecular del material de los electrodos, (g/mol)

$$t_{consumo} = \frac{5\ 692,14\ g \times 3 \times 96\ 500\ \frac{C}{mol}}{15\ A \times 26,98\ \frac{g}{mol}} \times \frac{1\ h}{3\ 600\ s} \times \frac{1\ día}{20\ h}$$

$$t_{consumo} = 56,6\ días$$

Por lo tanto, los electrodos deben ser repuestos cada 56 días de operación de la planta de tratamiento de efluentes lácteos.

AIII.5 DIMENSIONAMIENTO DEL SISTEMA DE FILTRACIÓN

Para el dimensionamiento del sistema de filtración se empleó el flujo que proviene del sistema de electrocoagulación obtenido del balance de masa y se consideró

que la tasa de filtración sea de 120 m/día, con la cual se determinó el área de filtración a partir de la Ecuación 3.12.

$$A_f = \frac{255\,880,45 \frac{kg}{día} \times \frac{m^3}{997,86 kg}}{120 \frac{m}{día}}$$

$$A_f = 2,14 m^2$$

Se estableció que el sistema de filtración esté conformado por una batería de cinco filtros compuestos por lechos de arena como medio filtrante y grava como material de soporte, de los cuales uno se consideró como emergente, es decir, que durante la operación de la planta solamente cuatro filtros se encuentran operativos. De acuerdo a esto, el área de cada filtro se calculó mediante la Ecuación AIII.26.

$$A_{filtro} = \frac{A_f}{4} \quad [AIII.26]$$

$$A_{filtro} = \frac{2,14 m^2}{4}$$

$$A_{filtro} = 0,54 m^2$$

El diámetro del filtro se determinó mediante la Ecuación AIII.27.

$$A_{filtro} = \frac{\pi \times D^2}{4} \quad [AIII.27]$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \times 0,54 m^2}{\pi}}$$

$$D = 0,83 m$$

De acuerdo a los criterios de diseño presentados en la Tabla 3.2 se establecieron las dimensiones para los filtros de arena que se presentan en la Tabla AIII.2.

Tabla AIII.2. Dimensionamiento de los filtros de arena

Parámetro	Valor
Altura del lecho de arena, (m)	1,15
Altura del lecho de grava, (m)	0,3
Altura del borde libre, (m)	0,3
Tamaño efectivo de la arena, (mm)	0,25
Coefficiente de uniformidad	2,25

Por lo tanto la altura total del filtro representó la suma de los tres parámetros presentados en la Tabla AIII.2.

$$H_{filtro} = (1,15 + 0,30 + 0,30)m$$

$$H_{filtro} = 1,75 m$$

El volumen total del filtro se determinó empleando la Ecuación 3.14.

$$V = 0,54 m^2 \times 1,75 m$$

$$V = 0,95 m^3$$

Para determinar la pérdida de carga en el filtro se utilizó la Ecuación 3.13, tanto para el lecho de arena como para el lecho de grava. La pérdida de carga total en el filtro corresponde a la suma de los valores obtenidos para cada material.

$$H_{farena} = 5 \times \frac{(1,15 m) \left(1 \times 10^{-6} \frac{m^2}{s}\right)}{9,8 \frac{m}{s^2}} \times 120 \frac{m}{día} \times \frac{1 día}{72 000 s} \times \frac{(1 - 0,36)^2}{0,36^3} \\ \times \left(\frac{6}{(0,95)(1,1 \times 10^{-3} m)}\right)^2$$

$$H_{farena} = 0,283 m$$

$$Hf_{grava} = 5 \times \frac{(0,3 \text{ m}) \left(1 \times 10^{-6} \frac{\text{m}^2}{\text{s}}\right)}{9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \times 120 \frac{\text{m}}{\text{día}} \times \frac{1 \text{ día}}{72\,000 \text{ s}} \times \frac{(1 - 0,40)^2}{0,40^3} \\ \times \left(\frac{6}{(0,82)(5 \times 10^{-3} \text{ m})}\right)^2$$

$$Hf_{grava} = 3,07 \times 10^{-3} \text{ m}$$

$$Hf = Hf_{arena} + Hf_{grava}$$

$$Hf = 0,283 \text{ m} + 3,07 \times 10^{-3} \text{ m}$$

$$Hf = 0,286 \text{ m}$$

Para el almacenamiento del agua que se utilizará en las operaciones de lavado de los filtros se dimensionó un tanque, para lo cual se empleó la Ecuación AIII.7 y se consideró el tiempo necesario para lavar uno de los filtros (Esquivel, 2007, p. 67; Sainz, 2005, p. 72).

$$V_{operación} = 880 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{ día}} \times 0,54 \text{ m}^2 \times 5 \text{ min} \times 1,2 \times \frac{1 \text{ día}}{20 \text{ h}} \times \frac{1 \text{ h}}{60 \text{ min}}$$

$$V_{operación} = 2,38 \text{ m}^3$$

Para el cálculo de las dimensiones del tanque se empleó la Ecuación AIII. 8 de acuerdo a las consideraciones planteadas para el dimensionamiento del tanque de recepción en la Sección AIII.2.

