

ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL

FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y AGROINDUSTRIA

DISEÑO DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE BIOGÁS Y FERTILIZANTE A PARTIR DE LODOS RESIDUALES Y CASCARILLA DE NUEZ DE PALMISTE PROVENIENTES DE UNA EMPRESA DE PRODUCCIÓN DE ACEITE DE PALMISTE

PROYECTO PREVIO A LA OBTENCIÓN DEL TÍTULO DE INGENIERA QUÍMICA

RITHA EDILMA BEDÓN TREJO

ritha.bedon@epn.edu.ec

DIRECTOR: ING. MARCELO SALVADOR QUIÑONES, MSc.

marcelo.salvadorq@epn.edu.ec

Quito, Diciembre 2018

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

DECLARACIÓN

Yo, Ritha Edilma Bedón Trejo, 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.

Ritha Edilma Bedón Trejo

CERTIFICACIÓN

Certifico que el presente trabajo fue desarrollado por la Srta. Ritha Edilma Bedón Trejo, bajo mi supervisión.

Ing. Marcelo Salvador MSc.
DIRECTOR DE PROYECTO

AGRADECIMIENTO

Primero agradezco a Dios por darme la vida y por estar siempre a mi lado, en cada paso que doy.

A mis padres que con su ejemplo y amor han formado de mí un ser íntegro e independiente.

A mis abuelitos Raquel y José por todo ese amor y cuidado incondicional que me han dado. A mi hermano Fer por todo su amor y consejos, un excelente hermano.

A mis profesores que con su esfuerzo supieron inculcar en mí, valores éticos y morales más allá del desarrollo académico. Y un cariño especial a quienes me brindaron su amistad: Fernando Buchelli, Antonio Proaño, Gonzalo Calvache, Patricio Castillo, Miguel Aldás, Marco Sinche, Marcelo Albuja, Lucía Montenegro, Neyda Espín, Omar Bonilla, Marcelo Salvador, Francisco Quiroz, Alicia Guevara y Pedro Maldonado.

Al Ingeniero Marcelo Salvador por su guía en el desarrollo de este proyecto de titulación, con el que culminó mi etapa de pregrado.

A la facultad de Ingeniería Química por hacerme parte de ella y convertirse en mi segunda casa en donde encontré un espacio para desarrollar mi sueño.

A la Escuela Politécnica Nacional, noble institución, que me permitió ser parte de un selecto grupo de estudiantes y catedráticos que mantienen los niveles académicos y éticos a la par de su prestigio. Siendo el faro que ilumina al conocimiento y desarrollo del país.

A mis amigas Jani, Jois, Joa, Luli O., Marle, Sra. Nancy, Fer Mier, Raque I., Miri, Raque N. y Dianita Garzón por su amistad incondicional, su preocupación y su cariño. A mis amigos Ricardo y Marco por todo su apoyo en la carrera.

A ti Fabricio, por ser mi roca en todo momento, por tanto, amor, amistad, paciencia, apoyo, complicidad y compañerismo. Eres lo mejor que me ha pasado.

DEDICATORIA

A los seres que más amó, RITHA, AIDA Y ANÍBAL quienes no han podido estar en cada momento de mi vida, pero siempre han estado en mi corazón.

ÍNDICE DE CONTENIDOS

| | PÁGINA |
|--|---------------|
| RESUMEN | viii |
| INTRODUCCIÓN | ix |
| 1. JUSTIFICACIÓN | 1 |
| 2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO | 5 |
| 2.1. Localización de la planta | 5 |
| 2.1.1. Macrolocalización | 5 |
| 2.1.2. Microlocalización | 6 |
| 2.2. Etapa I: pretratamiento de la materia prima | 7 |
| 2.3. Etapa II: acondicionamiento de la materia prima | 8 |
| 2.4. Etapa III: digestión anaerobia | 8 |
| 2.5. Etapa IV: separación y almacenamiento | 9 |
| 3. CRITERIOS DE DISEÑO O EVALUACIÓN | 10 |
| 3.1. Criterios de diseño para el dimensionamiento de equipos principales | 10 |
| 3.1.1. Criterios de diseño para el molino de martillos | 10 |
| 3.1.2. Criterios de diseño para el tamiz | 11 |
| 3.1.3. Criterios de diseño para el tanque de neutralización | 12 |
| 3.1.4. Criterios de diseño para el biorreactor | 14 |
| 3.1.5. Criterios de diseño para el tanque de almacenamiento de biogás | 17 |
| 3.2. Criterios de diseño para el dimensionamiento de equipos secundarios | 17 |
| 3.2.1. Criterios de diseño para las tuberías y bombas | 18 |
| 3.2.2. Criterios de diseño de válvulas | 21 |
| 3.2.3. Criterios de diseño del compresor | 22 |

| | |
|--|-----------|
| 4. DISEÑO DE LA PLANTA | 24 |
| 4.1. Diagrama de bloques BPD y diagrama de flujo PFD | 24 |
| 4.1.1. Diagrama de bloques BPD | 24 |
| 4.1.2. Diagrama de flujo PFD | 25 |
| 4.2. Balance de masa | 26 |
| 4.3. Planificación de la producción | 26 |
| 4.4. Balance de energía | 30 |
| 4.5. Disposición de la planta (layout) y planos de elevación | 344 |
| 4.6. Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) y control | 39 |
| 4.7. Dimensionamiento y especificaciones de los equipos propuestos | 42 |
| 4.7.1. Dimensionamiento de los equipos principales | 42 |
| 4.7.2. Especificaciones de los equipos propuestos | 43 |
| 5. ESTUDIO DE LA PREFACTIBILIDAD ECONÓMICA | 51 |
| 5.1. Inversión | 51 |
| 5.2. Costos variables | 52 |
| 5.3. Costos fijos | 53 |
| 5.4. Depreciación | 54 |
| 5.5. Ingresos | 55 |
| 5.6. Flujo de fondos | 55 |
| 5.7. Indicadores financieros | 57 |

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

58

ANEXOS

68

ÍNDICE DE TABLAS

| | | PÁGINA |
|--------------------|--|--------|
| Tabla 1.1. | Disponibilidad de residuos de palma africana | 3 |
| Tabla 4.1. | Balance de masa de la planta de producción de biogás y fertilizante | 26 |
| Tabla 4.2. | Productos de la planta | 26 |
| Tabla 4.3. | Requerimientos energéticos | 30 |
| Tabla 4.4. | Temperatura de la biomasa en los equipos principales de la planta. | 30 |
| Tabla 4.5. | Dimensiones de los equipos principales de la planta de producción de biogás | 42 |
| Tabla 4.6. | Especificación del material de construcción, presión de operación y presión de diseño de los equipos principales | 43 |
| Tabla 4.7. | Hoja de especificación del molino de martillos | 44 |
| Tabla 4.8. | Hoja de especificación del tamiz | 45 |
| Tabla 4.9. | Hoja de especificación del tanque de neutralización | 46 |
| Tabla 4.10. | Hoja de especificación del biorreactor batch | 47 |
| Tabla 4.11. | Hoja de especificación del tanque de almacenamiento de biogás | 48 |
| Tabla 4.12. | Hoja de especificación de la bomba de diafragma | 49 |
| Tabla 4.13. | Hoja de especificación del compresor | 50 |
| Tabla 5.1 | Costo total de inversión | 51 |
| Tabla 5.2. | Costos variables de los servicios industriales | 52 |
| Tabla 5.3. | Costos de los reactivos y materia prima | 52 |
| Tabla 5.4. | Costos variables totales | 53 |
| Tabla 5.5. | Salarios del personal de la planta | 54 |
| Tabla 5.7. | Costos fijos totales | 54 |
| Tabla 5.8. | Costo de depreciación de equipos de la planta | 54 |
| Tabla 5.9. | Ingresos por ventas del biogás y fertilizante | 55 |

| | | |
|----------------------|--|-----|
| Tabla 5.10. | Valor de desecho de los equipos e instalaciones al culminar la vida útil del proyecto | 55 |
| Tabla 5.11. | Valor de la tasa de oportunidad | 55 |
| Tabla 5.12. | Flujo de fondos del proyecto | 56 |
| Tabla 5.13. | Indicadores financieros | 57 |
| Tabla AI.1. | Porcentaje de rendimiento de la molienda de la cascarilla de palmiste | 70 |
| Tabla AI.2. | Porcentajes de gases presentes en el biogás determinados mediante cromatografía de gases | 74 |
| Tabla AII.3. | Constantes de tamizado en función de la abertura del tamiz | 79 |
| Tabla AII.4. | Accesorios de tuberías desde el tanque de neutralización al biorreactor | 98 |
| Tabla AII.5. | Fracción molar y Cv de los gases presentes en el biogás. | 106 |
| Tabla AIII.6. | Composición elemental de la cascarilla de palmiste | 118 |
| Tabla AIII.7. | Cantidades y composición de los gases de combustión del caldero | 122 |
| Tabla AV.8. | Costo del molino de martillos | 125 |
| Tabla AV.9. | Costo del tamiz vibratorio | 125 |
| Tabla AV.10. | Costo tanque de neutralización | 126 |
| Tabla AV.11. | Costo de un biorreactor | 126 |
| Tabla AV.12. | Costo de un tanque de almacenamiento biogás | 126 |
| Tabla AV.13. | Costo de un tanque de almacenamiento del fertilizante | 127 |
| Tabla AV.14. | Costo del compresor | 127 |
| Tabla AV.15. | Costo de la bomba | 127 |
| Tabla AV.16. | Costo de válvulas | 127 |
| Tabla AV.17. | Costo del sistema de tuberías | 128 |
| Tabla AV.18. | Costo de la maquinaria de la planta | 128 |

ÍNDICE DE FIGURAS

| | | PÁGINA |
|---------------------|---|---------------|
| Figura 1.1 | Raquis (racimo de la palma africana) | 1 |
| Figura 1.2 | Fruto de la palma africana | 1 |
| Figura 1.3 | Partes del fruto de palma | 2 |
| Figura 2.1 | Microlocalización de la planta | 5 |
| Figura 2.2. | Microlocalización | 6 |
| Figura 2.3. | Esquema de la planta de producción de biogás y fertilizante. | 7 |
| Figura 3.1. | Partes de un agitador tipo turbina de hojas planas | 12 |
| Figura 4.1. | Diagrama de bloques de la planta de producción de biogás y fertilizante | 24 |
| Figura 4.2. | Diagrama de flujo de la planta de producción de biogás y fertilizante | 25 |
| Figura 4.3. | Diagrama de Gantt de la producción de biogás y fertilizante | 29 |
| Figura 4.4. | Layout de la planta | 32 |
| Figura 4.5. | Planos de elevación de la planta | 33 |
| Figura 4.6. | Planos de elevación –molino de martillos | 34 |
| Figura 4.7. | Planos de elevación –molino de martillos | 35 |
| Figura 4.8. | Planos de elevación – tanque de neutralización | 36 |
| Figura 4.9. | Planos de elevación – biorreactor | 37 |
| Figura 4.10. | Planos de elevación- tanque de almacenamiento de biogás | 38 |
| Figura 4.11. | Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) y control. | 40 |
| Figura 4.12. | Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) y control. | 41 |
| Figura AI.1. | Molienda | 76 |
| Figura AI.2. | Etapa de neutralización | 98 |
| Figura AI.3. | Etapa de biodigestión | 105 |

ÍNDICE DE ANEXOS

| | PÁGINA |
|--|---------------|
| ANEXO I Balance de masa | 69 |
| ANEXO II Dimensionamiento de equipos principales y secundarios | 77 |
| ANEXO III Balance de energía | 108 |
| ANEXO IV Determinación de la presión de operación y de diseño para la elaboración del PFD y P&ID | 123 |
| ANEXO V Análisis económico | 125 |

RESUMEN

Se diseñó una planta de producción de biogás y fertilizante a partir de lodos residuales y cascarilla de nuez de palmiste provenientes de la empresa AEXAV, ubicada en Quinindé, provincia de Esmeraldas, Ecuador. Se planteó el balance de masa a partir del flujo de lodos residuales de 22,00 m³/mes proporcionados por la empresa; este caudal se dividió para los cuatro reactores que se utilizarían en la producción mensual de biogás para un mayor rendimiento de la planta y se utilizó una relación 3:1 entre la cantidad de lodos residuales y de cascarilla, es decir 75 % de lodos y 25 % de cascarilla para alimentar el reactor. Además, se consideró para la biodigestión una mezcla de promotores de 10 % p/v de carbonato de calcio y 20 g/L de solución de urea y un tiempo de retención de 25 días a una temperatura de 35 °C.

Luego, se realizó el dimensionamiento y selección de los equipos. Además, se elaboraron el diagrama de bloque y diagrama de flujo. Seguido de esto, se realizó el balance de energía de los equipos y de las líneas de producción para desarrollar el diagrama de tuberías e instrumentación (PI&D). Con lo descrito anteriormente se elaboró el diagrama de distribución en la planta (layout) considerando un área de implementación de 572 m². Finalmente, se realizó un análisis económico en donde se calcularon los indicadores financieros para determinar la rentabilidad del proyecto.

La producción mensual de biogás y fertilizante de la planta sería de 22,18 m³/mes y 64,95 t/mes respectivamente. Aunque se obtuvo un costo de implementación de la planta de 137 192,07 USD y un capital de trabajo anual de 67 261,84 USD; el ingreso anual por venta de biogás y fertilizante sería de 171 709,60 USD. Este hecho se ratifica con el resultado de los indicadores financieros VAN y TIR. Con valores de 121 316,57 USD y 35 %, respectivamente, y una recuperación de la inversión en aproximadamente 3 años. Por lo tanto, la implementación de una planta de producción de biogás y fertilizante a partir de lodos residuales y cascarilla de palmiste provenientes de la empresa AEXAV podría ser económicamente rentable.

INTRODUCCIÓN

La producción mundial de aceite de palma se incrementó en 141 % entre el año 2000 y el 2012, desde 22 millones toneladas a 54 millones de toneladas. Por otro lado, Ecuador es el sexto mayor productor de aceite de palma a nivel mundial y el segundo productor en América Latina (MAGAP, 2017, p. 1).

Adicionalmente, la producción nacional de las industrias aceiteras de palma africana ha incrementado en un 52 % entre los años 2004 y 2014, tanto para aceite de palma como de palmiste. El total de biomasa aprovechable de la industria aceitera para generación de energía renovable es del 50 %, que corresponde al desecho del raquis con un 24 %, la cascarilla de nuez de palmiste o cuesco con un 7 % y la fibra que representa el 19 % del fruto de la palma africana (ENERPRO, 2016, p. 10).

La biomasa como materia prima proviene de los residuos orgánicos que se generan de actividades industriales o domésticas tales como de la caña de azúcar, aceite de palma africana, maíz, yuca, soya entre otros (IICA, 2007, p. 3).

Es así que en la producción de aceite de palmiste se tiene como biomasa el cuesco, que representa el 50 % de la almendra o nuez de palmiste, y lodos residuales que se obtienen después del proceso de extracción del aceite.

Por lo tanto, para este proyecto la biomasa correspondió a cascarilla de nuez de palmiste y los lodos residuales que se generan en el proceso de obtención de aceite de palmiste.

El Ministerio de Electricidad y Energía Renovable reporta que de la energía total producida en el país el 1,74 % corresponde a energía obtenida de la biomasa, mientras que el 0,05 % corresponde a la energía producida a partir de biogás; es por ello que el proyecto busca aprovechar la biomasa para generar biocombustibles, dando valor a la biomasa generada en la empresa AEXAV y por

ende disminuyendo el impacto ambiental y emisiones de gases de efecto invernadero (MEER, 2014, P.17). El biogás contiene metano y dióxido de carbono. La composición del mismo depende de la biomasa utilizada y las condiciones de operación como tiempo de residencia, temperatura y de los promotores de la biodigestión, ya que se obtiene mediante una biodigestión anaerobia. El biogás tiene 55 – 70 % v/v de metano (CH_4), 30 – 45 % v/v dióxido de carbono (CO_2) y trazas de otros gases (FAO, 2011, p.16).

De la biodigestión también se obtiene fertilizante, el cual causa un efecto tampón (buffer) en el pH de los suelos, aporta macronutrientes y micronutrientes, disminuye las pérdidas del suelo por erosión (alteración en la fertilidad del suelo, cambios en su agricultura productiva), por lo que produce cambios físicos y químicos beneficiosos para el suelo (Sotomayor, 2014, p. 16).

La empresa AEXAV genera del proceso de obtención del aceite de palmiste diariamente 40 t de cusco de palmiste y 40 m³ de lodos residuales. Dada la problemática ambiental, se planteó el diseño de una planta de obtención de biogás y fertilizante a partir de lodos residuales y cascarilla de nuez de palmiste provenientes de esta empresa, así también se planteó el objetivo de mejorar el ingreso económico de la misma mediante esta alternativa energética.

1. JUSTIFICACIÓN

La palma africana o palma aceitera se originó en el Golfo de Guinea (África Occidental). Esta empieza a producir aceite a partir del tercer año desde su siembra; el aceite que se obtiene se extrae de su fruto que es sostenido por el racimo o raquis. En la Figura 1.1 se observa el raquis y en la Figura 1.2. el fruto.



Figura 1.1. Raquis (racimo de palma africana)



Figura 1.2. Fruto de la palma africana
(ANCUPA, 2014, p. 30)

A nivel nacional, según Pro Ecuador (2014) los primeros cultivos se realizaron en el cantón La Concordia, provincia de Santo Domingo (pp. 5-6) y con el tiempo se expandió hacia la provincia de Esmeraldas, especialmente en los cantones Quinindé, la Unión y las Golondrinas; provincia que se destaca en la producción del

aceite de palma equivalente al 42 % de la producción nacional (MAGAP, 2013, p. 2). Dicha producción hace referencia al aceite de palma y aceite de palmiste, ya que el fruto de la palma africana contiene dos partes, como se detalla en la Figura 1.3: el mesocarpio o pulpa del que se extrae el aceite de palma, y el endospermo o nuez de palmiste del que se extrae el aceite rojo de palmiste. El endocarpio o cuesco de palmiste recubre a la nuez (ANCUPA, 2014, p. 30).

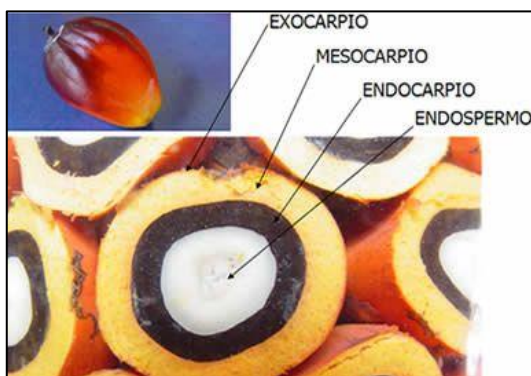


Figura. 1.3 Partes del fruto de palma.
(ANCUPA, 2014, p. 4)

Este proyecto se va a desarrolló en colaboración con la empresa AEXAV, la misma que produce aceite de palmiste. En el año 2016 obtuvo como residuo de cascarilla 800 t/mes y 500 m³/mes de lodos residuales (Begnini, 2016, p.1); lo cual representa una gran cantidad de desechos orgánicos que generan gran impacto ambiental (Trávez, 2011, pp. 29-32).

En el año 2014, se investigó a escala laboratorio la obtención de biogás y fertilizante a partir de lodos residuales y cascarilla de nuez de palmiste (Sotomayor, 2014, p. 1) en el cual se caracterizó al cuesco y a los lodos residuales de la empresa AEXAV. Este estudio determinó los parámetros óptimos de operación para la obtención de biogás y fertilizante a partir de una mezcla de 75 % de lodos residuales y 25 % de cuesco de nuez de palmiste; siendo estos: pH de 6,9-7,2; temperatura de 35 °C, tiempo de retención de 25 días, a estas condiciones de operación y con la adición de carbonato de calcio (10 g/100 mL de biomasa) y urea (20 g/L de biomasa) como promotores de la digestión, se obtuvieron 76 mL de biogás/100 g de materia orgánica, con un contenido de metano de 59,52 % y un fertilizante con 19,13 % de

potasio; 44,29 % de fósforo y 15,71 % de nitrógeno, porcentajes similares a los fertilizantes comerciales (Sotomayor, 2014, pp.25,76,79).