$$V_{operación} = B^2 \times H$$

$$2,38 \text{ m}^3 = B^2 \times \frac{B}{0,8}$$

$$B = 1,24 \text{ m}$$

$$H = \frac{1,24 \text{ m}}{0,8}$$

$$H = 1,55 \text{ m}$$

Para el cálculo del espesor del tanque se asumió que la geometría del mismo es cilíndrica y se empleó la Ecuación AIII.9

$$D_i = \sqrt{\frac{4 \times 1,96 \text{ m}^2}{\pi}}$$

$$D_i = 1,58 \text{ m}$$

$$e_t = \frac{997,86 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 1,7 \text{ m} \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 1,69 \text{ m}}{2 \times 8 \times 10^4 \frac{\text{N}}{\text{m}^2} \times 1}$$

$$e_t = 0,16 \text{ m}$$

AIII.6 DIMENSIONAMIENTO DEL LECHO DE SECADO

Para el dimensionamiento del lecho de secado se determinó el volumen de lodos que pasan al lecho de secado para reducir su porcentaje de humedad utilizando los flujos obtenidos del balance de masa a partir de la Ecuación 3.15.

$$V_{lodos} = \frac{744,38 \frac{\text{kg}}{\text{día}}}{1\,040 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$V_{lodos} = 0,716 \frac{\text{m}^3}{\text{día}}$$

$$V_{lavado} = \frac{55,20 \frac{\text{kg}}{\text{día}}}{1\,040 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$V_{lavado} = 0,053 \frac{\text{m}^3}{\text{día}}$$

$$V_l = V_{lodos} + V_{lavado}$$

$$V_l = 0,716 \frac{\text{m}^3}{\text{día}} + 0,053 \frac{\text{m}^3}{\text{día}}$$

$$V_l = 0,769 \frac{\text{m}^3}{\text{día}}$$

El tiempo que necesitan los lodos en el lecho de secado para que se reduzca su humedad antes de su disposición final se determinó con base en la Tabla 3.3 de acuerdo a la temperatura en la locación.

El volumen de lodos que permanece en el lecho de secado durante el tiempo determinado se calculó mediante la Ecuación 3.16.

$$Ve_l = 0,769 \frac{m^3}{día} \times 30 \text{ días}$$

$$Ve_l = 23,07 m^3$$

Para el dimensionamiento del lecho de secado se determinó su área a partir de la Ecuación 3.17. Se consideró que el lecho de secado presente una profundidad de 0,8 m y se empleó un factor de seguridad de 1,2 (Valencia, 2013, p. 49).

$$A_{ls} = \frac{23,07 m^3}{0,8 m} \times 1,2$$

$$A_{ls} = 34,6 m^2$$

Se estableció que la geometría del lecho de secado sea rectangular y que esté conformado por 35 lechos individuales (Valencia, 2013, p. 49). El número de lechos individuales se determinó de acuerdo al tiempo de digestión de los lodos y el área de cada uno de los lechos individuales se calculó mediante la Ecuación 3.18.

$$A_{lsi} = \frac{34,6 m^2}{35}$$

$$A_{lsi} = 0,99 m^2$$

Se estimó que el ancho de los lechos individuales sea 1,25 m con la cual se determinó la longitud de cada uno de ellos mediante la Ecuación 3.19.

$$L = \frac{0,99 m^2}{1,25 m}$$

$$L = 0,79 \text{ m} \approx 0,80 \text{ m}$$

AIII.7 DIMENSIONAMIENTO DE LOS EQUIPOS SECUNDARIOS

DIMENSIONAMIENTO DE TUBERÍAS, BOMBAS Y VÁLVULAS

Se presenta un ejemplo de cálculo para el dimensionamiento de las tuberías, bombas y válvulas que conforman la línea que va desde el tanque de homogeneización hacia las celdas de electrocoagulación con base en los criterios descritos en la Sección 3.2 y en los flujos obtenidos en el balance de masa.

Se determinaron las velocidades de succión y descarga utilizando la Ecuación AIII.28. Se consideraron los intervalos de las velocidades de succión y descarga sugeridos para bombas centrífugas descritas en la Tabla 3.4 (American Petroleum Institute, 2013, p. 21):

$$v = \frac{Q}{\frac{\pi \times D_i^2}{4}} \quad \text{[AIII.28]}$$

Donde:

v : velocidad del fluido, (m/s)

Q : flujo volumétrico, (m³/s)

D_i : diámetro interno de la tubería, (m)

$$v = \frac{258\,465,10 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \times \frac{\text{m}^3}{997,86 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ día}}{20 \text{ h}} \times \frac{1 \text{ h}}{3\,600 \text{ s}}}{\frac{\pi \times D_i^2}{4}}$$

$$v = \frac{4,58 \times 10^{-3}}{D_i^2}$$

Para determinar la velocidad de succión se consideró una tubería de 3 pulgadas de diámetro nominal que corresponde a un diámetro interno de 0,082 m, mientras

que para la velocidad de descarga se consideró una tubería de 1 ½ pulgadas de diámetro nominal que corresponde a un diámetro interno de 0,044 m (Plastigama, 2016, p. 7).

$$v_{succión} = \frac{4,58 \times 10^{-3}}{(0,082 \text{ m})^2}$$

$$v_{succión} = 0,68 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$v_{descarga} = \frac{4,58 \times 10^{-3}}{(0,044 \text{ m})^2}$$

$$v_{descarga} = 2,37 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Se determinó la pérdida de carga para cada uno de los segmentos de tubería en la línea. Para cada tramo se determinó el factor de fricción de Darcy (f) a partir de diagrama de Moody, el cual relaciona la rugosidad relativa de la tubería y el número de Reynolds que se calculó a partir de la Ecuación 3.21.

Para el segmento correspondiente a la succión:

$$Re_{succión} = \frac{0,082 \text{ m} \times 0,68 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 997,86 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0,001 \frac{\text{kg}}{\text{m s}}}$$

$$Re_{succión} = 55\,757,76$$

Para el segmento correspondiente a la descarga:

$$Re_{descarga} = \frac{0,044 \text{ m} \times 2,37 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 997,86 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0,001 \frac{\text{kg}}{\text{m s}}}$$

$$Re_{descarga} = 103\,912,20$$

La rugosidad relativa relaciona la rugosidad absoluta del material de la tubería y el diámetro interno de la misma. La rugosidad absoluta del PVC es 0,0015 mm y se

calculó la rugosidad relativa a partir de la Ecuación AIII.29 (Streeter et al, 2000, p. 294).

$$\varepsilon_{PVC} = \frac{\varepsilon}{D_i} \quad \text{[AIII.29]}$$

Donde:

ε_{PVC} : rugosidad relativa, (adimensional)

ε : rugosidad absoluta del PVC, (mm)

D_i : diámetro interno de la tubería, (mm)

Para el tramo que corresponde a la succión:

$$\frac{\varepsilon}{D_{i_{succión}}} = \frac{0,0015 \text{ mm}}{0,082 \text{ m} \times \frac{1 \text{ 000 mm}}{1 \text{ m}}}$$

$$\frac{\varepsilon}{D_{i_{succión}}} = 1,83 \times 10^{-5}$$

Para el tramo que corresponde a la descarga:

$$\frac{\varepsilon}{D_{i_{descarga}}} = \frac{0,0015 \text{ mm}}{0,044 \text{ m} \times \frac{1 \text{ 000 mm}}{1 \text{ m}}}$$

$$\frac{\varepsilon}{D_{i_{descarga}}} = 13,41 \times 10^{-5}$$

Con los valores de Re y $\frac{\varepsilon}{D_i}$, se empleó el diagrama de Moody que se presentó en la Figura 3.1, se obtuvieron los valores de f para la succión y descarga, de 0,0205 y 0,0180, respectivamente. Con el valor de f se determinó la pérdida de carga en la tubería mediante la Ecuación 3.20.

Para la sección correspondiente a la succión:

$$h_{f_{succión}} = 0,0205 \times \frac{4 \text{ m}}{0,082 \text{ m}} \times \frac{\left(0,68 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$h_{f_{\text{succión}}} = 0,024 \text{ m}$$

Para la sección correspondiente a la descarga:

$$h_{f_{\text{descarga}}} = 0,0180 \times \frac{8,75 \text{ m}}{0,044 \text{ m}} \times \frac{\left(2,37 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$h_{f_{\text{descarga}}} = 1,023 \text{ m}$$

En la Tabla AIII.3 se presentan los accesorios que forman parte de la tubería que transporta el efluente desde el tanque de homogeneización hasta las celdas de electrocoagulación.

Tabla AIII.3. Accesorios utilizados en la tubería que transporta el efluente desde el tanque de homogeneización hacia las celdas de electrocoagulación

Accesorios	Constante k	Cantidad	
		Succión	Descarga
Válvula de bola	10,0	1	4
Válvula check	2,5	1	4
Codo estándar de 90°	0,9	1	2
Tee estándar	1,8	0	3
Entrada a la tubería	0,5	1	0
Salida de la tubería	1,0	0	4

(Streeter et al, 2000, p. 300)

A partir de la Ecuación 3.22 se calculó la altura de la bomba que impulsa el efluente y permite su traslado.