Actualmente, la empresa AEXAV reutiliza los desechos de cascarilla como combustible para el caldero y posee una planta de tratamiento para los lodos residuales cuyo destino son piscinas de aireación. Sin embargo, la problemática ambiental no ha disminuido ya que existe un excedente que queda almacenado en los exteriores fomentando la contaminación del aire, y con las piscinas de aireación se generan malos olores (Sotomayor, 2014, p.1).

Adicionalmente, se estima que en Ecuador existe la disponibilidad de residuos o biomasa provenientes de las industrias aceiteras que se presenta en la Figura 1.4 (ANCUPA, 2014, p. 30).

Tabla 1.1. Disponibilidad de residuos de palma africana

| DETALLES | CUESCO | RAQUIS | FIBRA | TOTAL |
|--|---------------|------------------|--------------|--------------|
| Disponibilidad (TN/año) | 241 309,00 | 827 344,00 | 654 981,00 | 1 723 634 |
| Poder calorífico (MJ/TN) | 19 000,00 | 7 760,00 | 17 220,00 | N/A |
| Potencial energético previo al proceso de generación (GWh/año) | 1 274,00 | 1 784,00 | 3 133,00 | 6 190,00 |
| Tecnología recomendada para aprovechamiento | Gasificación | Turbina de vapor | Gasificación | N/A |
| Factor promedio eficiencia global de la central según tecnología | 18 % | 12,5 % | 18 % | N/A |
| Potencial efectivo de generación eléctrica(GWh/año) | 229,00 | 223,00 | 564,00 | 1 016,00 |

(ANCUPA, 2014, p. 30)

Y de acuerdo con el balance energético nacional del año 2014, el potencial energético de la biomasa es de 226 796 TJ/año; sin embargo, solo el 1,6 % de la

energía total generada en el año 2014 es obtenida a partir de la biomasa, por el contrario, la producción de energía de origen fósil alcanza el 94,0 % del total de la energía; es decir que la generación de energía en el Ecuador está concentrada en un recurso no renovable. Con lo expuesto se indica que la generación de energía en Ecuador depende de energías no renovables que no son amigables con el ambiente y el principal recurso energético de estos es el petróleo que es utilizado industrialmente (MICSE, 2015, pp. 6, 22 y 30).

Por tanto, se propone diseñar una planta de producción de biogás y fertilizante a partir de lodos residuales y cascarilla de nuez de palmiste provenientes de la empresa AEXAV, con el fin de reducir el impacto ambiental mediante la generación u obtención de biogás a partir de un residuo o biomasa que incrementaría la producción de energía de fuentes renovables en el país.

2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

2.1. LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA

2.1.1. MACROLOCALIZACIÓN

El 42 % de la producción de palma africana en el Ecuador se presenta en la provincia de Esmeraldas, esto debido a las características del suelo y condiciones climáticas que favorecen su cultivo y aprovechamiento.

Ante esta situación muchas de las empresas dedicadas a la exportación de este recurso tienen sus plantaciones cerca de los centros urbanos como el cantón Quinindé.

La empresa AEXAV sería la proveedora de la materia prima para la planta de producción de biogás y fertilizante ubicada en la provincia de Esmeraldas, por lo que es pertinente que se encuentre en las cercanías de la empresa AEXAV en la provincia de Esmeraldas, cantón Quinindé.

La macro localización de la planta se presenta en la Figura 2.1.

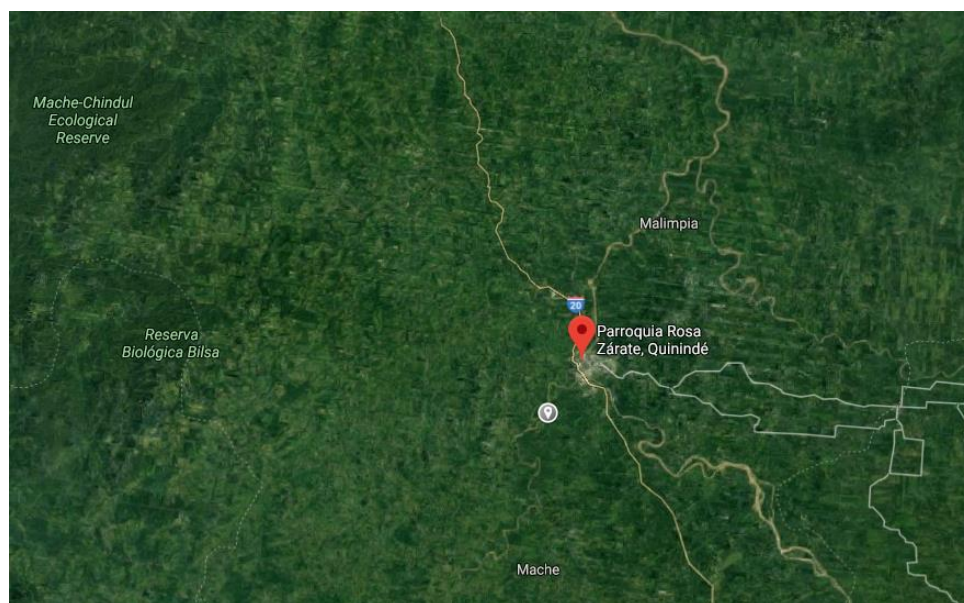


Figura 2.1. Macrolocalización de la planta.
(Google, 2018)

2.1.2. MICROLOCALIZACIÓN

La planta de producción de biogás y fertilizante a partir de lodos residuales y cascarilla de nuez de palmiste estará ubicada en el kilómetro 196 de la vía Santo Domingo – Quinindé, en las instalaciones de la empresa AEXAV, junto a la planta de producción de aceite de palmiste de la empresa, debido a que esta es la empresa que va abastecer la biomasa o residuos sin valor agregado post producción de aceite de palmiste para el funcionamiento de la planta de biogás y fertilizante.

Por lo que sería un beneficio para la planta a diseñar el economizar la logística de transporte de materia prima hacia la planta de producción.

En la Figura 2.2 se presenta la microlocalización de la planta.



Figura 2.2. Microlocalización de la planta
(Google,2018)

Para realizar este proyecto a partir de lodos residuales y cuesco de nuez de palmiste de la empresa AEXAV mediante una biodigestión anaerobia, se tomó como base la investigación experimental “Obtención de biogás y fertilizante a partir

de lodos residuales y cascarilla de nuez de palmiste” desarrollada en la Universidad Central del Ecuador (Sotomayor, 2014)

La planta constaría de cuatro etapas: etapa I de pretratamiento, etapa II de acondicionamiento de la materia prima, en donde se toma en cuenta las condiciones óptimas para obtener la mayor cantidad de biogás y fertilizante, etapa III de digestión anaerobia (Sotomayor, 2014, pp. 25) y finalmente etapa IV de separación y almacenamiento de los productos como se detalla en la Figura 2.3.

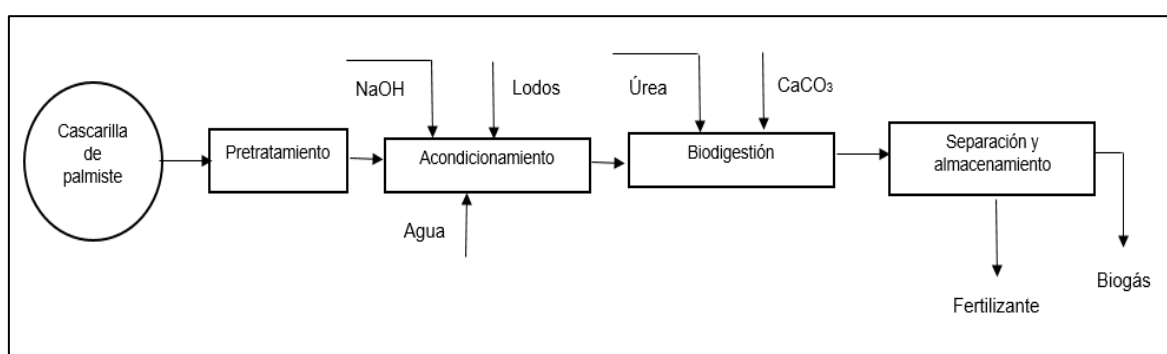


Figura 2.3. Esquema de la planta de producción de biogás.

2.2. ETAPA I: PRETRATAMIENTO DE LA MATERIA PRIMA

La preparación y tratamiento de la cascarilla de palmiste, una de las materias primas del proceso de producción, consistiría en la reducción de tamaño mediante una molienda, con el fin de lograr un tamaño de cascarilla de 150 μm y obtener una mayor superficie de contacto con los lodos y demás reactivos de la biodigestión.

La molienda, que es el proceso de reducción de partículas de tamaño superior a una pulgada (2,54 cm) sería el mecanismo utilizado para reducir la cascarilla que presenta un diámetro promedio de 2,80 cm, valor que fue determinado experimentalmente (Universidad de Buenos Aires, 2012, p. 4). La cascarilla debe tener una humedad promedio de 5,2 % para ingresar a producción (Sotomayor, 2014, p.46). Además, la cascarilla se sometería a la reducción de tamaño mediante un molino de martillos, reduciendo su tamaño de 2,8 cm a 150 μm .

2.3. ETAPA II: ACONDICIONAMIENTO DE LA MATERIA PRIMA

Posteriormente, la cascarilla de palmiste molida junto con los lodos residuales que poseen un 28,50 % C y 0,94 % N (Sotomayor, 2014, p. 31) serían dirigidos al tanque de acondicionamiento con la finalidad de neutralizar el pH, el cual debe estar entre 6,5 a 7,2 de acuerdo a ensayos experimentales previos; utilizando una solución de NaOH 0,2 M (Sotomayor, 2014, p. 25).

2.4. ETAPA III: DIGESTIÓN ANAEROBIA

Luego, esta mezcla se dirige a la etapa de la biodigestión, en donde la conversión de estos residuos en biogás y biofertilizante se realiza mediante una biodigestión anaerobia a través del tratamiento térmico mesófilo en donde la temperatura óptima es 35 °C (Acosta y Obaya, 2015, p. 41), ya que esto posibilita un adecuado desarrollo de los microorganismos presentes en la biodigestión (Sotomayor, 2014, p. 25).

En este proceso tiene lugar un sinnúmero de reacciones simultáneas debido a la gran cantidad de grupos de bacterias que intervienen en ellas. A estas reacciones se las ha agrupado en etapas: hidrólisis, etapa fermentativa o acidogénica, etapa acetogénica y etapa metanogénica (Ortega, 2006, pp. 4-6).

En la biodigestión anaerobia se degradan los sustratos orgánicos complejos a compuestos solubles durante la etapa de hidrólisis. A su vez, durante la etapa fermentativa o acidogénica se fermentan las moléculas orgánicas solubles en ácido acético, hidrógeno, ácido fórmico y otros compuestos orgánicos más reducidos, luego estos compuestos orgánicos se transforman en productos más sencillos como acetato e hidrógeno mediante acción de las bacterias acetogénicas en la segunda etapa de la biodigestión y en la etapa metanogénica las bacterias metanogénicas transforman estas sustancias en metano (Ortega, 2006, pp. 5-8).

2.5. ETAPA IV: SEPARACIÓN Y ALMACENAMIENTO

Después se tiene la separación, proceso en el cual el biogás se dirige hacia un tanque de almacenamiento mediante un compresor para almacenarlo.

El biofertilizante es una solución orgánica con sólidos suspendidos que se recolectará manualmente en *big bags*, esto se realizará una vez que hayan finalizado los 25 días de biorreacción en cada reactor para luego apilarlos en el área de almacenamiento.

3. CRITERIOS DE DISEÑO O EVALUACIÓN

3.1. CRITERIOS DE DISEÑO PARA EL DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS PRINCIPALES

3.1.1. CRITERIOS DE DISEÑO PARA EL MOLINO DE MARTILLOS

Para el diseño de los equipos de la planta de biogás y fertilizante a partir de lodos residuales y cuesco de nuez de palmiste, se consideraron normas y factores de seguridad para el dimensionamiento de los diferentes equipos seleccionados y cuyo cálculo se detalla en el Anexo II.

Para el dimensionamiento y posterior selección del molino, se consideró la capacidad de molienda. Dicha cantidad se determinó mediante el porcentaje de mezcla seleccionado por Sotomayor (2014), que corresponde al 25 % de la mezcla total de desechos; es decir que el 75 % restante corresponde a los lodos residuales.

Adicionalmente, se utilizó un 98 % de rendimiento en este proceso en donde la cascarilla se reduce a un tamaño de partícula a 150 μm , resultado que se confirmó mediante el proceso de molienda realizada en el Laboratorio de Operaciones Unitarias de la Escuela Politécnica Nacional.

La capacidad de molienda se determinó en función de la cantidad que se procesaría mensualmente, que corresponde a 7 230,67 kg/mes de cascarilla, como se muestra en el Anexo I.

Al determinar el número de martillos se consideró la velocidad angular intermedia (RPM) con base en las características técnicas de molinos de martillos de productores americanos y brasileños (Cuadrado y Rueda, 2009, p. 29). Y mediante la Ecuación 3.1. se determinó la cantidad de cascarilla a triturar por revolución.

$$\text{Cantidad de cascarilla} = \frac{\text{capacidad de molienda}}{\omega} \quad [3.1]$$

Donde:

ω : velocidad angular

Para la selección del molino, se determinó la potencia mediante la Ecuación 3.2 (Cuadrado y Rueda, 2009, p. 69).

$$\frac{P}{C} = K_r \left(\frac{1}{D_2} - \frac{1}{D_1} \right) \quad [3.2]$$

Donde:

P : potencia del motor (HP)

C : capacidad de molienda

K_R : constante de Rittinger (H.P.h.cm/kg)

D_1 : diámetro de la cascarilla previo a la molienda (cm)

D_2 : diámetro de la cascarilla luego de la molienda (cm)

La cascarilla triturada en el molino de martillos de la corriente saliente pasaría al proceso de tamizado, en donde existe un reciclo para las partículas con mayor tamaño a 150 μm , con el fin de garantizar el tamaño requerido.

3.1.2. CRITERIOS DE DISEÑO PARA EL TAMIZ

Para el proceso de tamizado se determinó una constante que depende de la abertura del tamiz para calcular el área de tamizado (Ibarra, 2017, p. 237) mediante la Ecuación 3.3.

$$A = \frac{T}{C_1} \quad [3.3]$$

Donde:

A : área del tamizado (ft^2)

T : flujo (t/h)

C_1 : constante (t / ft^2h)

3.1.3. CRITERIOS DE DISEÑO PARA EL TANQUE DE NEUTRALIZACIÓN

La neutralización de la materia prima (cascarilla y lodos) se realizaría en un tanque atmosférico de acero al carbón, ya que se adicionaría hidróxido de sodio (NaOH) como neutralizante y regulador de pH (INDITEX, 2015, p. 11).

- Sistema de agitación

En la Figura 3.1. se presentan las partes de un agitador tipo turbina de hojas planas que se utilizaría en el tanque de neutralización para la etapa de acondicionamiento de la biomasa. Con respecto al sistema de mezclado y agitación, se eligió un agitador con impulsor tipo turbina de hojas planas, debido a que estos agitadores utilizan velocidades entre 100 y 300 rpm, y la velocidad de agitación de la solución de biomasa requerida es de 120 rpm. Se emplearon las Ecuaciones 3.4, 3.5, 3.6 y 3.7 (Castillo, 2013, pp.18 y 29) para el cálculo de las dimensiones de las partes del agitador que se presentan en la Figura 3.1.

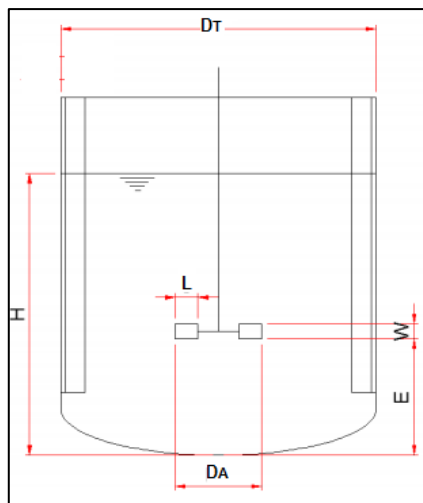


Figura 3.1. Partes de un agitador tipo turbina de hojas planas
(Castillo, 2013, p.30)

$$D_A = \frac{1}{3} D_T \quad [3.4]$$

$$E = \frac{1}{3} D_T \quad [3.5]$$

$$W = \frac{1}{5} D_A \quad [3.6]$$

$$L = \frac{1}{4} D_A \quad [3.7]$$

Donde:

D_A : diámetro del impulsor (m)

D_T : diámetro del tanque (m)

E : distancia desde el fondo hasta el centro del agitador (m)

W : ancho de la paleta del impulsor (m)

L : largo de la paleta del impulsor (m)

- Tanque

La capacidad nominal del tanque se calculó mediante la Ecuación 3.8 (Esquivel, 2007, p. 66).

$$V_{ope} = \frac{m}{d} \quad [3.8]$$

$$V_{nom} = \left[1 + \frac{f}{100} \right] \times V_{ope} \quad [3.9]$$

Donde:

V_{nom} : volumen (m^3)

V_{ope} : volumen (m^3)

d : densidad (kg/m^3)

M : masa de producción por un mes (kg)

F : factor de seguridad

El diámetro y altura se consideró una relación L/D igual a 1 (Moss y Basic, 2012, p. 39), con esto se empleó la Ecuación 3.10 para determinar el volumen del tanque (Esquivel, 2007, p. 66).

$$V = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times L \quad [3.10]$$

Donde:

- V : volumen (m³)
 D : diámetro del tanque (m)
 L : altura del tanque (m)

- Potencia

La potencia del agitador se determinó mediante la Ecuación 3.11:

$$N_p = \frac{P}{N^3 d^5 \rho} \quad [3.11]$$

Donde:

- N_p : número de potencia
 P : potencia del impulsor (W)
 N : número de revoluciones por segundo (rps)
 d : diámetro del agitador (m)
 ρ : densidad de la solución de biomasa (kg/m³)

El espesor de la pared del tanque de neutralización y su material (polipropileno), se determinaron en función de la sustancia de la mezcla, es decir el tipo de biomasa cascarilla de nuez de palmiste y lodos residuales (Castillo, 2013, p. 29)

3.1.4. CRITERIOS DE DISEÑO PARA EL BIORREACTOR

El biorreactor sería del tipo batch para la reacción anaerobia de la biomasa, debido a que se cargará la solución de biomasa una vez al mes (Hernández, Martínez, Estrada, Messina, y Escobar, 2013, p. 3); además el tiempo de residencia de 25 días corresponderá al tiempo óptimo de reacción determinado por Sotomayor (2014). El volumen de operación del reactor se calculó mediante la Ecuación 3.12. El caudal hidráulico de la solución de biomasa se determinó en el balance de masa

del Anexo I y que corresponde a la suma de las cantidades de materia prima (cascarilla y lodos), agente neutralizante (NaOH), agua y promotores de la biodigestión (urea y carbonato de calcio) en proporciones determinadas experimentalmente por Sotomayor (2014).

$$Q = \frac{V_{op}}{TRH} \quad [3.12]$$

Donde:

Q : capacidad de operación de la solución de biomasa (m³/día)

TRH : tiempo de retención hidráulico (25 días)

V_{op} : volumen de operación del biorreactor (m³)

El volumen nominal del biorreactor fue determinado de acuerdo con el volumen de operación. Se consideró que el biorreactor batch se llenará hasta un máximo del 85 % de su capacidad, es decir fue sobredimensionado un 15 % como medida de seguridad y se calculó con la Ecuación 3.13 (VAM Industry, 2016, p. 5).

$$V_{nom} = 1,15 \times V_{op} \quad [3.13]$$

Donde:

V_{nom} : volumen nominal del biorreactor (m³)

La forma del biorreactor es cilíndrica y se empleó la Ecuación 3.14 para determinar las dimensiones al utilizar una relación L/D igual a 1 (Hernández et, al., 2013, p. 4).

$$V_{nom} = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times L \quad [3.14]$$

Donde:

V_{nom} : volumen del biorreactor (m³)

D : diámetro del biorreactor (m)

L : altura del biorreactor (m)

El espesor del biorreactor se determinó considerándolo como un recipiente cerrado, de acuerdo a la norma ASME BPVC (2007) para tanques cilíndricos sometidos a presión interna, mediante la Ecuación 3.15; ya que el biorreactor batch es cerrado herméticamente debido a que es indispensable la ausencia del oxígeno atmosférico en la biodigestión (Sotomayor, 2014, p. 3).

$$t = \frac{P \times R_i}{SE - 0,6 P} \quad [3.15]$$

Donde:

- t : espesor mínimo requerido de la pared del recipiente (pulg)
- P : presión al interior del recipiente (psig)
- R_i : radio interno del recipiente (pulg)
- S : resistencia de trabajo máxima permisible del material (psi)
- E : eficiencia de la soldadura (1)

La presión de diseño del reactor se sobredimensionó con un 15 % como margen de seguridad de la presión de operación, esta se calculó con la Ecuación 3.16 (VAM Industry, 2016, p. 5).

$$P_{diseño} = 1,15 \times P_{operación} \quad [3.16]$$

Al considerar una presión mayor a 15 psi se eligió para el biorreactor una tapa abovedada tipo elíptica, de la cual se calculó su espesor de acuerdo a la Ecuación 3.17 (ASME BPVC, 2007, p. 5). Se consideró una relación entre la altura y diámetro (H/D) de la tapa igual a ¼, con el fin de asegurar un espacio adecuado para la acumulación del biogás que se producirá durante la biodigestión (Massa, Giro y Giudici, 2015, p. 375).

$$t_t = \frac{P(D)}{2 S (E) - 0,2 P} \quad [3.17]$$

Donde:

- t_t : mínimo espesor requerido de pared de la tapa del recipiente (pulg)

- P : presión al interior del recipiente (psig)
D : diámetro interno de la tapa del recipiente (pulg)
S : resistencia de trabajo máxima permisible del material (psi)
E : eficiencia de la soldadura (1)

Adicionalmente, la solución de biomasa contenida en el biorreactor batch requiere ser calentada hasta alcanzar una temperatura de 35 °C para lograr una mejor reacción, valor determinado experimentalmente por Sotomayor (2014). Para ello, se implementó el uso de una chaqueta de calentamiento alrededor del biorreactor, por la cual circulará vapor de agua generado por un caldero.