$$\frac{(107\,391 - 77\,007) \text{ Pa}}{9\,779,03 \frac{\text{N}}{\text{m}^3}} + \frac{\left[(0,68 - 2,37) \frac{\text{m}}{\text{s}}\right]^2}{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} + (-3,5 - 0) \text{ m} + H_B$$

$$= 0,024 \text{ m} + 1,023 \text{ m} + (10,0 + 2,5 + 0,9 + 0,5) \frac{\left(0,68 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$+ [4 \times 10,0 + 4 \times 2,5 + 2 \times 0,9 + 3 \times 1,8 + 4 \times 1,0] \frac{\left(2,37 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$H_B = 19,52 \text{ m}$$

La TDH se calculó a partir de las presiones de succión y descarga. La presión de succión se determinó mediante la Ecuación AIII.30.

$$P_s = \Delta H_{ss} - \Delta H_{fs} \quad [\text{AIII.30}]$$

Donde:

P_s : presión de succión, (psi)

ΔH_{ss} : cabezal estático en la succión, (psi)

ΔH_{fs} : pérdidas por fricción y por accesorios en la succión, (psi)

El cabezal estático en la succión se calculó mediante la Ecuación AIII.31.

$$\Delta H_{ss} = \rho \times H_{T_s} \quad [\text{AIII.31}]$$

Donde:

ρ : densidad del efluente, (lb/in³)

H_{T_s} : altura de la línea de succión, (in)

$$\Delta H_{ss} = 997,86 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{(1 \text{ m})^3}{(39,37 \text{ in})^3} \times (-3,5 \text{ m}) \times \frac{39,37 \text{ in}}{1 \text{ m}}$$

$$\Delta H_{ss} = -4,96 \text{ psi}$$

$$P_s = -4,96 \text{ psi} - \left[(0,024 + 0,329) \text{ m} \times \frac{39,37 \text{ in}}{1 \text{ m}} \times 997,86 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{(1 \text{ m})^3}{(39,37 \text{ in})^3} \right]$$

$$P_s = -5,46 \text{ psi}$$

La presión de descarga se calculó mediante la Ecuación AIII.32.

$$P_d = \Delta H_{sd} - \Delta H_{fd} \quad [\text{AIII.32}]$$

Donde:

P_s : presión de succión, (psi)

ΔH_{sd} : cabezal estático en la descarga, (psi)

ΔH_{fd} : pérdidas por fricción y por accesorios en la descarga, (psi)

El cabezal estático en la descarga se calculó mediante la Ecuación AIII.29.

$$\Delta H_{sd} = 997,86 \frac{kg}{m^3} \times \frac{2,2 lb}{1 kg} \times \frac{(1 m)^3}{(39,37 in)^3} \times (0 m) \times \frac{39,37 in}{1 m}$$

$$\Delta H_{sd} = 0 psi$$

La presión de descarga se calculó mediante la Ecuación AIII.33.

$$P_d = \Delta H_{sd} + \Delta H_{fd} \quad [AIII.33]$$

Donde:

P_d : presión de descarga, (psi)

ΔH_{sd} : cabezal estático en la descarga, (psi)

ΔH_{fd} : pérdidas por fricción y por accesorios en la descarga, (psi)

$$P_d = 0 psi + \left[(1,023 + 17,490) m \times \frac{39,37 in}{1 m} \times 997,86 \frac{kg}{m^3} \times \frac{2,2 lb}{1 kg} \times \frac{(1 m)^3}{(39,37 in)^3} \right]$$

$$P_d = 26,22 psi$$

La TDH se calculó a partir de la Ecuación 3.23.

$$TDH = 26,22 psi - (-5,46 psi)$$

$$TDH = 31,68 psi$$

La potencia teórica de las bombas se calculó mediante la Ecuación 3.24.

$$P_b = \left(258\,465,10 \frac{kg}{día} \times \frac{m^3}{997,86 kg} \times \frac{1 día}{20 h} \times \frac{1 h}{3\,600 s} \right) \times 9\,779,03 \frac{N}{m^3} \times 19,52 m$$

$$P_b = 686,96 W \times \frac{1 kW}{1\,000 W} \times \frac{1,34 HP}{1 kW}$$

$$P_b = 0,92 HP$$

En la Figura AIII.3 se presenta la curva característica de una bomba centrífuga, la cual permitió determinar su rendimiento y calcular la potencia real que se requiere mediante la Ecuación AIII.34. Además, se consideró un factor de sobredimensionamiento de 1,2.

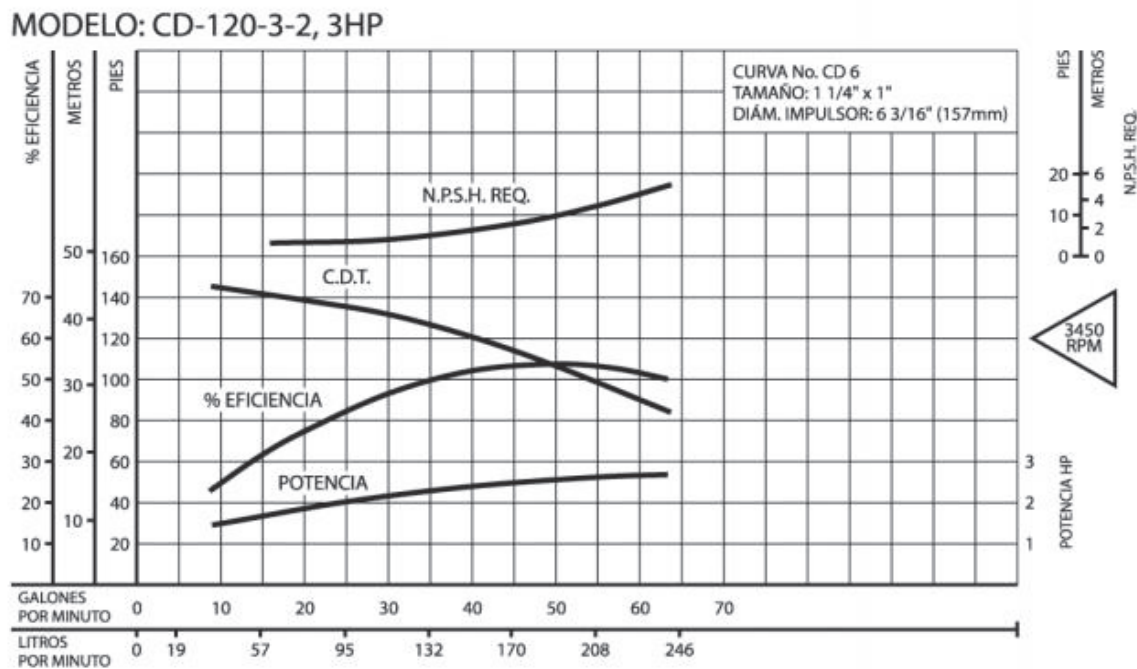


Figura AIII.3. Curva característica de una bomba centrífuga
(Hidroservicios Ambientales, 2011)

$$P_{b_{real}} = \frac{P_b \times f}{\eta}$$

[AIII.34]

Donde:

$P_{b_{real}}$: potencia real de la bomba, (HP)

f : factor de sobredimensionamiento

η : rendimiento de la bomba, (%)

$$P_{b_{real}} = \frac{0,92 \text{ HP} \times 1,2}{0,5}$$

$$P_{b_{real}} = 2,21 \text{ HP}$$

La potencia real permitió seleccionar, de acuerdo a los catálogos, la bomba adecuada, para lo que se consideró la potencia nominal con la que se ofertan en el mercado. En la Tabla AIII.4 se detallan las características y especificaciones de cada una de las bombas que se requieren para la planta de tratamiento de efluentes lácteos.

Tabla AIII.4. Especificaciones de las bombas en la planta de tratamiento de efluentes lácteos

Bomba	Flujo volumétrico (L/min)	TDH (psi)	Potencia real (HP)	Potencia nominal (HP)
P-101	208,33	8,64	0,58	1
P-201	215,92	43,43	3,16	5
P-301	53,44	12,41	1,17	1,5
P-302	53,44	12,23	1,17	1,5
P-303	53,44	12,23	1,17	1,5
P-304	53,44	12,41	1,17	1,5
P-401	471,17	6,72	7,01	7,5

En la Tabla AIII.5 se presenta las especificaciones de las tuberías que conforman cada una de las líneas en la planta de tratamiento de efluentes de una industria láctea.

Tabla AIII.5. Especificaciones de las tuberías en la planta de tratamiento de efluentes lácteos

Línea	Diámetro (in)	Longitud (m)	Material de la tubería
1	5	2,00	PVC
2	5	3,00	PVC
3	5	3,00	PVC
4	3	1,00	PVC

Tabla AIII.5. Especificaciones de las tuberías en la planta de tratamiento de efluentes lácteos (continuación...)

Línea	Diámetro (in)	Longitud (m)	Material de la tubería
5	1 ½	2,00	PVC
6	8	1,50	PVC
7	½	1,50	PVC
8	1	0,50	SS AISI 304
9	½	2,50	SS AISI 304
11	3	4,00	PVC
12	1 ½	8,75	PVC
13	1 ¼	0,50	PVC
14	¾	5,80	PVC
15	1 ¼	0,50	PVC
16	¾	5,33	PVC
17	1 ¼	0,50	PVC
18	¾	5,33	PVC
19	1 ¼	0,50	PVC
20	¾	5,80	PVC
22	2 ½	15,70	PVC
23	5	4,00	PVC
24	5	0,50	PVC
25	2 ½	4,65	PVC
26	2 ½	22,50	PVC
27	3	2,50	PVC

Para el dimensionamiento de las válvulas se consideraron los flujos obtenidos en el balance de masa. Se presenta un ejemplo de cálculo de la constante de descarga de la válvula CV-0101, a partir de las Ecuaciones 3.25 y 3.26, considerando un factor de sobredimensionamiento de 1,2 (Creus, 2011, p. 449).