El caldero seleccionado para esta operación fue un caldero pirotubular, ya que estos proporcionan un calentamiento menor a 100 °C (Fundación de la Energía de la Comunidad de Madrid, 2012, p. 76).

3.1.5. CRITERIOS DE DISEÑO PARA EL TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE BIOGÁS

Se dimensionó un tanque para almacenar el biogás a condiciones de presión de 40 a 60 bars, mientras que el fertilizante se almacenaría en *big bags*.

Para dimensionar el tanque que almacenaría al biogás se consideró una relación 5 a 1 entre el volumen del biorreactor y el volumen del tanque de almacenamiento de biogás, ya que será comprimido antes de su almacenamiento (Silva, 2011, p. 19).

3.2. CRITERIOS DE DISEÑO PARA EL DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS SECUNDARIOS

Luego de diseñar los equipos principales, se procedió a dimensionar y seleccionar los equipos secundarios como: tuberías, bombas, válvulas y el compresor.

3.2.1. CRITERIOS DE DISEÑO PARA LAS TUBERÍAS Y BOMBAS

En el diseño de tuberías se definieron los diferentes tramos que conforman las líneas de proceso. Para dimensionarlas se tomó en cuenta el caudal de cada línea y las propiedades del fluido a transportar para determinar el diámetro óptimo y las pérdidas de carga (Universidad de Granada, 2011, p. 1). Los respectivos cálculos se presentan en el Anexo II.

Para el dimensionamiento de las tuberías se consideró las velocidades permisibles y a las caídas de presión recomendadas por la Norma API RP 14E (API RP 14E, 1991, pp. 14-26). El material de tuberías se seleccionó de acuerdo con las presiones y temperaturas de diseño tomando como referencia la norma ASME B31.3 (ASME B31.3, 2014, pp. 11-30).

La Tabla 3.1. presenta las condiciones permisibles de succión y descarga utilizadas en el dimensionamiento de las velocidades y caídas de presión en las tuberías.

Tabla 3.1. Velocidades permisibles para bombas reciprocantes y centrífugas

| Tipo de bomba | Velocidad de succión (ft/s) | Velocidad de descarga (ft/s) |
|---------------|-----------------------------|------------------------------|
| Reciprocantes | 1 - 2 | 3 - 6 |
| Centrífugas | 2 - 3 | 6 - 9 |

(API Recommended Practice 14 E, 1991, p.15)

Se detalla los criterios para dimensionar tanto para el tramo de succión como de descarga, la velocidad se determinó mediante la Ecuación 3.18

$$v = \frac{Q}{A} \quad [3.18]$$

Donde:

V : velocidad (m/s)

Q : caudal (m³/s)

A : área transversal de la tubería (m²)

El coeficiente de Darcy se determinó mediante el número adimensional Reynolds (Re) para la succión y la descarga mediante la Ecuación 3.19

$$Re = \frac{v \times \delta \times D}{\mu} \quad [3.19]$$

Para determinar la relación $\frac{\varepsilon}{D}$ (rugosidad relativa) se obtuvo de bibliografía que la rugosidad absoluta en una tubería de acero al carbón es $4,5 \times 10^{-5}$ m (Universidad de Castilla, 2018, p.1).

Con el número de Reynolds (Re) y la relación (ε/D) en la zona de succión y descarga se determinó el factor de fricción de Darcy (f) en el diagrama de Moody que se presenta en la Figura AII.2.

Las cabezas de pérdidas se determinaron de acuerdo con ecuación de Darcy que está representada en el Ecuación 3.20

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

Donde:

- hf : cabeza de pérdidas (m)
- F : factor de fricción de Darcy
- L : longitud de la tubería (m)
- D : diámetro interno de la tubería (m)
- v : velocidad del fluido (m/s)
- g : aceleración de la gravedad (9,8 m/s²)

La altura generada por la bomba se calculó mediante la ecuación de Bernoulli que se presenta en la Ecuación 3.21

$$\frac{P_1}{\gamma} + \frac{v_1^2}{2g} + Z_1 + H_B \frac{P_2}{\gamma} + \frac{v_2^2}{2g} + Z_2 + hf_s + hf_d + \sum_{i=1}^8 k_i \frac{v^2}{2g} \quad [3.21]$$

Donde:

- P_1 : presión en el punto 1 (N/m²)
 P_2 : presión en el punto 2 (N/m²)
 γ : peso específico (N/m³)
 g : aceleración de la gravedad (9,8 m/s²)
 v_1 : velocidad en el punto 1 (m/s)
 v_2 : velocidad en el punto 2 (m/s)
 H_B : altura generada por la bomba (m)
 Z_1 : altura en el punto 1 (m)
 Z_2 : altura en el punto 2 (m)
 h_{fs} : cabeza de pérdidas para la tubería de succión (m)
 h_{fd} : cabeza de pérdidas para la tubería de descarga (m)
 k : constante de cada accesorio

Para determinar las presiones de succión y de descarga se utilizó la Ecuación 3.22

$$P = \Delta H_{ss} - \Delta H_{fs} \quad [3.22]$$

Donde:

- P_s : presión de succión (psi)
 ΔH_{ss} : cabezal estático en la succión (psi)
 ΔH_{fs} : pérdidas por fricción y accesorios en la succión (psi)

El cabezal estático en la succión se determinó con la Ecuación 3.23

$$\Delta H_{ss} = \delta \times H_{Ts} \quad [3.23]$$

Donde:

- δ : densidad del fluido (lb/pulg³)
 H_{Ts} : altura de la línea de la succión (pulg) (Mills, 1995, p. 917).

Una vez determinadas las presiones de succión y de descarga, se calculó el TDH de acuerdo a la Ecuación 3.24

$$TDH = (P_d - P_s) \quad [3.24]$$

Donde:

TDH : altura total dinámica (psi) (Mills, 1995, p. 925).

P_d : presión de descarga

P_s : presión de succión

Finalmente, se calculó la potencia de la bomba, con la Ecuación 3.25

$$P_{\text{bomba}} = Q \times \gamma \times HB \quad [3.25]$$

Donde:

P_{bomba} : potencia de la bomba (W)

Q : caudal del fluido (m^3/s)

γ : peso específico (N/m^3)

La potencia real de la bomba se determinó mediante la Ecuación 3.26

$$P_{\text{bomba real}} = \frac{P_b \cdot f}{\eta} \quad [3.26]$$

Donde:

P_{bomba} : potencia De la bomba (W)

f_s : factor de seguridad

η : eficiencia de la bomba

3.2.2. CRITERIOS DE DISEÑO DE VÁLVULAS

Para dimensionar las válvulas se utilizó la Ecuación 3.27

$$C_v = \frac{Q}{\sqrt{\frac{\Delta p}{G}}} \quad [3.27]$$

Donde:

- Q : caudal(gal/min)
 G : gravedad específica del fluido
 Δp : caída de presión(psi)
 C_v : constante de descarga

3.2.3. CRITERIOS DE DISEÑO DEL COMPRESOR.

El compresor se dimensionó mediante la Ecuación 3.28

$$r = N \sqrt{\frac{P_N}{P_o}} \quad [3.28]$$

Donde:

- r : relación de compresión por etapa
 N : número de etapas
 P_N : presión de impulsión(bar)
 P_o : presión de aspiración(bar)

Para calcular la potencia del compresor se utilizó la Ecuación 3.29, para lo cual se consideró que el biogás obtenido contiene un 60 % de metano y su peso molecular de 27,20 kg/Kmol (Yank, 2005, p.1).

$$W = N \times \frac{\gamma}{\gamma - 1} \times \frac{ZRT}{M} \times \left[\left(\frac{P_N}{P_o} \right)^{\frac{\gamma-1}{N \times \gamma}} - 1 \right] \quad [3.29]$$

Donde:

- W : potencia del compresor (J/kg)
 N : número de etapas
 γ : relación adiabática (cp/cv)
 Z : factor de compresibilidad de gases (Z=1)
 R : constante general de los gases (8 314,5 J/kmol K)

- T : temperatura de operación de entrada al compresor (K)
- P_N : presión en el punto 2 (bar)
- P_o : presión en el punto 1 (bar)
- M : peso molecular del biogás (27,20 kg/kmol)

Los diagramas de flujo (PFD) y de tuberías e instrumentación (P&ID) se presentan en la Sección 4.1.2. y 4.11, respectivamente.

El *layout* se realizó tomando en consideración el área del terreno de 572 m², que se encuentra disponible junto a la empresa AEXAV.

Se utilizó el software AutoCAD para la realización de este diagrama (CCPS y AIChE, 2003, pp. 139–150).

4. DISEÑO DE LA PLANTA

4.1. DIAGRAMA DE BLOQUES BPD Y DIAGRAMA DE FLUJO PFD

Los diagramas BPD y PFD se muestran en las Figuras 4.1. y 4.2.

4.1.1. DIAGRAMA DE BLOQUES BPD

La cantidad a procesarse mensualmente de cascarilla de palmiste sería 7 230,67 kg y de lodos residuales 21 692,00 kg obteniendo 64 951,52 kg de fertilizante y 26,61 kg de biogás al mes.

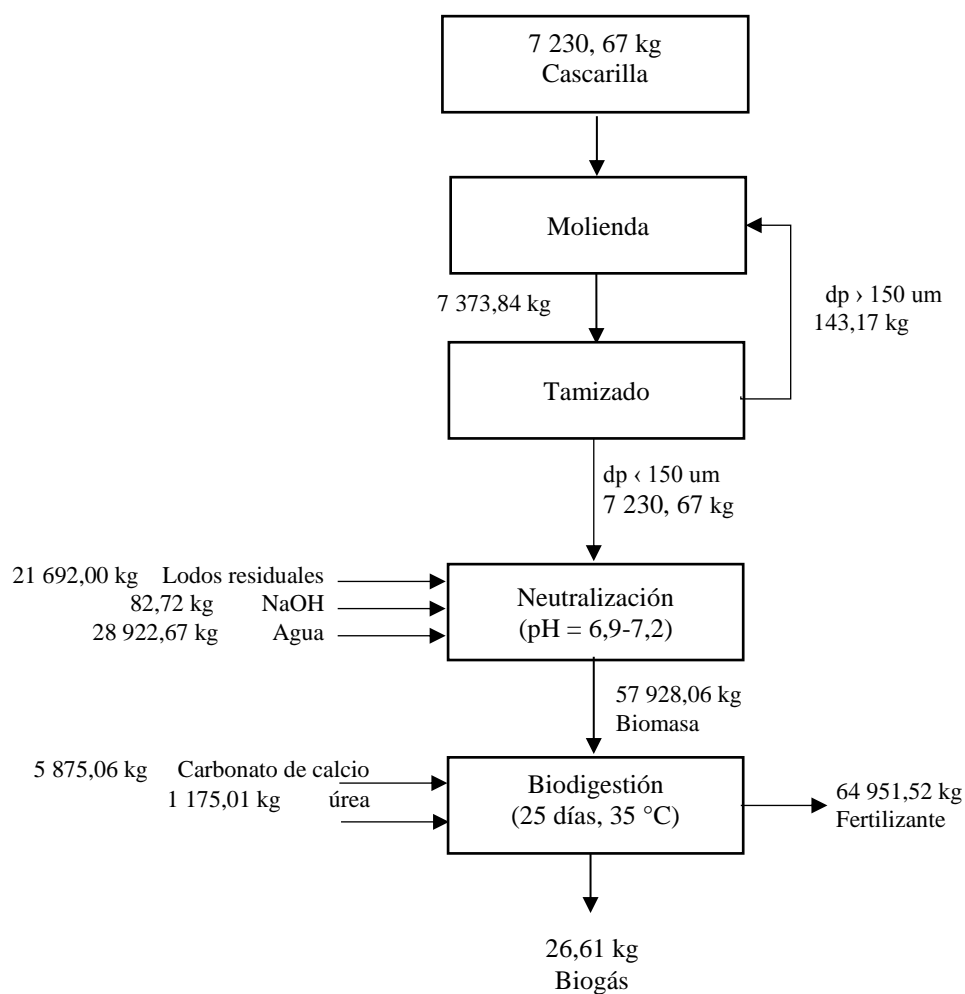


Figura 4.1. Diagrama de bloques de la planta de producción de biogás y fertilizante.

4.1.2. DIAGRAMA DE FLUJO PFD

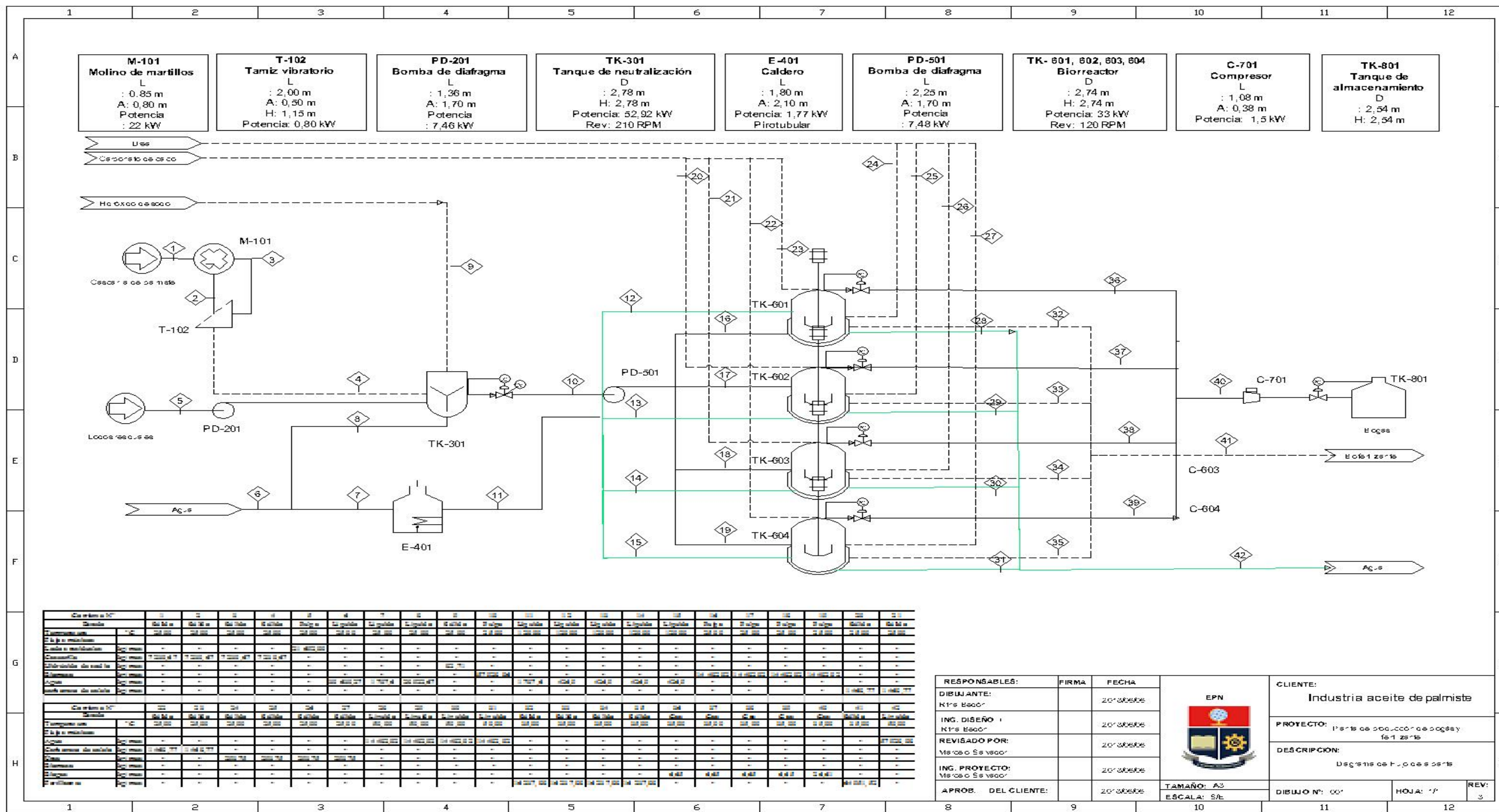


Figura 4.2. Diagrama de flujo de la planta de producción de biogás y fertilizante .

4.2. BALANCE DE MASA

La Tabla 4.1. presenta la carga másica mensual del balance de masa que se realizó para la producción de biogás a partir de cascarilla de palmiste y lodos residuales. Los cálculos respectivos se presentan en el Anexo I.

Las corrientes descritas fueron calculadas con base una producción por lotes, debido a que el proceso de producción es batch y se tiene una producción mensual de biogás y fertilizante. Es decir, en 4 reactores batch se produce la biodigestión anaerobia.

Tabla 4.1. Balance de masa

| Descripción | Carga másica mensual (kg) |
|-------------------------------|----------------------------------|
| Cascarilla de palmiste | 7 230,67 |
| Lodos residuales | 21 692,00 |
| Hidróxido de sodio NaOH 0,2 M | 82,72 |
| Solución biomasa | 57 928,06 |
| Urea | 1 175,01 |
| Carbonato de calcio | 5 875,06 |
| Agua | 28 922,67 |

Tabla 4.2. Productos de la planta

| Descripción | Flujo másico (kg/mes) |
|--------------------|------------------------------|
| Fertilizante | 64 951,52 |
| Biogás | 26,61 |

4.3. PLANIFICACIÓN DE LA PRODUCCIÓN

Para la producción de biogás y fertilizante la planta operaría por lotes, para ello contaría con 3 operarios, un ingeniero químico y una secretaria.

En la planta se procesarían 7 230,67 kg al mes de cascarilla de palmiste y 22 m³ de lodos residuales, mediante una biodigestión anaerobia durante 25 días, en 4 biorreactores con el fin de obtener mayor cantidad de biogás y fertilizante.