$$K_v = \left(249\,465 \frac{kg}{día} \times \frac{m^3}{997,86\,kg} \times \frac{1\,día}{20\,h} \times \frac{1\,000\,L}{1\,m^3} \times \frac{1\,gal}{3,8\,L} \times \frac{1\,h}{60\,min} \right) \sqrt{\frac{0,997}{1,31\,psi}}$$

$$K_v = 47,91$$

$$C_v = 1,16 \times 21,42 \times 1,2$$

$$C_v = 66,69$$

En la Tabla AIII.6 se presenta las especificaciones de las válvulas que se requieren para la planta de tratamiento de efluentes lácteos. A partir del valor de la constante de descarga se seleccionaron las válvulas de catálogos existentes en el mercado (Comeval, 2014, p. 338; Honeywell, 2016; Kieback, 2009, p. 2; Parker, 2017; Saidi, 2015, pp. 11-14).

Tabla AIII.6. Especificaciones de las válvulas en la planta de tratamiento de efluentes lácteos

Válvula	Línea	Tipo	Diámetro (in)	Flujo (gal/min)	Caída de presión (psi)	Kv	Cv
CV-0101	1	Diversora	5	54,82	1,31	47,91	66,69
CV-0201	2	Diversora	5	54,82	1,31	47,91	66,69
CV-0501	5	Retención	1 ½	54,82	3,26	30,30	42,18
CV-0502	5	Bola	1 ½	54,82	1,74	41,49	57,75
CV-0701	7	Control	½	5,00E-04	0,01	0,03	0,04
CV-1201	12	Retención	1 ½	56,84	3,63	29,80	41,48
CV-1202	12	Bola	1 ½	56,84	2,61	35,12	48,89
CV-1203	12	Control	1 ½	56,84	117,51	5,24	7,90
CV-1204	12	Diversora	1 ½	14,21	0,21	30,73	42,77
CV-1205	12	Diversora	1 ½	14,21	0,21	30,73	42,77
CV-1206	12	Diversora	1 ½	14,21	0,21	30,73	42,77
CV-1401	14	Retención	¾	14,08	2,18	9,53	13,27
CV-1402	14	Bola	¾	14,08	4,64	6,52	9,08
CV-1403	14	Diversora	¾	14,08	0,28	26,36	36,70
CV-1601	16	Retención	¾	14,08	2,18	9,53	13,27
CV-1602	16	Bola	¾	14,08	4,64	6,52	9,08
CV-1603	16	Diversora	¾	14,08	0,28	26,36	36,70
CV-1801	18	Retención	¾	14,08	2,18	9,53	13,27
CV-1802	18	Bola	¾	14,08	4,64	6,52	9,08
CV-1803	18	Diversora	¾	14,08	0,28	26,36	36,70
CV-2001	20	Retención	¾	14,08	2,18	9,53	13,27

Tabla AIII.6. Especificaciones de las válvulas en la planta de tratamiento de efluentes lácteos (continuación...)

Válvula	Línea	Tipo	Diámetro (in)	Flujo (gal/min)	Caída de presión (psi)	Kv	Cv
CV-2002	20	Bola	$\frac{3}{4}$	14,08	4,64	6,52	9,08
CV-2003	20	Diversora	$\frac{3}{4}$	14,08	0,28	26,36	36,70
CV-2501	25	Retención	2 $\frac{1}{2}$	123,99	2,61	76,61	106,65
CV-2502	25	Bola	2 $\frac{1}{2}$	123,99	1,16	114,92	159,97
CV-2503	25	Diversora	2 $\frac{1}{2}$	123,99	0,87	132,70	184,71
CV-2504	25	Diversora	2 $\frac{1}{2}$	123,99	0,87	132,70	184,71
CV-2505	25	Diversora	2 $\frac{1}{2}$	123,99	0,87	132,70	184,71
CV-2506	25	Diversora	2 $\frac{1}{2}$	123,99	0,87	132,70	184,71

ANEXO IV

EVALUACIÓN ECONÓMICA DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE EFLUENTES

Para establecer los costos de los equipos se consideraron los parámetros de diseño anteriormente determinados, de acuerdo al tipo de equipo a implementar.

Para estimar los costos de las unidades que requieren de obra civil se consideró el costo unitario de hormigón, para el caso del tanque de recepción y las cribas, y de hormigón armado para el caso de los tanques de bombeo y el tanque de homogeneización. Estos valores incluyen los costos por mano de obra e implementación (Eseico, 2016; CYPE Ingenieros, 2017).

En las Tablas AIV.1 y AIV.2 se presentan los costos unitarios de los materiales antes mencionados y el costo estimado para cada uno de los equipos que requieren obra civil.