La producción iniciaría en el proceso de secado de la cascarilla de palmiste al ambiente durante 4 h diarias, durante todo el mes con el respectivo control del porcentaje de humedad igual o menor a 5,20 % (Sotomayor, 2014, p. 46) que estaría a cargo de un operario.

Seguido de esto, se tendría el proceso de molienda y el tamizado, que se realizaría diariamente durante una hora diaria con un flujo de 241,02 kg/h. En estos procesos se reduciría el tamaño de la cascarilla hasta alcanzar tamaños de partícula de 150 µm, para luego ser almacenada, con el fin de tener un stock útil para la etapa de neutralización. La limpieza del molino y del tamiz se realizará todos los días, y el mantenimiento preventivo se lo realizará de forma semestral para evitar daños en la maquinaria.

La etapa de neutralización se realizará 4 días al mes, en un solo tanque de neutralización. Lo que quiere decir que la carga diaria del neutralizador se destina a un biorreactor y así consecutivamente durante 4 días hasta cargar el cuarto biorreactor, con el cual se completa la cantidad de biomasa a ser procesada mensualmente, para la obtención del biogás y fertilizante.

Adicionalmente, para esta etapa se considera la preparación de la solución de NaOH 0,2 M para neutralizar y controlar el valor óptimo de pH de la solución de biomasa, con el objetivo de facilitar la biodigestión anaerobia. Es decir, un valor de pH entre 6,5 y 7,2 (Sotomayor, 2014, p.25), lo cual permitirá una adecuada actividad bacteriana en el tratamiento anaerobio (Ortega, 2006, pp. 4-6).

La limpieza del tanque se realizará de forma mensual y el mantenimiento de forma semestral, con el fin de evitar incrustaciones en dicho tanque con los sólidos de la biomasa en el sistema de tuberías y válvulas asociadas a este.

En la etapa de biodigestión, el tiempo de residencia de la solución de biomasa será de 25 días y debido a que se tendrían 4 reactores, la producción del primer reactor será al día 26 y así consecutivamente para cada reactor; ya que se los alimentó de la misma forma un día cada reactor. Con esto se logra una mayor producción de los productos finales pese al tiempo de residencia del reactor de 25 días (Hernández et. al., 2013, p. 3). La limpieza del biorreactor se realizará cada 25 días una vez finalizado la producción y el mantenimiento del biorreactor se realizará de forma trimestral (Sotomayor, 2014, p. 25).

En la etapa de separación y almacenamiento del biogás y fertilizante se almacenaría el biogás con la ayuda de un compresor y los *big bags* para el almacenamiento manual del fertilizante, para luego apilarlo en bodega.

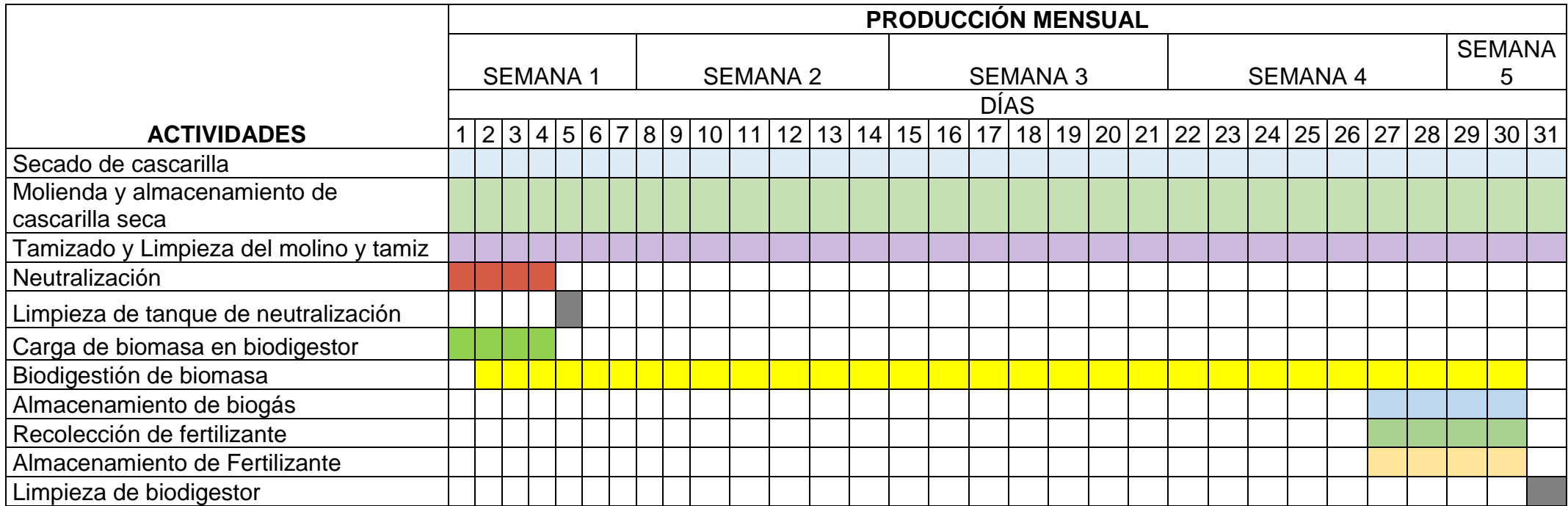


Figura 4.3. Diagrama de Gantt de la producción de biogás y fertilizante.

4.4. BALANCE ENERGÍA

La Tabla 4.3. presenta los requerimientos energéticos de cada equipo de la planta de producción de biogás y fertilizante.

Tabla 4.3. Requerimientos energéticos

| Equipo | Potencia (kW-h) | Nº | Tiempo de operación (h/ mes) | Consumo (kW/mes) |
|---------------------------------|-------------------------|-----------|-------------------------------------|-------------------------|
| Molino de martillos | 4,00 | 1 | 30 | 120,00 |
| Tamiz vibratorio | 0,80 | 1 | 30 | 24,00 |
| Tanque de neutralización | 18,50 | 1 | 16 | 296,00 |
| Biorreactor | 33,00 | 4 | 720 | 95 040,00 |
| Bombas | 7,48 | 4 | 2 | 59,68 |
| Compresor | 1,50 | 1 | 4 | 6,00 |
| Consumo energético total | | | | 95 545,68 |

En la Tabla 4.4. se presentan las temperaturas de la solución de biomasa, del tanque de neutralización y del biorreactor. Los respectivos cálculos de los mencionados valores se presentan en el Anexo All.

Tabla 4.4. Temperatura de la biomasa en los equipos principales de la planta

| Equipo | Temperatura de biomasa (° C) | Temperatura del equipo (° C) |
|--------------------------|-------------------------------------|-------------------------------------|
| Tanque de neutralización | 26,0 | 25,0 |
| Biorreactor | 35,0 | 25,0 |

4.5. DISPOSICIÓN DE LA PLANTA (LAYOUT) Y PLANOS DE ELEVACIÓN

El área para desarrollar el proyecto de biogás a partir de cascarilla de palmiste y lodos residuales provenientes de una industria de producción de aceite de palmiste es de 572 m².

En la Figura 4.3 se muestra la zona de producción de biogás y fertilizante donde constan los equipos principales de la planta.

Adicional, se adjunta los planos de elevación de la planta y vistas de los equipos del proceso de producción. Estas se presentan en las Figuras 4.4, 4.5, 4.6, 4.7, 4.8, 4.9, 4.10.

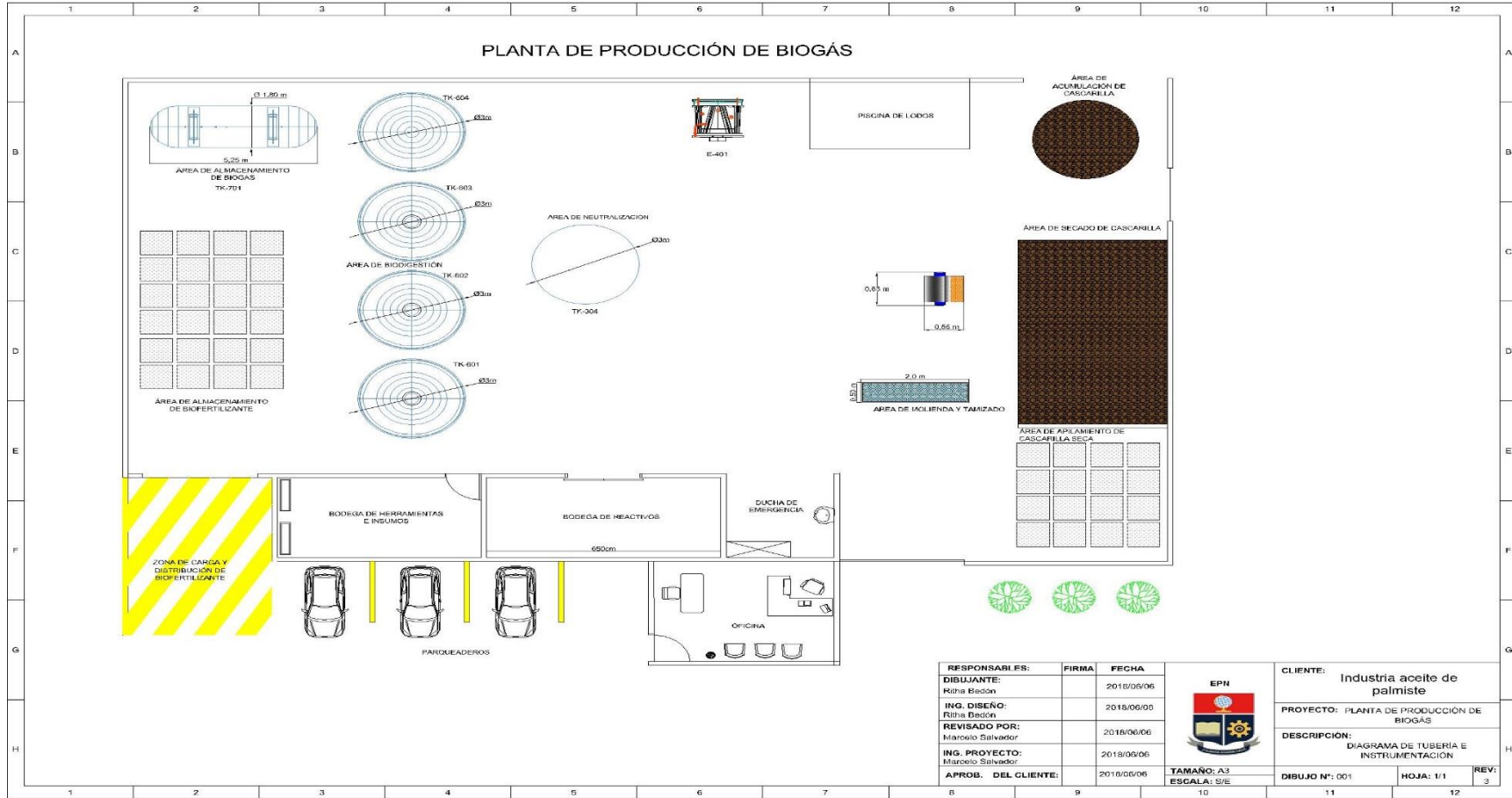
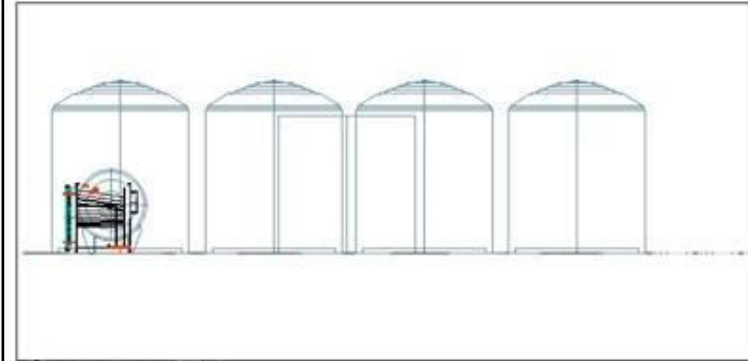
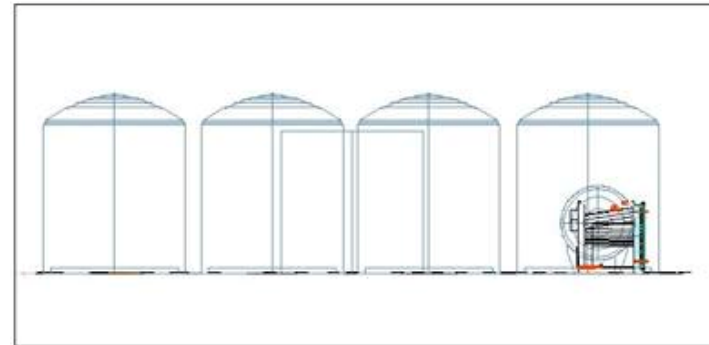


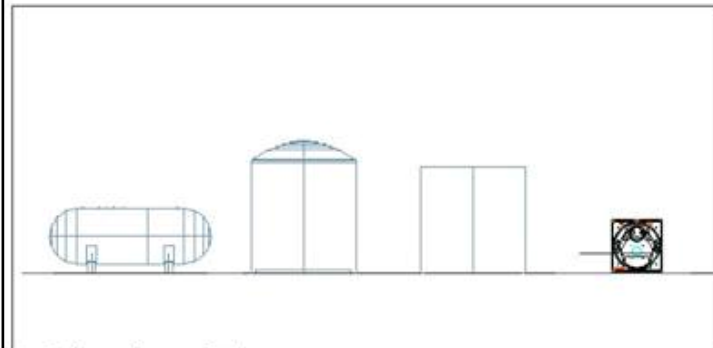
Figura 4.4. Layout de la planta.



Corte B'



Corte C'



Corte A'

| | | | | | | |
|---|--------------|---------------|---|--|-----|-----------------|
| RESPONSABLES: | FIRMA | FECHA: |  | CLIENTE: Industria aceite de palmiste | | |
| DIBUJANTE: Ritha Bedón | | 2018/08/02 | | PROYECTO: Planta de producción de biogás y fertilizante | | |
| ING.DISEÑO: Ritha Bedón | | 2018/08/02 | | DESCRIPCIÓN: Planos de elevación | | |
| REVISADO POR: Marcelo Salvador | | 2018/08/02 | | | | |
| ING.PROYECTOR: Marcelo Salvador | | 2018/08/02 | | | | |
| APROB. DEL CLIENTE: | | 2018/08/02 | Tamaño: A4 Escala: S/E | DIBUJO N° 002 | 1/1 | REV 1 |

Figura 4.5. Planos de elevación de la planta.

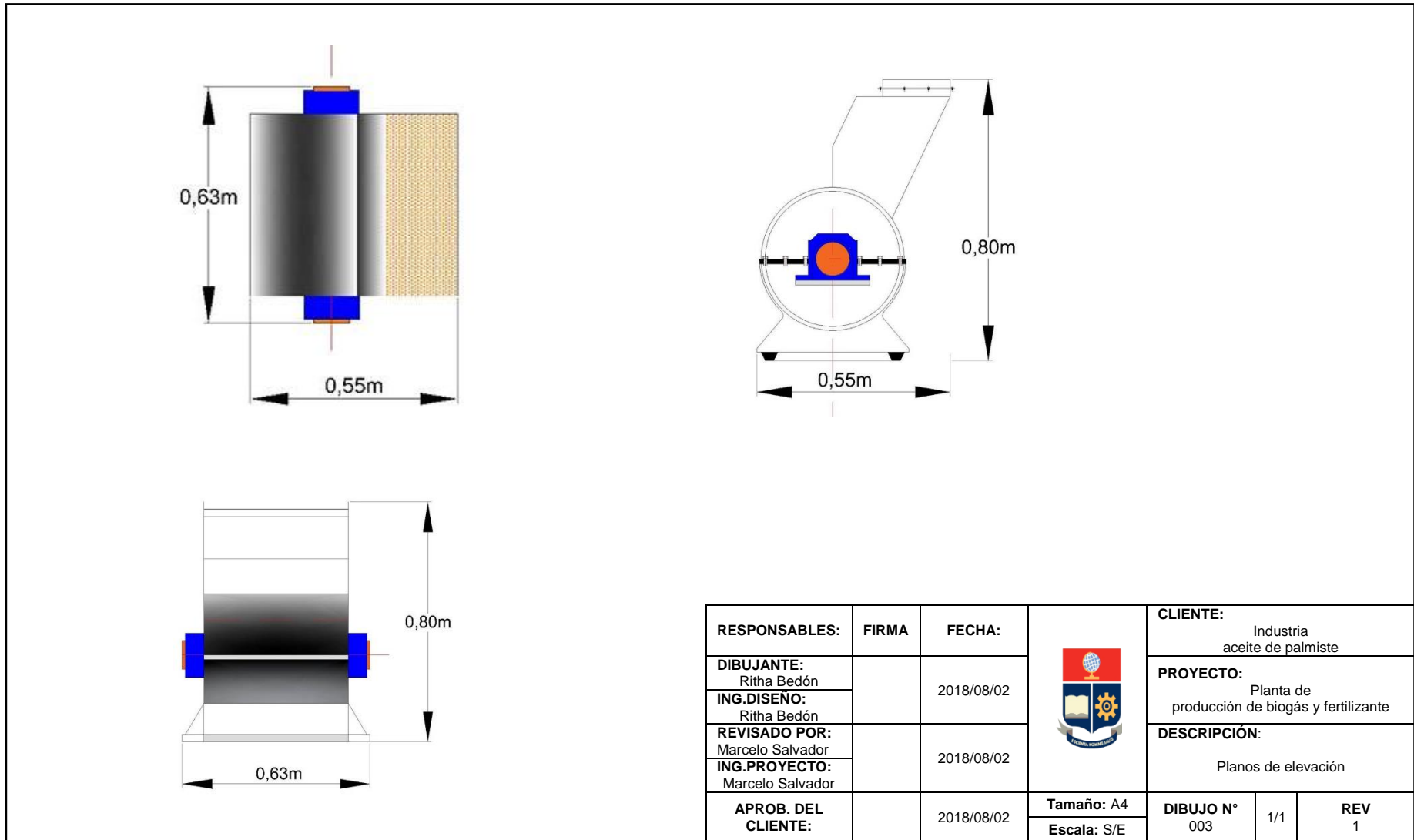
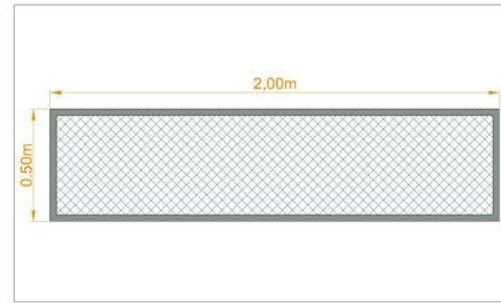
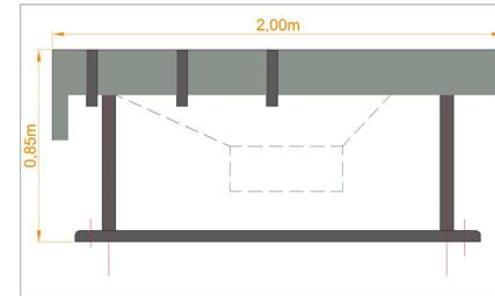


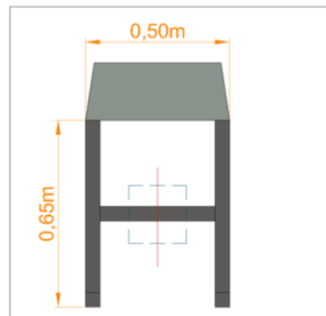
Figura 4.6. Planos de elevación –molino de martillos



VISTA SUPERIOR



VISTA LATERAL DERECHA



VISTA LATERAL IZQUIERDA

| | | | | | | |
|--|--------------|---------------|---|---|-----|-----------------|
| RESPONSABLES: | FIRMA | FECHA: |  | CLIENTE: Industria aceite de palmiste | | |
| DIBUJANTE: Ritha Bedón | | 2018/08/02 | | PROYECTO: Planta de producción de biogás y fertilizante | | |
| ING.DISEÑO: Ritha Bedón | | 2018/08/02 | | DESCRIPCIÓN: Planos de elevación | | |
| REVISADO POR: Marcelo Salvador | | 2018/08/02 | | | | |
| ING.PROYECTO: Marcelo Salvador | | 2018/08/02 | Tamaño: A4 Escala: S/E | DIBUJO N° 004 | 1/1 | REV 1 |
| APROB. DEL CLIENTE: | | 2018/08/02 | | | | |

Figura 4.7. Planos de elevación - tamiz vibratorio

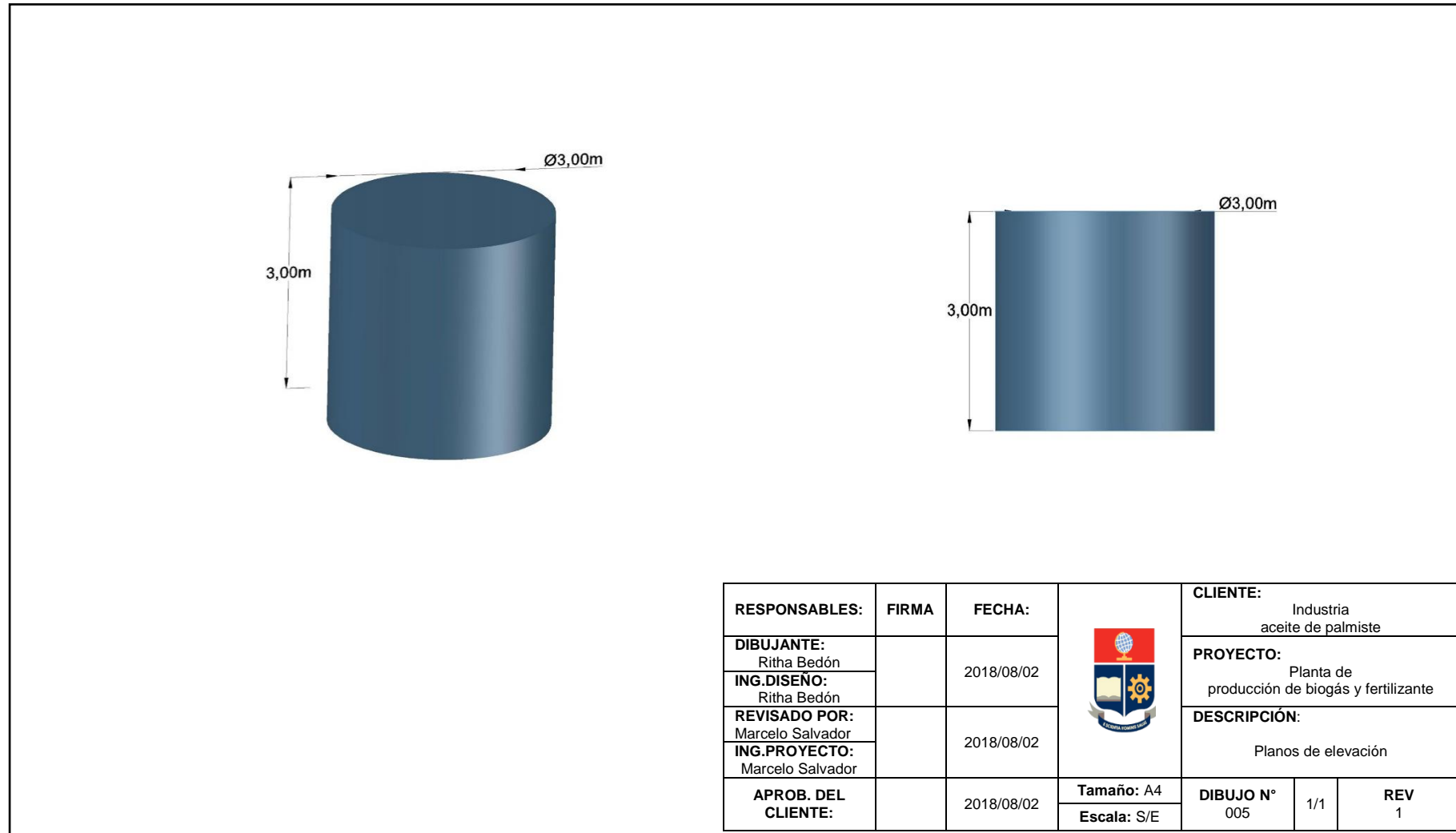
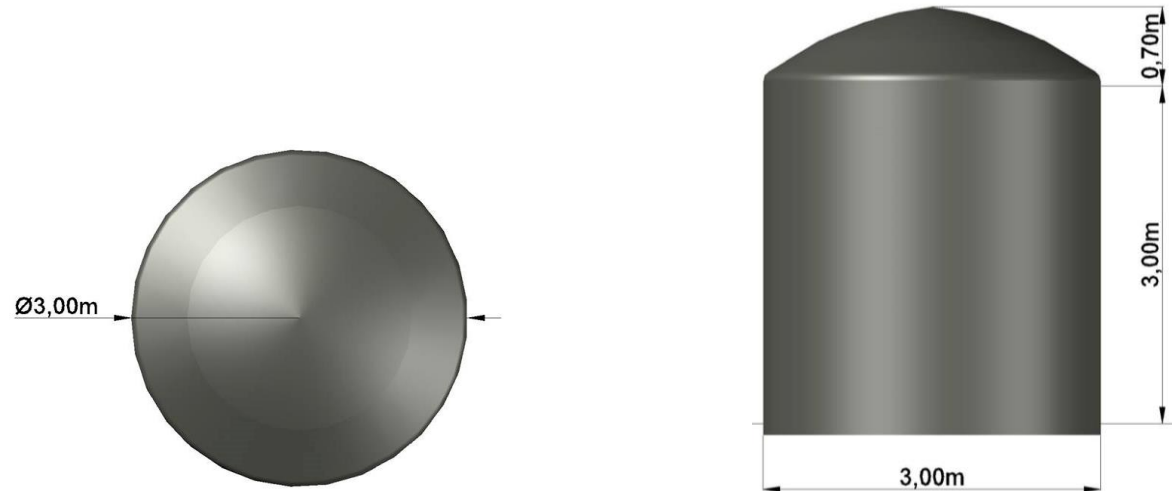


Figura 4.8. Planos de elevación – tanque de neutralización



| | | | | | | |
|--|--------------|---------------|---|--|-------------------------|-----|
| RESPONSABLES: | FIRMA | FECHA: |  | CLIENTE: Industria aceite de palmiste | | |
| DIBUJANTE: Ritha Bedón | | 2018/08/02 | | PROYECTO: Planta de producción de biogás y fertilizante | | |
| ING.DISEÑO: Ritha Bedón | | | | DESCRIPCIÓN: Planos de elevación | | |
| REVISADO POR: Marcelo Salvador | | 2018/08/02 | | Tamaño: A4 Escala: S/E | DIBUJO N° 006 | 1/1 |
| ING.PROYECTO: Marcelo Salvador | | | APROB. DEL CLIENTE: | | 2018/08/02 | |

Figura 4.9. Planos de elevación – biorreactor

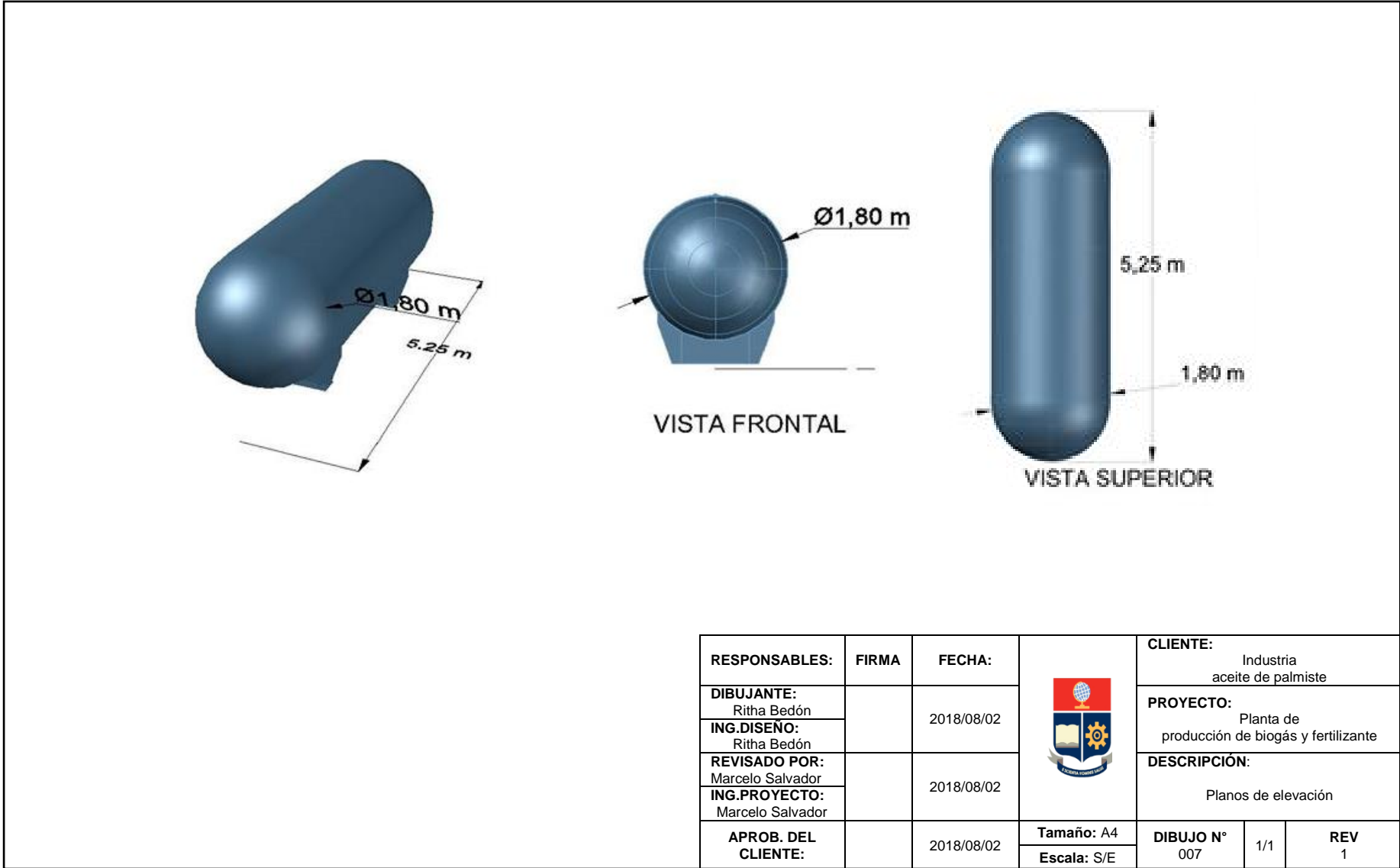


Figura 4.10. Planos de elevación- tanque de almacenamiento de Biogás

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

La instalación de los equipos, válvulas, tuberías y lazos de control de procesos de la planta de producción de biogás y fertilizante a partir de la cascarilla de nuez de palmiste y lodos residuales se presentan mediante un diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) que se detalla en la Figura 4.11 (PDVSA, 2008, p.2).

Este diagrama consta con la identificación de todos los equipos: nombre y características de diseño; las tuberías y accesorios se encuentran señalizadas con el diámetro nominal, número de línea y dirección de flujo y para las válvulas se identificó su tamaño, tipo y material (PDVSA, 2008, pp. 10-14).

Este diagrama se presenta en las Figuras 4.11 y 4.12, en donde se identifica los equipos principales y secundarios dimensionados y seleccionados.

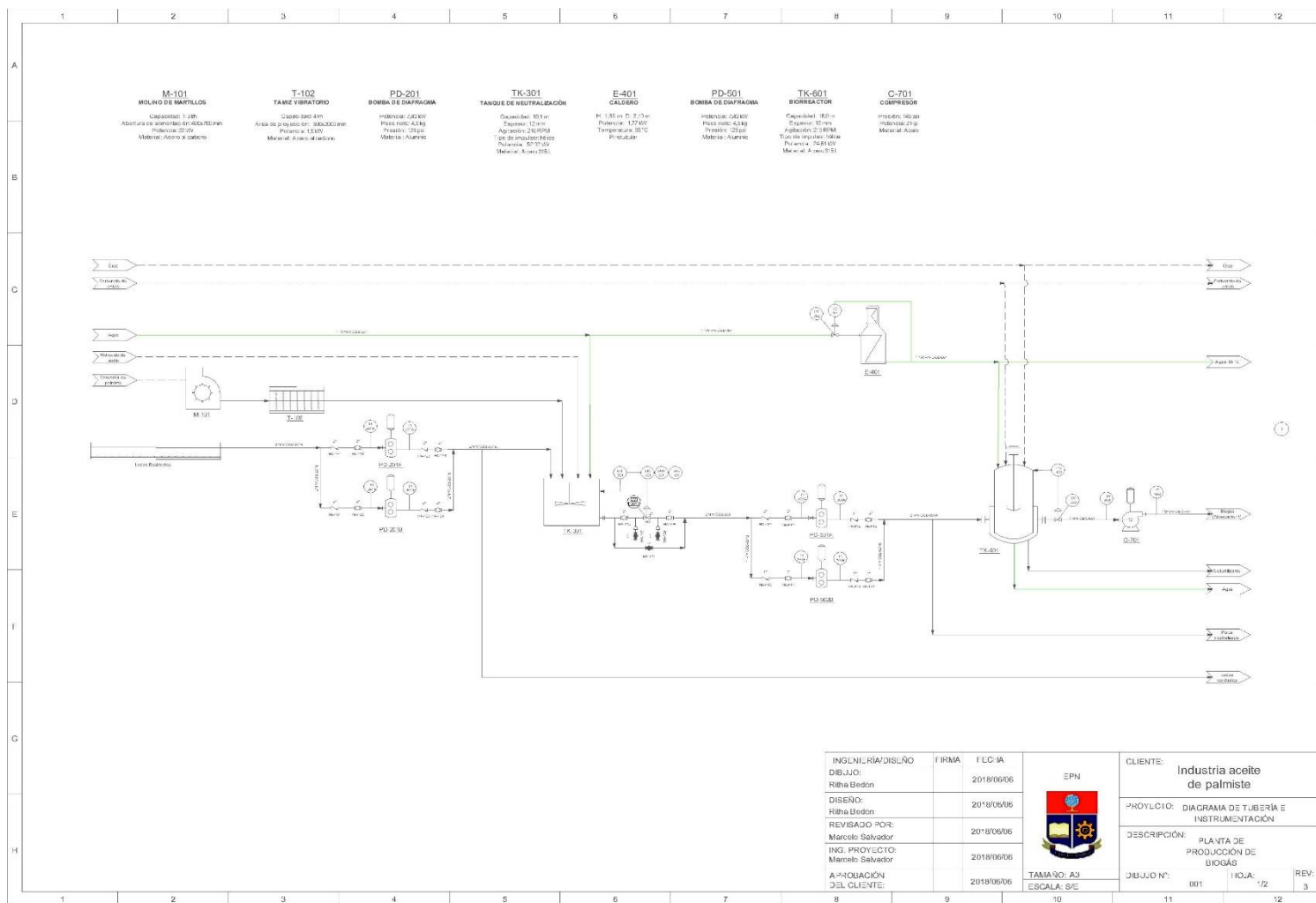


Figura 4.11. Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) y control de la planta de obtención de biogás y fertilizante

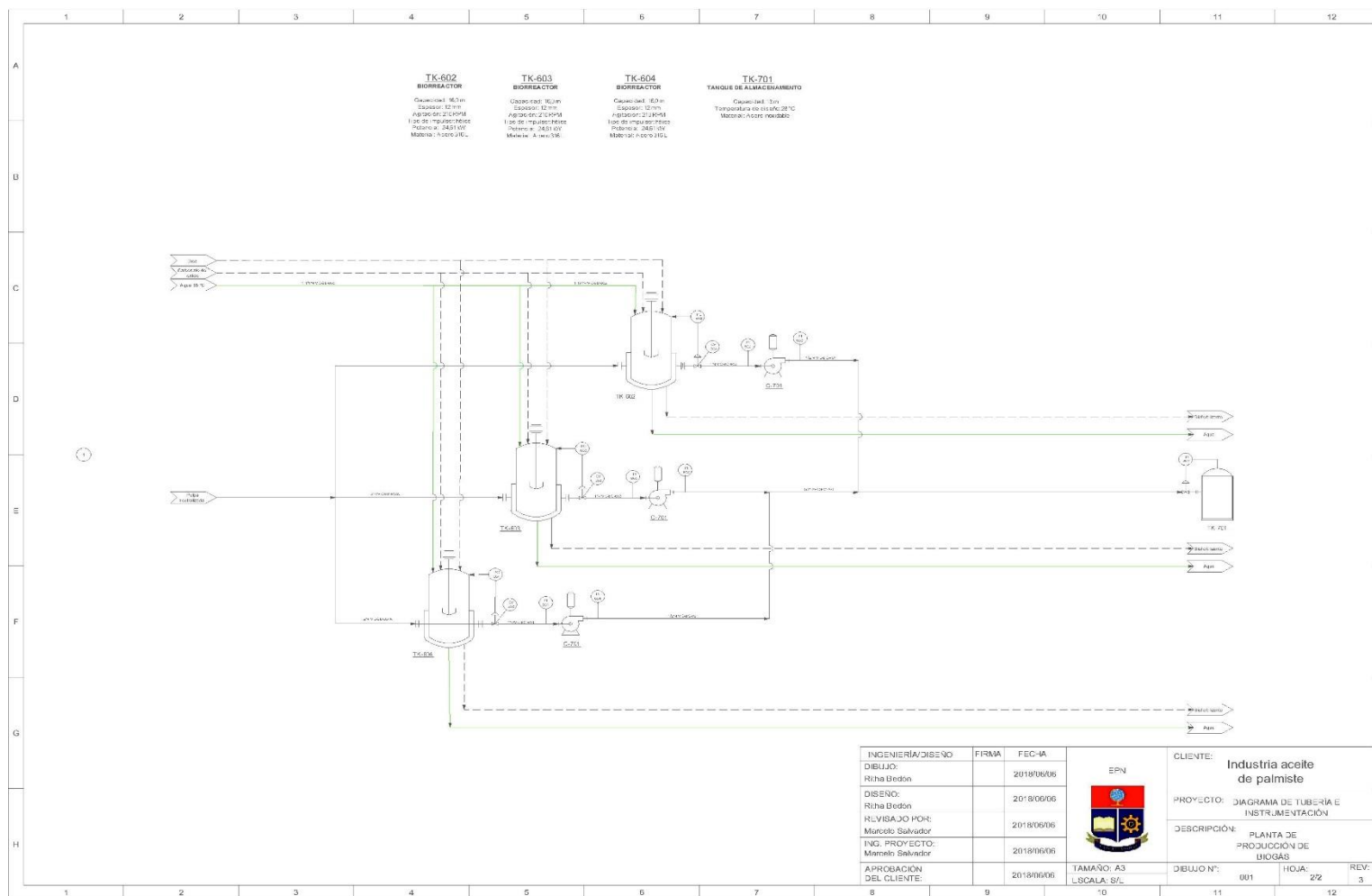


Figura 4.12. Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) y control de la planta de obtención de biogás y fertilizante

4.7. DIMENSIONAMIENTO Y ESPECIFICACIONES DE LOS EQUIPOS PROPUESTOS

4.7.1. DIMENSIONAMIENTO DE LOS EQUIPOS PRINCIPALES

La Tabla 4.5. detalla los volúmenes de operación y nominal y las dimensiones de cada equipo.