Tabla AIV.1. Costos asociados al sistema de desbaste

Unidades	Material	Costo referencial unitario		Dimensiones		Costo total (USD)
		USD/m	USD/m ²	m	m ²	
Canal de aproximación	Hormigón	43,98	---	8,00	---	351,84
Rejillas	Acero al carbón	---	35,18	---	2,88	101,32
TOTAL						453,16

Tabla AIV.2. Costos asociados a los tanques de recepción, bombeo y homogeneización

Unidades	Material	Costo referencial unitario (USD/m ³)	Dimensiones (m ³)	Costo total (USD)
Tanque de recepción	Hormigón	68,85	0,45	30,98
Tanque de bombeo TK-201	Hormigón armado	87,17	1,84	160,04
Tanque de bombeo TK-401	Hormigón armado	87,17	1,84	160,04
Tanque de homogeneización TK-301	Hormigón armado	87,17	14,70	1 281,40

En la Tabla AIV.3 se presentan los costos de adquisición e implementación de los equipos restantes que conforman la planta de tratamiento de efluentes lácteos (Copersa, 2015, p. 8; Equimar, 2016, pp. 4-6; Hidroservicios ambientales, 2011; Lawsco, 2016; Startwater, 2017; Staticon, 2017, pp. 1-5; Sulzer, 2016, pp. 1-4; Verder, 2017, p.1). Sinnott (2005) establece que los costos de implementación de los equipos comprende entre el 20 % y el 50 % de los costos de adquisición de cada uno de estos, por lo que para este proyecto se consideró que el costo de implementación se establezca como el 40 % del costo de adquisición (p. 321).

Tabla AIV.3. Costos de adquisición e implementación de equipos principales y secundarios de la planta de tratamiento de efluentes lácteos

Equipo	Identificación	Costo de adquisición (USD)	Costo de implementación (USD)
Celdas de electrocoagulación	CE-101	1 900,00	760,00
	CE-102	1 900,00	760,00
	CE-103	1 900,00	760,00
	CE-104	1 900,00	760,00
Filtros de arena	FA-101	2 210,00	884,00
	FA-102	2 210,00	884,00
	FA-103	2 210,00	884,00
	FA-104	2 210,00	884,00
	FA-105	2 210,00	884,00
Tamiz estático	TZ-101	2 890,00	1 156,00
Compresor	CP-101	864,05	345,62
Fuente de alimentación de DC	PS-101	8 990,00	3 596,00
Dosificador	SK-101	1 537,88	615,152
Bombas centrífugas	P-101	615,00	246,00
	P-201	783,00	313,20
	P-301	624,00	249,60
	P-302	624,00	249,60
	P-303	624,00	249,60
	P-304	624,00	249,60
	P-401	903,00	361,20
Total		37 728,93	15 091,57

Además, se consideró el costo de los difusores de aire que conforman el sistema de agitación y mezcla en el tanque de homogeneización, con base en el área de servicio de los mismos detallada en la hoja de especificaciones que se presentó en la Tabla 4.17. En la Tabla AIV.4 se presentan los costos de los difusores de aire, los cuales incluyen el costo de las tuberías del sistema (Xylem, 2011).

Tabla AIV.4. Costos de los difusores para el sistema de agitación y mezcla

Área de servicio (m ² /unidad)	Área del tanque de homogeneización (m ²)	Unidades requeridas	Costo unitario (USD)	Costo total (USD)
0,70	18,75	30	16,85	505,50

Como parte de la implementación de los equipos en la planta se consideró el costo de tuberías y accesorios para las líneas que conducen los diferentes servicios en cada uno de los procesos. En la Tabla AIV.5 se presentan los costos de las tuberías que conforman la planta y se estimó que el costo de los accesorios corresponde al 75 % del costo de las tuberías (Dismetal, 2017; Plastigama, 2016; Sinnott, 2005, p. 312).

Tabla AIV.5. Costos de tuberías y accesorios que conforman la planta de tratamiento de efluentes lácteos

Diámetro nominal (in)	Material	Costo unitario (USD/m)	Dimensiones (m)	Costo total (USD)
½	PVC	0,98	1,5	1,48
½	SS	2,36	2,5	5,90
¾	PVC	1,31	22,25	29,17
1	SS	3,67	0,5	1,84
1 ¼	PVC	2,20	2	4,40
1 ½	PVC	2,87	10,75	30,89
2 ½	PVC	7,14	42,85	306,00
3	PVC	9,53	7,5	71,51
5	PVC	16,26	12,5	203,29
8	PVC	34,60	1,5	51,91
Total tuberías (USD)				706,38
Costo por accesorios, (75 % costo tuberías) (USD)				529,79

Los costos operativos para la planta de tratamiento de efluentes de una industria láctea comprenden los costos asociados a los insumos, servicios y mano de obra. Los insumos que se requieren para la operación de la planta y sus costos se presentan en las Tablas AIV.6 y AIV.7 (Aceroscenter, 2016, p. 6).