Tabla 4.5. Dimensiones de los equipos principales de la planta de producción de biogás

| Equipo | Volumen de operación(m ³) | Volumen nominal (m ³) | Dimensiones (m) |
|------------------------------------|---------------------------------------|-----------------------------------|------------------|
| Molino de martillos | ----- | ----- | Longitud: 0,85 m |
| | | | Altura: 0,63 m |
| | | | Ancho: 0,80 m |
| Tanque de neutralización | 14,69 | 16,00 | Altura: 3,00 m |
| | | | Diámetro: 3,00 m |
| Biorreactor batch | 13,69 | 15,75 | Altura: 3,00 m |
| | | | Ancho: 3,00 m |
| Tanque de almacenamiento de biogás | ----- | 13,00 | Altura: 2,54 m |
| | | | Ancho: 2,54 m |

La Tabla 4.6. presenta el material de construcción seleccionado para cada equipo de la planta de obtención de biogás y fertilizante, así como también las presiones de operación y diseño de los mismos. Los cálculos se detallan en el Anexo II. Además, se muestran los detalles de cada equipo de la planta de biogás y fertilizante en las hojas de especificación de cada equipo.

Tabla 4.6. Equipos principales de la planta

| Equipo | Material de construcción | Presión de operación (psi) | Presión de diseño (psi) |
|------------------------------------|--------------------------|----------------------------|-------------------------|
| Molino de martillos | Acero al carbono | 2,33 | 17,03 |
| Tamiz vibratorio | Acero al carbono | ---- | ---- |
| Tanque de neutralización | Acero al carbono | 3,89 | 18,59 |
| Bioreactor batch | Acero inoxidable 316 L | 14,69 | 16,90 |
| Tanque de almacenamiento de biogás | Acero inoxidable 316 L | 12,77 | 14,69 |

4.7.2. ESPECIFICACIONES DE LOS EQUIPOS PROPUESTOS

Los equipos principales fueron dimensionados de acuerdo con los cálculos del Anexo II. Además, los equipos secundarios y accesorios se seleccionaron de catálogos y en función de los requerimientos de producción.

Las hojas de especificación de los diferentes equipos que forman parte de proceso de producción de la planta de obtención de biogás, se detallan desde la Tabla 4.7. hasta la Tabla 4.13.

Tabla 4.7. Hoja de especificación del molino de martillos

| EQUIPO N° 1 | | |
|--|---|---|
| Nombre del equipo: Molino de martillos | | |
| Fabricante: Manfredini & Schianchi | Modelo: PIG./A/10 | Material de construcción: acero al carbono |
| | | Etiqueta de la planta: M - 101 |
| | | Número de equipos en planta: 1 |
| Dimensiones: Longitud: 0,85m Ancho: 0,63 m Altura: 0,80 m | Especificaciones: Capacidad: 100-300 kg/h Abertura de alimentación: 270 x 1 000 mm Potencia: 4 kW | |
| Principio de funcionamiento: permite la reducción de tamaño de la cascarilla de nuez de palmiste de 2,8 cm aproximadamente a 150 μ m para que exista una mayor superficie de contacto con los lodos y demás reactivos de la biodigestión. | | |
| Esquema: | | |
| | | |

Tabla 4.8. Hoja de especificación del tamiz vibratorio


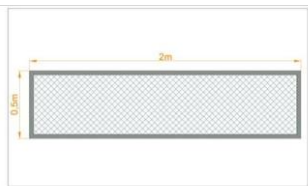
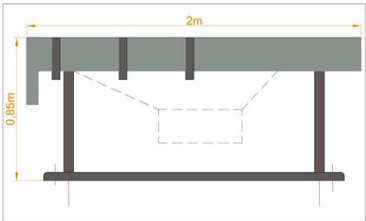
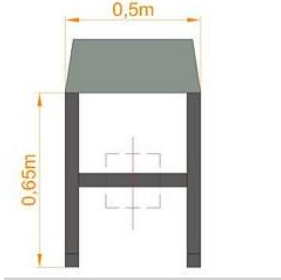
| EQUIPO N° 2 | | |
|---|--|---|
| Nombre del equipo: Tamiz vibratorio | | |
| Fabricante: XINXANG DAHAN VIBRATING MACHINERY CO. LTD. | Modelo: DZSF-525 | Material de construcción: acero al carbón. |
| | | Etiqueta de la planta: T - 102 |
| | | Número de equipos en planta: 2 |
| Dimensiones: Longitud: 2,00 m Ancho: 0,50 m | Especificaciones: Capacidad: 240 kg/h Área de proyección: 0,50 x 2,00 m Mesh: 100 Tamaño de malla: 150 µm Potencia: 0,8 kW Peso: 350 kg | |
| Principio de funcionamiento: permite separar las partículas con un tamaño mayor a 150 µm y recircularlas hasta que logren pasar todas por la malla seleccionada. | | |
| Esquema: | | |
|  | | |
|  <p style="text-align: center;">VISTA SUPERIOR</p> | | |
|  <p style="text-align: center;">VISTA LATERAL DERECHA</p> | | |
|  <p style="text-align: center;">VISTA LATERAL IZQUIERDA</p> | | |

Tabla 4.9. Hoja de especificación del tanque de neutralización

| EQUIPO N° 3 | | |
|---|--|---|
| Nombre del equipo: Tanque de neutralización | | |
| Fabricante: HENAN FOTE HEAVE MACHINERY CO.LTD. | Modelo: XB -3000 | Material de construcción: Acero al carbón |
| | | Etiqueta de la planta: TK 301 |
| | | Número de equipos en planta: 3 |
| Dimensiones: Altura: 3,00 m Diámetro: 3,00 m | Especificaciones: Volumen: 19,1 m ³ Espesor: 12 mm Tipo de tanque: abierto Peso: 5,1 t | Especificaciones de agitación: Tipo de impulsor: turbina Agitación: 210 rpm Potencia: 28,5 kW |
| Principio de funcionamiento: El tanque de neutralización permite que se ajuste de pH de la biomasa por medio de la adición de hidróxido de sodio (NaOH) para lograr una correcta y homogénea biomasa neutralizada el tanque tiene un sistema de agitación. | | |
| Esquema: | | |
|  | | |

Tabla 4.10. Hoja de especificación del biorreactor batch

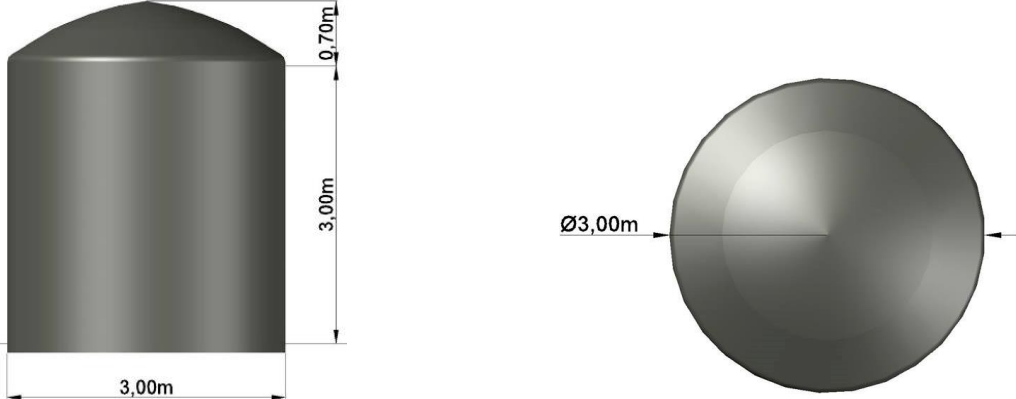
| EQUIPO N° 4 | | |
|---|--|--|
| Nombre del equipo: Bioreactor batch | | |
| Fabricante: Foshan JCT Machinery Co., Ltd. | Modelo: FYF-16000 l | Material de construcción: Acero inoxidable 316L |
| | | Etiqueta de la planta: TK – 601 602 603 604 |
| | | Número de equipos en planta: 4 |
| Dimensiones: Altura: 3,00 m Diámetro: 3,00 m | Especificaciones: Tanque cerrado a presión Presión de diseño: 16,90 psi Temperatura de diseño: 35 °C Volumen: 16,00 m ³ P= 33,00 kW | |
| <p>Principio de funcionamiento: En el biorreactor se llevará a cabo la digestión anaerobia de la biomasa en ausencia de oxígeno y dará a lugar una mezcla de gases (biogás) y una mezcla de materia orgánica (fertilizante). El tanque cuenta con un sistema de agitación que será administrado cada cierto tiempo a la biomasa, con el objetivo de lograr una mejor homogeneización y por ende mayor crecimiento de las bacterias que producen el biogás y fertilizante. También cuenta con controles de temperatura y presión ya que la digestión anaerobia deber producirse en condiciones adecuadas.</p> | | |
| <p>Esquema:</p>  | | |

Tabla 4.11. Hoja de especificación del tanque de almacenamiento de biogás

| EQUIPO N° 5 | | |
|---|---|---|
| Nombre del equipo: Tanque de almacenamiento de biogás | | |
| Fabricante: ARMEBE | Modelo: | Material de construcción: Acero inoxidable |
| | | Etiqueta de la planta: TK - 701 |
| | | Número de equipos en planta: 1 |
| Dimensiones: Longitud: 2,54 m Diámetro: 2,54 m | Especificaciones: Tanque cerrado a presión Temperatura de diseño: 80 °F Volumen: 13,00 m ³ | |
| <p>Principio de funcionamiento: El tanque almacenará el biogás producido en la biodigestión anaerobia y que será transportado mediante un compresor desde el biorreactor.</p> | | |
| <p>Esquema:</p> <div style="text-align: center;"> <p>The diagram illustrates the dimensions of the biogas storage tank. It consists of three views: <ul style="list-style-type: none"> Perspective View (Left): Shows the tank's diameter as $\varnothing 1,80\text{ m}$ and its length as $5,25\text{ m}$. VISTA FRONTAL (Middle): Shows the front view of the tank with a diameter of $\varnothing 1,80\text{ m}$. VISTA SUPERIOR (Right): Shows the top view of the tank with a height of $5,25\text{ m}$ and a diameter of $1,80\text{ m}$. </p> </div> | | |

Tabla 4.12. Hoja de especificación de la bomba de diafragma

| EQUIPO N° 6 | | |
|--|---|---|
| Nombre del equipo: Bomba de diafragma | | |
| Fabricante: VULCANO | Modelo: COR.370 (1/2") | Material de construcción: Aluminio |
| | | Etiqueta de la planta: PD – 501 502 503 504 |
| | | Número de equipos en planta: 6 |
| Dimensiones: Longitud: 2,25 m Ancho: 2,25 m Altura: 2,45 m | Especificaciones: Potencia: 10 HP HB: 6 m Peso neto: 4,5 kg Presión: 125 psi | |
| Principio de funcionamiento: La bomba de diafragma es accionada por aire comprimido que facilita la transferencia del fluido (solución de biomasa) desde el tanque de neutralización hacia el biorreactor para la posterior reacción anaerobia. | | |
| Esquema: | | |
| | | |

Tabla 4.13. Hoja de especificación del compresor

| EQUIPO N° 7 | | |
|---|--|--|
| Nombre del equipo: Compresor | | |
| Fabricante: KAESER | Modelo: KCCD 130-100 | Material de construcción: Acero |
| | | Etiqueta de la planta: C-601 |
| | | Número de equipos en planta: 1 |
| Dimensiones: Longitud: 1,08 m Ancho: 0,38 m Altura:0,76 m | Especificaciones: Presión: 145 psi Potencia: 2 HP | |
| Principio de funcionamiento: El compresor aumentará la presión del biogás y lo transportará hasta el tanque de almacenamiento de éste. En este proceso se intercambiará la energía entre el compresor y el biogás, aumentando su presión y energía cinética. | | |
| Esquema: | | |
|  | | |

5. ESTUDIO DE LA PREFACTIBILIDAD ECONÓMICA

Se realizó un análisis de costos para la implementación de la planta de obtención de biogás y fertilizante mediante una biodigestión anaerobia de la biomasa de la empresa AEXAV, y de los costos de operación de la misma. Para ello se determinaron la inversión, los costos variables, los ingresos y los indicadores financieros (VAN y TIR) mediante un análisis de flujo de fondos.

5.1. INVERSIÓN

La inversión para la planta de producción de biogás y fertilizante a partir de la cascarilla de nuez de palmiste y lodos residuales correspondería al costo e instalación de la maquinaria y la construcción de la planta, es decir, obra civil, muebles, equipos de oficina y gestión de constitución de la empresa (Boulanger y Gutiérrez, 2006, p. 113). Si la maquinaria se importa, se tiene una codificación propia para cada equipo, lo que establece una subpartida arancelaria que impone el valor de tasas y aranceles nacionales para cada equipo. Con esto se determinaría el precio final de la maquinaria y de los equipos seleccionados (Servicio Nacional de Aduana del Ecuador, 2017, p.1). La Tabla 5.1 presenta el costo total de inversión.

Tabla 5.1. Costo total de inversión.

| Servicio | Costo(USD) |
|---|-------------------|
| Obra civil | 50 000,00 |
| Muebles de oficina | 850,00 |
| Adquisición de maquinaria, equipos y accesorios | 77 129,15 |
| Instalación de la maquinaria | 7 712,92 |
| Gestión de constitución | 1 500,00 |
| Total | 137 192,07 |

5.2. COSTOS VARIABLES

Se determinaron con base en el gasto durante la operación de los equipos y maquinaria, el consumo energético de los mismos y la cantidad de agua mensual necesaria para la planta (Horngren, Datar y Foster, 2007, pp. 151-155).

El costo de la energía eléctrica por kW-h corresponde a 0,091 USD (Empresa Eléctrica de Quinindé, 2017, p. 1).

El costo actual del agua para las industrias es de 1,05 USD/m³ (Empresa Pública Municipal de Agua Potable y Alcantarillado de Quinindé, 2017, p.1).

En la Tabla 5.2 se detalla los costos variables.

Tabla 5.2. Costos variables de los servicios industriales

| Recurso | Consumo anual (m³ ó kW-h) | Costo unitario (USD/m³) ó (USD/kW-h) | Subtotal (USD) |
|-------------------|---|--|-----------------------|
| Agua | 366,69 | 1,05 | 385,02 |
| Energía eléctrica | 30 871,68 | 0,091 | 2 809,32 |
| Total | | | 3 194,35 |

La Tabla 5.3 detalla los costos variables anuales.

Tabla 5.3. Costos de los reactivos y materia prima

| Reactivo/Materia Prima | Cantidad (t/año) | Precio (USD/t) | Costo Total (USD) |
|-------------------------------|-------------------------|-----------------------|--------------------------|
| Hidróxido de sodio (98 % m/m) | 1,08 | 400,00 | 432,00 |
| Carbonato de calcio | 77,52 | 100,00 | 7 752,00 |
| Urea | 15,48 | 280,00 | 4 334,40 |
| TOTAL | | | 12 518,40 |

En la Tabla 5.4. se presenta el valor final de los costos variables totales como suma del consumo energético, el costo total de agua y de reactivos para el funcionamiento de la planta de producción de biogás y fertilizante a partir de cascarilla de nuez de palmiste y lodos residuales.

Tabla 5.4. Costos variables totales

| Detalle | Costo mensual (USD) |
|------------------------|----------------------------|
| Reactivos | 12 518,40 |
| Servicios Industriales | 3 194,35 |
| TOTAL | 15 712,75 |

5.3. COSTOS FIJOS

Los costos fijos de la planta de producción de biogás y fertilizante son los que se cancelarán independientemente de la productividad de la planta, es decir los salarios del personal, gastos de administración, aporte del IESS del 11,15 % (IESS, 2018) y mantenimiento.

Para su cálculo se tomó en cuenta que el personal mínimo para mantener operativo el proyecto es de al menos 3 operarios, quienes estarán a cargo de la producción en diferentes etapas, así como también del mantenimiento de la planta.

Además, es necesario un técnico de mantenimiento encargado de mantener la maquinaria, equipos e instalación en óptimas condiciones.

Así como también, se contratará una secretaria, quien controlará los registros y logística de la empresa, un ingeniero químico que supervise y administre los recursos de la planta, como se detalla en la Tabla 5.5.

Tabla 5.5. Salarios del personal de la planta

| Cargo | Cantidad | Sueldo | Aporte IESS | Fondos reserva | Décimo tercero | Décimo cuarto | Costo total |
|--------------------------|----------|-----------|-------------|----------------|----------------|---------------|------------------|
| | | (USD/mes) | | | (USD/año) | | |
| Ingeniero Químico | 1 | 1 000,00 | 111,50 | 83,30 | 1 000,00 | 386,00 | 15 723,60 |
| Técnico de mantenimiento | 1 | 500,00 | 55,75 | 41,65 | 500,00 | 386,00 | 8 054,80 |
| Secretaria | 1 | 400,00 | 44,60 | 33,32 | 400,00 | 386,00 | 6 521,04 |
| Operarios | 3 | 386,00 | 43,04 | 32,15 | 386,00 | 386,00 | 15 570,31 |
| TOTAL | | | | | | | 45 869,75 |

En la Tabla 5.7. se presenta el valor de los costos fijos totales, en donde se considera que el mantenimiento de la maquinaria representa el 5 % del costo del mismo, (Duarte, 2009, p. 6).

Tabla 5.7. Costos fijos totales

| Detalle | Costo total (USD/año) |
|------------------------|-----------------------|
| Salarios | 45 869,75 |
| Mantenimiento | 3 856,46 |
| Gastos administrativos | 1 000,00 |
| TOTAL | 51 726,21 |

5.4. DEPRECIACIÓN

La depreciación se realiza a 10 y 25 años debido a que existe una pérdida de valor de la maquinaria. La Tabla 5.8 presenta la depreciación de los equipos y las instalaciones de planta

Tabla 5.8. Costo de depreciación de equipos

| Activo | Valor (USD) | Tiempo de depreciación (años) | Depreciación (USD/año) |
|--------------|-------------|-------------------------------|------------------------|
| Equipos | 77 129,15 | 10 | 7 712,92 |
| Obra civil | 50 000,00 | 25 | 2 000,00 |
| Total | | | 9 712,92 |

5.5. INGRESOS

Los ingresos por ventas del biogás y fertilizante se presentan en la Tabla 5.9. El valor de cálculo de las ventas de los dos productos se basa en el precio del mercado tanto del fertilizante como del biogás; tomando el precio referencial de 0,53 USD/kg de biogás y 0,20 USD/kg para el fertilizante (Sinagap, 2012, p. 1).

Tabla 5.9. Ingresos por ventas del biogás y fertilizante

| Producto | Cantidad (t/año) | Costo (USD/t) | Ingreso total (USD/año) |
|----------------------------|------------------|---------------|-------------------------|
| Biogás | 0,72 | 530,00 | 381,60 |
| Fertilizante | 856,64 | 200,00 | 171 328,00 |
| Ingreso total anual | | | 171 709,60 |

La Tabla 5.10 detalla el valor de desecho de los equipos al culminar el proyecto, valor que se obtendrá con la liquidación futura de los bienes.

Tabla 5.10. Valor de desecho al culminar la vida útil del proyecto

| Servicio | Costo (USD) |
|--------------|------------------|
| Equipos | 77 361,66 |
| Instalación | 7 736,17 |
| Total | 85 097,83 |

5.6. FLUJO DE FONDOS

La Tabla 5.11 detalla el valor de la tasa de oportunidad previo a determinar el flujo de fondos.

Tabla 5.11. Valor del TIR

| Tasa | Valor (%) |
|----------------------------|--------------|
| Inversión | 9,33 |
| Riesgo | 10,00 |
| Inflación | 1,09 |
| Tasa de oportunidad | 20,42 |

(INEC, 2017, p. 6)

El flujo de fondos obtenido se presenta en la Tabla 5.12, en función de la tasa de oportunidad, ingresos, inversión y depreciación.

5.7. INDICADORES FINANCIEROS

Los indicadores financieros, VAN y TIR, determinan la factibilidad económica de un proyecto. El valor actual neto (VAN) calcula los flujos de ingresos y egresos anuales para determinar si existe ganancia o pérdida económica en la operación de la planta una vez que se haya recuperado la inversión. Por lo tanto, si el valor del VAN es positivo el proyecto debe ser aceptado. El indicador TIR es la tasa interna de retorno máxima que puede tener el proyecto para ser rentable (Pérez, Cruz y Quiroz, 2008, p.14-16).

En la Tabla 5.13. se presentan los indicadores financieros, VAN y TIR.

Tabla 5.63. Indicadores financieros

| Índices Financieros | Valor |
|--|----------------|
| Valor actual neto - VAN (USD) | 121 316,57 USD |
| TIR (%) | 35 % |
| Tiempo de recuperación de la inversión | 3 años |

Finalmente, se tiene que el valor actual neto (VAN) es 121 316,57 USD y 35 % de TIR.

Por tanto, la implementación de la planta de producción de biogás y fertilizante se torna factible y representa una rentabilidad para los inversionistas debido a que el indicador financiero VAN es positivo, y el tiempo que a la planta le tomará en recuperar su inversión es de 3 años aproximadamente.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. Acosta, Y. y Obaya, M. (2015). La digestión anaerobia. Aspectos teóricos. Parte I, (2005). Ciudad de la Habana, Cuba. Recuperado de file:///C:/Users/ACER2/Downloads/La_digestion_anaerobia_Aspectos_teoricos_Parte_I.pdf. (Diciembre, 2016)
2. American Society of Mechanical Engineers, (ASME BPVC). (2007). *Boiler & Pressure Vessel Code*. Recuperado de <https://law.resource.org/pub/us/code/ibr/asme.bpvc.iv.2007.pdf> (Diciembre, 2016).
3. American Society of Mechanical Engineers (ASME B31.3). (2014). *Process Piping*. Recuperado de <http://es.slideshare.net/AhmedHassan120/asme-b313-2014-edition-process-piping>. (Octubre, 2016).
4. ANCUPA, (2014). Estadísticas. Recuperado de <http://www.ancupa.com/estadisticas/> (Mayo , 2018)
5. ANSI/ISA S5.1. (2009). *Instrumentation Symbols and Identification*. Recuperado de https://www.academia.edu/95190048/AMERICAN_NATIONAL_STANDARD_ANSI_ISA-5.1-2009_Instrumentation_Symbols_and_Identification. (Octubre, 2017).
6. API 2000. (1998). *Venting Atmospheric and Low-Pressure Storage Tanks*. Recuperado de <https://law.resource.org/pub/us/cfr/ibr/002/api.2000.1998.pdf>. (Noviembre 2017).
7. API 620. (2002). *Design and Construction of Large Welded Low. Pressure Storage Tanks*. Recuperado de <https://law.resource.org/pub/us/cfr/ibr/002/api.620.2002.pdf> (Noviembre, 2017).

8. API 650. (2007). *Welded Steel Tanks for Oil Storage*. Recuperado de <https://law.resource.org/pub/us/cfr/ibr/002//api.650.2007.pdf>. (Noviembre, 2017).
9. API RP 14E. (1991). *Recommended Practice for Design and Installation of Offshore Production Platform Piping Systems*. Recuperado de <https://es.scribd.com/doc/127884553//API-RP-14E-1991-pdf>. (Octubre, 2016).
10. Armebe. (2016). *Tanques estacionarios de almacenamiento de gas*. Recuperado de <http://armebe.mx/productos/estacionarios>. (Enero, 2017).
11. Begnini, P. (2016). *Gerencia General AEXQV. Registro de Producción Anual*. Quinindé, Esmeraldas.
12. Bosh, R. (2015). Manual de cálculo. Recuperado de https://ddd.uab.cat/pub/tfg/2016/168452/TFG_AFOR_v11.pdf
13. Boulanger, F. y Gutiérrez, C. (2006). *Costos Industriales*. (1era Ed.). San José, Costa Rica: Tecnológica de Costa Rica Editorial.
14. Castillo, V. (2013). *Diseño y cálculo de un agitador de fluidos. (Seminario de titulación presentado en conformidad a los requisitos para obtener el título de Ingeniero de Ejecución en Mecánica)*. Universidad del Bío-Bío, Concepción, Chile. Recuperado de http://repobib.ubiobio.cl/jspui/bitstream/123456789/412/1/Castillo_Uribe_Vladimir.pdf. (Octubre, 2016).
15. CCPS y AIChE. (2003). *Guidelines for Facility Siting and layout (Firts edit)*. New York, Estados Unidos de América: Routledge. doi: 10.4324/9781849771306.

16. Cleaver Brooks. (2013). *Calderos-MODEL CB BOILERS 15-100 HP*. Recuperado de <http://www.cleaverbrooks.com/products-and-solutions/boilers/firetube/cb/index.aspx> (Diciembre, 2016).
17. CODELCO. (2005). *Norma estándar operacional para cilindros de Gas para uso industrial*. Recuperado de <http://www.asimet.cl/pdf/neo05.pdf>. (Febrero, 2017).
18. Cuadrado, I. y Rueda, J. (2009). *Diseño y Construcción de un molino de martillos*. Universidad San Francisco de Quito, Quito, Ecuador. Recuperado de <http://repositorio.usfq.edu.ec/bitstream/23000/1126/1/91259.pdf>. (Noviembre, 2016).
19. Durmán, E. (2018). Catálogo High Rise. Recuperado de <https://www.durman.com/catalogos/CatalogoHigh%20RiseCA2018.pdf>. (Marzo, 2018)
20. Empresa Eléctrica de Quinindé. *Costo de Kw-h*. Recuperado de <http://www.empresa-electrica-quininde>. (Enero, 2017).
21. Empresa Pública Municipal de Agua Potable y Alcantarillado de Quinindé. *Costo de m³ de agua potable*. (2017). Recuperado de <http://www.epmapaq.gob.ec/>. (Enero, 2017).
22. ENERPRO, Boletín Situacional, (2013). Recuperado de http://sipa.agricultura.gob.ec/phocadownloadpap/cultivo/2013/palma_africana.pdf (Mayo 2018)
23. Esquivel, J. (2007). *Evaluación Económica Preliminar de Plantas Químicas usando Aspen Icarus Process Evaluator 2004.2*. (Tesis profesional como requisito para obtener el título en Licenciatura en Ingeniería Química con área en Ingeniería de Procesos). Universidad de las Américas Puebla, Puebla, México. Recuperado de

http://catarina.udlap.mx/u_dl_a/tales/documentos/lpro/Esquivel_e_jr/. (Octubre, 2016).

24. FCTUC, Departamento de Ingeniería Química. (2017). *Laboratorios de procesos químicos. Potencia de fluido*. Universidad de Coimbra, Coimbra, Portugal. Recuperado de http://virtual.eq.uc.pt/siteJoomla/index2.php?option=com_content&task=view&id=92&Itemid=&pop=1&page=0#10. (Diciembre, 2016).

25. Fundación de la Energía de la Comunidad de Madrid. (2012). *Guía básica de calderas industriales eficientes*. Recuperado de <https://www.fenercom.com/pdf/publicaciones/Guia-basica-calderas-industriales-eficientes-fenercom-2013.pdf>. (Mayol, 2017).

26. Gamboa, E. y Alvarez, R. (2009). *Acero inoxidable 316 y 316 L. Propiedades y características físico-químicas*. Fundación Universitaria Los Libertadores, Bogotá, Colombia. Recuperado de <https://materiales.full.wikispaces.com/file/view/ACERO.pdf>. (Diciembre, 2016).

27. Gaona, D. (2014). *Mezcla de cascarilla de nuez de palmiste y raquis como combustible alternativo para generación eléctrica*. Universidad Central del Ecuador, Quito, Ecuador. Recuperado de <http://www.dspace.uce.edu.ec/bitstream/25000/3498/1/T-UCE-0017-84.pdf>. (Febrero, 2016).

28. García, L. (2006). Manual técnico de palma africana. Botánica de la palma africana. Recuperado de <http://www.coapalmaecara.com/files/02%20Botanica%20de%20Palma.pdf> (Abril, 2018).

29. Garófalo, D. y Guerrero, K. (2012). *Diseño de una planta piloto para la producción de biogás a partir de bagazo de fique*. Universidad Industrial de Santander, Bucaramanga, Colombia. Recuperado de

<http://repositorio.uis.edu.co/jspui/bitstream/123456789/6860/2/144127.pdf>. (Diciembre, 2016).

30. Guano, C. *Diseño de una planta para la obtención de alúmina activada a partir de residuos aluminio – PET provenientes de envases Tetra Pak*. Recuperado de [file:///C:/Users/ACER2/Downloads/CD-8236%20\(1\).pdf](file:///C:/Users/ACER2/Downloads/CD-8236%20(1).pdf) (Abril, 2018)
31. Hernández, I. Martínez, O. Estrada, E. Messina, S. y Escobar, C. (2013). *Evaluación del balance de masa y energía para el diseño de un biodigestor de flujo continuo, para la generación de biogás a partir de biomasa residual de la ciudad de Tepic México*. Universidad Autónoma de Nayarit, Recuperado de <http://www.redisa.uji.es/artSim2013/TratamientoYValorizacionDeResiduos/Evaluacion%20Balance%20Masa%20Energia%20Diseno%20Biodigestor%20Biogas%20Biomasa.pdf>. (Octubre, 2016).
32. Horngren, C. Datar, S. y Foster, G. (2007). *Contabilidad de costos*. (Décimo segunda Ed). México: Pearson Educación.
33. Ibarra, R. (2017). *Recuperación de óxido de neodimio a partir de los magnetos de discos duros de computadoras postconsumo*. Escuela Politécnica Nacional, Quito – Ecuador. (Diciembre, 2016)
34. INDITEX. (2015). *Neutralización (FT-PRET-004)*. Universidad de Coruña. Recuperado de <https://www.wateractionplan.com/documents/186210/186348/INDITEX-FT-PRET-004-NEUTRALIZACI%C3%93N2015.pdf/47063cd4-df1b-4f57-b40e-97ca9e51f257>(Diciembre, 2016).
35. Industrias JQ. (2010). *Plásticos de Ingeniería. Polipropileno. Datos técnicos*. Recuperado de <http://www.jq.com.ar/Imagenes/Productos/Polipropileno/PoliProp/dtecnicos.htm>. (Diciembre, 2016).

36. Instituto Ecuatoriano de Seguridad Social (IESS). (2018). *Tasas de aportaciones afiliados*. Recuperado de <http://www.iess.gob.ec>. (Abril, 2018)
37. Instituto Interamericano de Cooperación para la agricultura, (IICA). (2007). Preguntas y respuestas más frecuentes sobre los biocombustibles. Recuperado de <http://repiica.iica.int/docs/B06644e/B0644e.pdf>. (Septiembre, 2016).
38. Kreith, F. Manglik, M. y Bohn, S. (2012). *Principios de transferencia de calor*. (7ma ed.). México, México: Cengage Learning Editores
39. MAGAP, (2017). Informe sobre el sector palmicultor ecuatoriano. Recuperado de <https://www.comercioexterior.gob.ec/wp-content/uploads/2017/09/informe-palma-esp%C3%B1ol-.pdf> (Abril, 2018).
40. Massa, J. Giro, J. y Giudici, A. (2015). *Cálculo estructural de recipientes sometidos a presión*. Recuperado de http://www.academia.edu/14516215/C%C3%A1lculo_Estructural__Recipientes_Sometidos_a_Presi%C3%B3n. (Enero, 2017).
41. MEER, Plan estratégico Institucional, (2014). Recuperado de <https://www.energia.gob.ec/wpcontent/uploads/downloads/2014/09/PLAN-ESTRAT%C3%89GICO-2.pdf> (Enero, 2017)
42. Ministerio Coordinador de Sectores Estratégicos, (2015). Balance energético nacional. Recuperado de <https://www.energia.gob.ec/el-balance-energetico-nacional-2014/> (Diciembre, 2016)
43. Montes, M. (2008). *Estudio técnico-económico de la digestión anaerobia conjunta de la fracción orgánica de los residuos sólidos urbanos y lodos de depuradora para la obtención de biogás*. Universidad Politécnica de Madrid, Madrid, España. Recuperado de

http://oa.upm.es/1049/1/MARIA_ESTELA_MONTES_CARMONA.pdf. (Diciembre, 2016).

44. Moss, D. y Basic, M. (2012). *Pressure Vessel Design Manual*. (3rd ed.). Estados Unidos: Elsevier Editorial.
45. Olmo, M. (2010). *Hyperphysics. Calor específico de gases*. Recuperado de <http://hyperphysics.phy-astr.gsu.edu/hbasees/Tables/heatcap.html#c1>. (Febrero, 2016).
46. Organización de las Naciones Unidas para la Agricultura y la Alimentación. (FAO). (2011). *Manual de Biogás*. Recuperado de <http://www.fao.org/docrep/019/as400s/as400s.pdf>. (Octubre 2016).
47. PDVSA. (2008). *Manual de ingeniería de diseño*. Recuperado de https://www.google.com.ec/url?sa=t&rct=j&q=&esrc=s&source=web&cd=3&sqj=2&ved=0ahUKEwiL1K-Ao8DSAhUFQCYKHdnoCMoQFggpMAI&url=http%3A%2F%2Fs0fb7dc202e860a59.jimcontent.com%2Fdownload%2Fversion%2F1438030322%2Fmodule%2F12467913830%2Fname%2FI-tp_1_3.pdf&usg=AFQjCNFrHGdRzTRmxD5a3nL4lzWdU0qFyA&bvm=bv.148747831,d.eWE&cad=rja. (Febrero, 2017).
48. Pérez, S. Cruz, D. y Quiroz, L. (2008). *Análisis de sensibilidad de indicadores financieros en la evaluación de inversiones en Mipymes*. Recuperado de https://www.uaeh.edu.mx/investigacion/productos/5508/analisis_de_sensibilidad.pdf. (Febrero, 2017).
49. PROECUADOR. (2014). *Análisis sectorial Aceite de palma elaborados 2014*. Recuperado de http://www.proecuador.gob.ec/wp-content/uploads/2015/05/PROEC_AS2016_ACEITEPALMA.pdf. (Agosto, 2016).

50. Sánchez, C. (2011). *Teoría de la combustión*. (1era ed.). Madrid, España: Uned Publicaciones.
51. Servicio Nacional de Aduana del Ecuador (2017). *Arancel Nacional*. Recuperado de <http://sice1.aduana.gob.ec/aduana/arancel/>. (Enero,2017)
52. Silva, J. (2011). *Tecnología del biogás*. Recuperado de <http://www.bvsde.paho.org/bvsaar/e/fulltext/gestion/biogas.pdf>. (Marzo, 2017)
53. Sinagap. (2012). Info – productor precios. Recuperado de http://sinagap.agricultura.gob.ec/phocadownloadpap/tematicos_nacionales/fertilizantes/2012/Fertilizantes%20%20MAYO_2012.pdf
54. Sinnott, R. (2005). *Chemical Engineering Design*. (Coulson & Richardson's Ed.). (4ta ed.). Oxford, United Kingdom: Elsevier Butterworth-Heinemann.
55. Sotomayor, E. (2014). *Obtención de biogás y fertilizante a partir de lodos residuales y cascarilla de nuez de palmiste*. Universidad Central del Ecuador, Quito, Ecuador. Recuperado de <http://www.dspace.uce.edu.ec/handle/25000/3783>. (Octubre, 2016).
56. Streeter, V. Wylie E. y Bedford, K. (1999). *Mecánica de los fluidos*. (9na Ed). Michigan, Estados Unidos: McGRAW-HILL Book Company, INC.
57. Tecnituberías, (2005). Tuberías de acero. Recuperado de http://www.tecnituberias.com/Spanish/Casing_files/TABLA%20ESPECIFICACION%20TUBERIA.pdf

58. Testo-Tiempo Real S.A. (2010). *Optimización de la Combustión*. Recuperado de <http://www.tiemporeal.es/archivos/optimizacioncombustion.pdf>. (Diciembre, 2016).
59. Towler, G., y Sinnott, R. K. (2013). *Chemical Engineering Design: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design (2nd Ed.)*. Oxford, United Kingdom: ElsevierButterworth-Heinemann
60. Trávez, D. (2011). *Estado del arte y novedades de la bioenergía en el Ecuador*. Recuperado de <http://www.fao.org/docrep/019/as418s/as418s.pdf>. (Agosto, 2016).
61. Universidad de Buenos Aires. (2012). *Trituración*. Recuperado de http://materias.fi.uba.ar/7202/MaterialAlumnos/05_Apunte%20Trituracion.pdf. (Mayo, 2017).
62. Universidad de Castilla – La Mancha. (2018). *Hidráulica*. Recuperado de https://previa.uclm.es/area/ing_rural/Hidraulica/Temas/TablaRugosidadAbsolutaMateriales.pdf (Mayo, 2018)
63. Universidad de Granada. (2011). *Diseño de sistema de tuberías y cálculo de las bombas*. Recuperado de <http://www.ugr.es/~aulavirtualpfc/qi/descargas/documentos/BOMBAS%20Y%20TUBERIAS.pdf>. (Octubre, 2016).
64. VAM Industry. (2016). *Manual de cálculos. Diseño de tanques y cubetos*. Recuperado de https://ddd.uab.cat/pub/tfg/2016/148700/TFG_VamIndustry_v11.pdf. (Noviembre, 2016).
65. VIESSMANN. (2013). *Tipología de calderas*. Recuperado de https://www.fenercom.com/pages/pdf/formacion/13-01-23_Jornada%20calderas%20industriales/02-Tipologia-de-calderas-VIESSMANN-fenercom-2013. (Diciembre, 2016).

66. VOGT. (2014). *Bombas Normalizadas*. Recuperado de <http://www.globalriego.cl/pdf/bomba-vogt.pdf>. (Enero, 2017).
67. VULCANO. (2016). *Bombas neumáticas y de diafragma*. Recuperado de <http://www.vulcanolubricacion.com.ar/admin/resources/js/scripts/custom/archivos/48/Bomba%20a%20Diafragma.pdf>. (Diciembre, 2016).
68. Zarragoitia, A. (2009). *Desarrollo de modelos dinámicos para la simulación y optimización de biorreactores con membrana sumergida para el tratamiento de aguas residuales*. Instituto Nacional Politécnico de Toulouse, Toulouse, Francia. Recuperado de <http://ethesis.inp-toulouse.fr/archive/00000792/01/zarragoitia.pdf>. (diciembre, 2016).

ANEXOS

ANEXO I

BALANCE DE MASA

El balance de masa se realizó con base en los datos proporcionados por la empresa AEXAV; además se tomaron ciertas consideraciones experimentales determinadas por Sotomayor (2014).

- El caudal de lodos residuales es igual a 500 m³ al mes; sin embargo, se tomaron 22,00 m³ al mes para el diseño de esta planta debido a la capacidad y dimensiones del reactor. Además, no se utiliza todos los residuos generados ya que no se tiene la capacidad para procesar dichos residuos debido a que la empresa AEXAV no tiene los recursos económicos necesarios para implementar una tecnología a gran escala.
- La producción de biogás será en forma consecutiva en 4 biorreactores, es decir que en cada reactor el caudal de lodos será de 5,5 m³ hasta completar 22,00 m³ a procesar mensualmente.
- La base del balance de masa corresponde a la corriente de lodos residuales que es el 75 % del contenido total de la biomasa que ingresa al reactor y el 25 % corresponde a la cascarilla.
- La densidad de los lodos residuales ($\bar{\rho}_{\text{lodos}}$) es 986 m³/kg.
- El tiempo de retención de la biodigestión es de 25 días, ya que es el tiempo de duración de la reacción anaerobia.

La base de cálculo es un mes y lodos residuales 75 % del total de residuos.

$$\text{Base} = 22,00 \text{ m}^3 \times 986 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Base = 21 692,00 kg = 75 % de la biomasa total

La corriente A se calculó de acuerdo al porcentaje restante de biomasa, es decir corresponde al 25 % restante del total de la biomasa. Para determinar la cantidad de cascarilla a procesar al mes.

$$A = \frac{25}{75} \times \text{Base}$$

$$A = \frac{25}{75} \times 21\,692,00 \text{ kg}$$

A = 7 230,67 kg de cascarilla

AI.1. BALANCE DE MASA EN EL MOLINO DE MARTILLOS

En la Tabla AI.1. se detalla el porcentaje de rendimiento de la molienda obtenido experimentalmente al realizar la reducción de tamaño en el molino del Laboratorio de Operaciones Unitarias de la Escuela Politécnica Nacional y que se utilizó en el cálculo de las corrientes del molino.