Tabla AIV.6. Costos asociados a los electrodos empleados en el sistema de electrocoagulación

Planchas de aluminio	Costo unitario (USD)	Costo total (USD)	Tiempo de consumo (días)	Costo diario (USD)	Costo mensual (USD)
64	95,68	6 123,52	56	109,35	3 280,46

La menor concentración del ácido clorhídrico disponible en el mercado es del 20 % por lo que en la planta se deberá realizar diluciones para obtener una solución de concentración 1 N requerida para el proceso. La cantidad requerida de ácido clorhídrico al 20 % se determinó mediante la Ecuación AIV.1

$$\frac{20 \text{ g HCl}}{100 \text{ g sol}} \times \frac{1,19 \text{ g sol}}{\text{cm}^3 \text{ sol}} \times \frac{1000 \text{ cm}^3}{1 \text{ L}} \times \frac{1 \text{ mol HCl}}{36,5 \text{ g HCl}} \times \frac{1 \text{ eq HCl}}{1 \text{ mol HCl}} = 6,52 \text{ N}$$

$$C_1 \times V_1 = C_2 \times V_2 \quad \text{[AIV.1]}$$

Donde:

C_1 : Concentración de HCl requerida en el proceso, (N)

V_1 : Volumen de HCl requerido en el proceso, (L)

C_2 : Concentración de HCl comercial, (N)

V_2 : Volumen de HCl comercial, (L)

$$1 \text{ N} \times 8,94 \text{ L} = 6,52 \text{ N} \times V_2$$

$$V_2 = 1,36 \text{ L}$$

Los costos asociados al ácido clorhídrico comprenden los costos de una solución al 20 % (Quimpac S.A., 2017).

Tabla AIV.7. Costos asociados a soluciones de ácido clorhídrico al 20 %

Consumo diario (L)	Costo unitario (USD/L)	Costo diario (USD)	Costo mensual (USD)
1,36	0,79	1,08	32,31

Los costos por servicios que se requieren para el funcionamiento de la planta de tratamiento de efluentes comprenden los costos de la electricidad y agua potable que se presentan en las Tablas AIV.8 y AIV.9, respectivamente. Para el consumo de energía eléctrica se consideró un costo de 0,091 USD por cada kWh, mientras que para el consumo de agua potable se consideró un costo de 0,43 USD por cada metro cúbico (ARCONEL, 2016, p. 34; Gobierno Autónomo Descentralizado de Latacunga, 2017).

Tabla AIV.8. Costos asociados al consumo energético de los equipos en la planta de tratamiento de efluentes

Equipos	Identificación	Potencia (kW)	Consumo (kWh)	Costo total (USD)
Compresor	CP-101	2,50	50,00	4,55
Fuente de alimentación de DC	PS-101	2,10	42,00	3,82
Bombas centrífugas	P-101	0,75	14,91	1,36
	P-201	3,73	74,60	6,79
	P-301	1,12	22,37	2,04
	P-302	1,12	22,37	2,04
	P-303	1,12	22,37	2,04
	P-304	1,12	22,37	2,04
	P-401	5,59	111,86	10,18
Dosificador	SK-101	0,19	3,73	0,34
Costo diario (USD)				35,18
Costo mensual (USD)				1 055,37

Tabla AIV.9. Costos asociados al requerimiento de agua potable

Consumo diario (m³)	Costo unitario (USD/m³)	Costo diario (USD)	Costo mensual (USD)
7,85	0,43	3,38	101,30

Los costos asociados a la mano de obra requerida para la operación de la planta se presentan en la Tabla AIV.10. De acuerdo a lo establecido en la sección 4.3 se establecieron los salarios de cada uno de los trabajadores y el respectivo aporte al Instituto Ecuatoriano de Seguridad Social (IESS) por parte del empleador que corresponde al 11,15 % del salario de cada trabajador (Instituto Ecuatoriano de Seguridad Social – IESS, 2017).

Tabla AIV.10. Costos asociados a la mano de obra requerida

Descripción	Cantidad	Salario mensual individual (USD)	Salario mensual total (USD)	Aporte al IESS (USD)	Total mensual (USD)
Operarios	3	450,00	1 350,00	150,53	1 500,53
Supervisor	1	750,00	750,00	83,63	833,63
Total (USD)					2 334,15

Los costos operativos permitieron determinar el costo del tratamiento por metro cúbico de efluente. Este costo se determinó mediante la Ecuación AIV.2 que relaciona los costos operativos con el volumen de efluente tratado.

$$C_t = \frac{C_{op}}{Q} \quad \text{[AIV.2]}$$

Donde:

C_t : Costo de tratamiento, (USD/m³)

C_{op} : Costos operativos, (USD/mes)

Q : Caudal de efluente tratado, (m³/día)

$$C_t = \frac{6\,803,59 \frac{\text{USD}}{\text{mes}}}{250 \frac{\text{m}^3}{\text{día}}} \times \frac{1 \text{ mes}}{30 \text{ días}}$$

$$C_t = 0,90 \frac{\text{USD}}{\text{m}^3}$$