Tabla AI.1. Porcentaje de rendimiento de la molienda de la cascarilla de palmiste.

| Operación | Molino | Tamaño de partícula a la salida del molino | Rendimiento (%) |
|-----------|-----------|--|-----------------|
| Molienda | Martillos | < 150 um | 98 |

En la Figura AI.1 se muestra la corriente de entrada de cascarilla de palmiste al proceso de molienda.

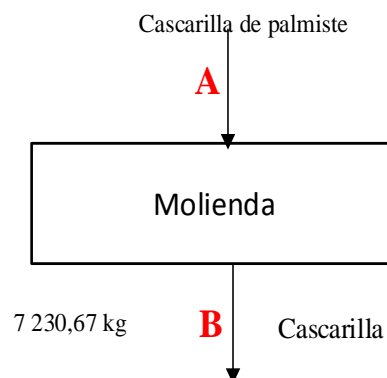


Figura AI.1. Molienda

Balance General: Considerando que es un proceso batch se tiene la carga másica a procesar mensualmente.

$$B = A$$

$$B = 7\,230,67 \text{ kg}$$

AI.2. BALANCE DE MASA EN EL TANQUE DE NEUTRALIZACIÓN

En la Figura AI.2. se presenta el balance de masa en la etapa de neutralización de la planta.

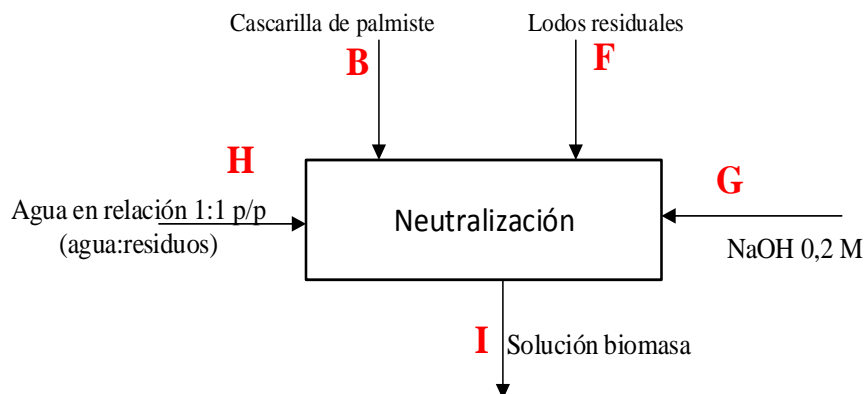


Figura AI.2. Etapa de Neutralización

La corriente H se determinó utilizando la relación 1:1 entre esta y la biomasa total (B+F) (Sotomayor, 2014, p. 24). La corriente F corresponde a la base calculada para los lodos residuales.

$$H = B + F = (7\,230,67 + 21\,692,00) \text{ kg}$$

$$H = 28\,922,67 \text{ kg de agua}$$

El cálculo de la corriente G se realizó de acuerdo al volumen de la solución de NaOH adicionada por litro de agua añadido al tanque de neutralización (corriente

H). Sotomayor (2014) determinó una relación de 350 mL de solución de hidróxido de sodio NaOH 0,2 M con una pureza del 98 % del NaOH, por cada litro de mezcla de solución.

Por lo tanto, para preparar 350 mL NaOH 0,2 M por cada kg de agua se necesita:

$$\text{Masa de NaOH} = 350 \text{ mL NaOH} \times \frac{0,2 \text{ mol NaOH}}{1.000 \text{ mL sol NaOH}} \times \frac{40 \text{ g NaOH}}{1 \text{ mol NaOH}} \times \frac{100 \text{ g NaOH}}{98 \text{ g NaOH}}$$

$$\text{Masa de NaOH} = \mathbf{2,86 \text{ g NaOH}}$$

$$G = 0,00286 \text{ kg NaOH} \times H$$

$$G = \frac{0,00286 \text{ kg NaOH}}{\text{kg de agua}} \times 28.922,67 \text{ kg de agua}$$

$$G = \mathbf{82,72 \text{ kg NaOH}}$$

Balance general del neutralizador:

$$B + F + G + H = I$$

$$I = (7.230,67 + 21.692,00 + 82,71 + 28.922,67) \text{ kg}$$

$$I = \mathbf{57.928,06 \text{ kg solución biomasa}}$$

AI.3. BALANCE DE MASA EN EL BIORREACTOR

En la Figura AI.3. se presenta el diagrama del balance de masa en la etapa de biodigestión de la planta de producción de biogás y fertilizante a partir de cascarilla de nuez de palmiste y lodos residuales considerando la base de cálculo mensual.

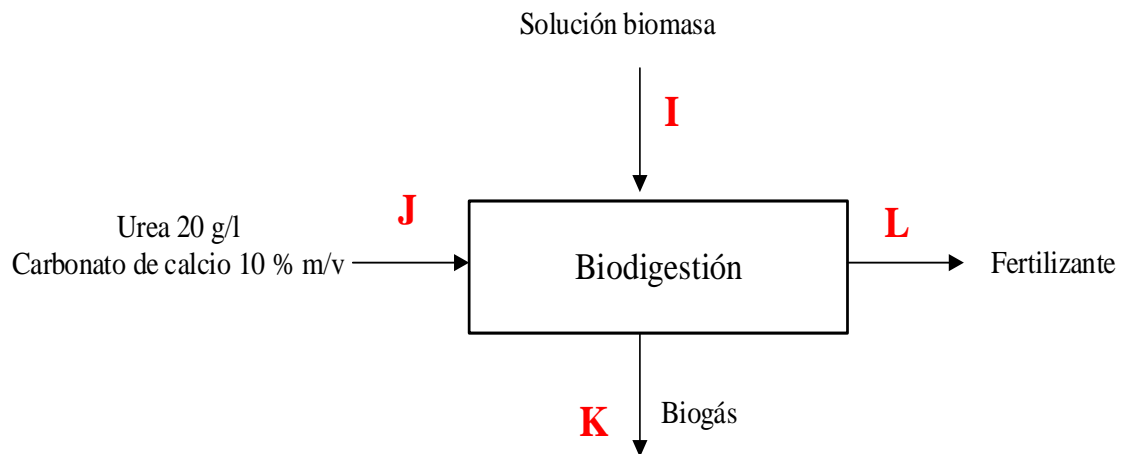


Figura AI.3. Etapa de biodigestión

EL cálculo de la corriente J se realizó calculando la cantidad de promotores de biodigestión: urea y carbonato de calcio.

- Cálculo de cantidad de urea: se tomó en cuenta la concentración de 20 gramos de urea por cada litro de biomasa que entra al biorreactor (Sotomayor, 2014, p. 24).

$$m_{\text{urea}} = 20 \frac{\text{g urea}}{\text{L biomasa}} \times 57\,928,06 \text{ kg biomasa} \times \frac{1 \text{ m}^3 \text{ biomasa}}{986 \text{ kg biomasa}} \times \frac{1\,000 \text{ L biomasa}}{1 \text{ m}^3 \text{ biomasa}} \\ \times \frac{1 \text{ kg urea}}{1\,000 \text{ g urea}}$$

$$m_{\text{urea}} = 1\,175,01 \text{ kg urea}$$

- Cálculo de cantidad de carbonato de calcio: se tomó en cuenta la concentración de 10 gramos de carbonato de calcio por cada 100 mililitros de biomasa que entra al biorreactor (Sotomayor, 2014, p. 24).

$$m_{\text{CaCO}_3} = \frac{10 \text{ g carbonato}}{100 \text{ mL biomasa}} \times \frac{1\,000 \text{ mL biomasa}}{1 \text{ L biomasa}} \times 57\,928,06 \text{ kg biomasa} \\ \times \frac{1 \text{ m}^3 \text{ biomasa}}{986 \text{ kg biomasa}} \times \frac{1\,000 \text{ L biomasa}}{1 \text{ m}^3} \times \frac{1 \text{ kg carbonato}}{1\,000 \text{ g carbonato}}$$

$$m_{\text{CaCO}_3} = 5\,875,06 \text{ kg CaCO}_3$$

$$J = m_{\text{urea}} + m_{\text{CaCO}_3}$$

$$J = 1\,175,01 + 5\,875,06$$

$$J = 7\,050,07 \text{ kg promotores}$$

La cantidad de biogás se calculó con la relación experimental determinada por Sotomayor (2014), que indica que la solución de biomasa proveniente de la neutralización junto con los promotores de la biodigestión (urea y carbonato de calcio) generó 76,67 mL de biogás/100 g de materia orgánica, por lo tanto, se tiene:

$$V_{\text{Biogás}} = \frac{76,67 \text{ mL de biogás}}{100 \text{ g materia orgánica}} \times (B + F)$$

$$V_{\text{Biogás}} = \frac{76,67 \text{ mL de biogás}}{100 \text{ g materia orgánica}} \times 28\,922,67 \text{ kg materia orgánica} \times \frac{1\,000 \text{ g materia orgánica}}{1 \text{ kg materia orgánica}} \\ \times \frac{1 \text{ L biogás}}{1\,000 \text{ mL de biogás}}$$

$$V_{\text{Biogás}} = 22\,175,01 \text{ L biogás}$$

De acuerdo al resultado de cromatografía de gases realizado por Sotomayor (2014) que se presenta en la Tabla AI.2, se determinaron los volúmenes respectivos de los gases presentes en el biogás.

Tabla AI.2. Porcentajes de gases presentes en el biogás determinados mediante cromatografía de gases

| Gas | Porcentaje volumen (%) |
|-----------------|------------------------|
| CH ₄ | 59,52 |
| CO ₂ | 29,75 |
| H ₂ | 8,56 |
| O ₂ | 1,47 |
| N ₂ | 0,70 |

(Sotomayor, 2014, p. 74)

Cálculo de la masa de metano (CH₄):

$$V_{\text{CH}_4} = 22\,175,01 \text{ L biogás} \times \frac{59,52 \text{ L CH}_4}{100 \text{ L biogás}}$$

$$V_{\text{CH}_4} = 13\,198,56 \text{ L CH}_4$$

Cálculo de la masa de dióxido de carbono (CO₂):

$$V_{\text{CO}_2} = 22\,175,01 \text{ L biogás} \times \frac{29,75 \text{ L CO}_2}{100 \text{ L biogás}}$$

$$V_{\text{CO}_2} = 6\,597,06 \frac{\text{L CO}_2}{\text{mes}}$$

Cálculo de la masa de hidrógeno (H₂):

$$V_{\text{H}_2} = 22\,175,01 \text{ L biogás} \times \frac{8,56 \text{ L H}_2}{100 \text{ L biogás}}$$

$$V_{\text{H}_2} = 1\,898,18 \text{ L H}_2$$

Cálculo de la masa de oxígeno (O₂):

$$V_{\text{O}_2} = 22\,175,01 \text{ L biogás} \times \frac{1,47 \text{ L O}_2}{100 \text{ L biogás}}$$

$$V_{\text{O}_2} = 325,97 \text{ L O}_2$$

Cálculo de la masa de nitrógeno (N₂):

$$V_{\text{N}_2} = 22\,175,01 \text{ L biogás} \times \frac{0,70 \text{ L N}_2}{100 \text{ L biogás}}$$

$$V_{\text{N}_2} = 155,22 \text{ L N}_2$$

Determinado el volumen total de biogás y tomando en cuenta la densidad de éste que es de 1,2 kg/m³, se calculó la masa de biogás producido (FAO, 2011, pág 16).

$$V_{\text{biogás}} = \frac{m_{\text{biogás}}}{\delta_{\text{biogás}}}$$

$$m_{\text{biogás}} = 22\,175,01 \text{ L}_{\text{biogás}} \times \frac{1 \text{ m}^3_{\text{biogás}}}{1\,000 \text{ L}_{\text{biogás}}} \times 1,2 \frac{\text{kg biogás}}{\text{m}^3_{\text{biogás}}}$$

$$m_{\text{biogás}} = 26,61 \text{ kg biogás} = K$$

Finalmente, se realizó el balance total del biorreactor:

$$I + J = K + L$$

$$L = (57\,928,06 + 7\,050,07 - 26,61) \text{ kg}$$

$$L = 64\,951,52 \text{ kg fertilizante}$$

ANEXO II

DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS PRINCIPALES

AII.1. DIMENSIONAMIENTO DEL MOLINO DE MARTILLOS

Para el dimensionamiento del molino de martillos, se consideró 7 230,67 kg al mes de cascarilla que es la cantidad que se necesita moler para la producción mensual de biogás, valor que se obtuvo del balance de masa que se presenta en el Anexo I.

Para efectos de producción se considera que las operaciones de molienda se realizarán a diario durante 1 hora que es el tiempo de operación del molino, por lo tanto, se necesitará procesar 241,02 kg/h, es decir, se necesita moler 2,5 qq/h.

Mediante la conversión de unidades se determina la cantidad de cascarilla de las almendras o nueces de palmiste por minuto a procesarse para cumplir con la capacidad de molienda requerida.

$$7\,230,67 \frac{\text{kg}}{\text{mes}} \times \frac{1 \text{ mes}}{30 \text{ días}} \times \frac{1 \text{ día de trabajo}}{1 \text{ h de trabajo}} = 241,02 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

El peso del fruto del palmiste es 10 g y su longitud es de 2 – 5 cm, en el cual se encuentra el mesocarpio o pulpa, el endocarpio o cuesco y la almendra o nuez de palmiste, del cual el 85 – 92 % corresponde a la pulpa, un 5 – 8 % a la nuez y su cascarilla representa el 5 % de la misma, por lo que el cuesco de palmiste de una almendra pesa aproximadamente 0,08 g con 5,25 % de humedad (García, L., 2006, p. 2)

$$241,02 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{1\,000 \text{ g}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ cascarilla de una nuez}}{0,08 \text{ gramo}} \times \frac{1 \text{ h}}{60 \text{ min}} = 50\,213 \frac{\text{cascarilla de nuez}}{\text{min}}$$

Se tomó en cuenta un valor para la velocidad angular (ω) de 3 200 rpm debido a recomendaciones y especificaciones de los productores americanos y brasileños

cuya velocidad oscila entre 3 000 y 3 500 rpm para determinar la cantidad de cascarilla de las almendras a procesarse por revolución del eje del motor (Cuadrado y Rueda, 2009, p.30).

Con esto, se calculó la cantidad de nueces a moler por cada revolución del molino mediante la Ecuación AII.1

$$\text{Cantidad de cascarilla} = \frac{\text{capacidad de molienda}}{\omega} \quad [\text{AII. 1}]$$

$$\text{Cantidad de cascarilla} = \frac{50\,213 \frac{\text{cascarilla de nuez}}{\text{min}}}{3\,200 \frac{\text{rev}}{\text{min}}}$$

$$\text{Cantidad de cascarilla} = 16 \left(\frac{\text{cascarilla de nuez}}{\text{rev}} \right)$$

Por lo tanto, el número aproximado de cascarillas que se deben triturar por revolución del motor es 16 cascarilla de nuez/rev.

Además, se determinó la potencia del motor, para lo cual se empleó la Ecuación 3.2 establecida en la Sección 3 (Cuadrado y Rueda, 2009, p.32).

$$\frac{P}{C} = K_r \left(\frac{1}{D_2} - \frac{1}{D_1} \right)$$

$$\frac{P}{C} = K_r \left(\frac{1}{0,015} - \frac{1}{2,80} \right)$$

$$\frac{P}{241,02 \text{ kg/h}} = 8,3081 * 10^{-3} \text{ H. P. h.} \frac{\text{cm}}{\text{kg}} (66,67 - 0,36) \text{ cm}^{-1}$$

$$P = 132,77 \text{ HP}$$

AII.2. DIMENSIONAMIENTO TAMIZ VIBRATORIO

El área de tamizado se determinó mediante la Ecuación 3.3 establecida en la Sección 3. En donde se utilizó una constante en función de la abertura del tamiz (Ibarra,2017, p.237). En la Tabla AII.1. se presentan dichas constantes.

$$A = \frac{T}{C_1}$$

Tabla AII.3. Constantes de tamizado en función de la abertura del tamiz

| | | | | | | | |
|--------------------------------------|--------|--------|-------|-------|------|------|------|
| a(mm) | 177,80 | 139,70 | 88,90 | 25,40 | 9,52 | 2,36 | 0,84 |
| C ₁ (t/ft ² h) | 18,00 | 14,80 | 10,00 | 5,50 | 3,20 | 1,10 | 0,50 |

La abertura requerida es 0,15 mm. Para determinar el valor de la constante se extrapola los datos de la Tabla AII.1. empleando la Ecuación AII.2

$$m = \frac{y_2 - y_1}{x_2 - x_1} \quad [\text{AII. 2}]$$

$$P_1(9,52; 3,20) \quad P_2(2,36; 1,10)$$

$$m = \frac{1,10 - 3,20}{2,36 - 9,52} = 0,29$$

$$P_1(0,838; 0,5) \quad P_2(0,15; x)$$

$$m = \frac{x - 0,50}{0,15 - 0,84} = 0,29$$

$$x = 0,30 \text{ t/ft}^2\text{h}$$

$$A = \frac{0,24 \text{ t/h}}{0,30 \text{ t/ft}^2\text{h}} = 0,80 \text{ ft}^2 = 0,74 \text{ m}^2$$

AIL.3. DIMENSIONAMIENTO TANQUE DE NEUTRALIZACIÓN

El volumen nominal del tanque de neutralización se determinó con la Ecuación 3.8 establecida en la Sección 3. Además, Sotomayor (2014) determinó experimentalmente una densidad de 986 (kg/m³) de la solución neutralizada.

$$V_{\text{ope}} = \frac{m}{d}$$

$$V_{\text{ope}} = 57\,928,06\text{kg} \times \frac{1\text{ m}^3}{986\text{ kg}}$$

$$V_{\text{ope}} = \mathbf{58,75\text{ m}^3}$$

$$V_{\text{nom}} = f(V_{\text{op}})$$

$$V_{\text{nom}} = 1,15 (\mathbf{58,75})$$

$$V_{\text{nom}} = \mathbf{67,56\text{ m}^3}$$

Si se trabajara con esta capacidad nominal de la etapa de neutralización se tendría las dimensiones del tanque muy elevadas, por lo que al tener un proceso batch se puede considerar que la operación puede realizarse con un tanque para toda la planta con base en el volumen nominal del reactor encontrado en el mercado, ya que la biomasa pasará del tanque de neutralización al biorreactor.

Es decir, un tanque de neutralización alimentará a los 4 reactores, consecutivamente un reactor por día. Se trabaja con 4 reactores debido a que es más fácil su manejo, limpieza y mantenimiento de los mismos. Para los cuales se determinaron el diámetro y altura con la Ecuación 3.10 de la Sección 3, al considerar una relación L/D igual a 1.

$$V = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times L$$

$$\frac{L}{D} = 1$$

$$L = D$$

Entonces:

$$V = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times D$$

$$V = \frac{\pi}{4} \times D^3$$

Reemplazando V por el volumen nominal (V_{nom}) obtenido:

$$16,89\text{m}^3 = \frac{\pi}{4} \times D^3$$

$$D = 2,78 \text{ m}$$

$$L = 2,78 \text{ m}$$

Para el sistema de mezclado y agitación se consideraron las Ecuaciones 3.4, 3.5, 3.6 y 3.7 de la Sección 3.

El diámetro de agitador:

$$D_A = \frac{1}{3} D_T$$

$$D_A = \frac{1}{3} (2,78 \text{ m})$$

$$D_A = 0,93 \text{ m}$$

La distancia desde el fondo de la parte cilíndrica hasta el centro del agitador:

$$E = \frac{1}{3} D_T$$

$$E = \frac{1}{3} (2,78 \text{ m})$$

$$E = 0,93 \text{ m}$$

El ancho de la paleta del agitador:

$$W = \frac{1}{5} D_A$$

$$W = \frac{1}{5} (0,93 \text{ m})$$

$$W = 0,19 \text{ m}$$

El largo de la paleta del agitador:

$$L = \frac{1}{4} D_A$$

$$L = \frac{1}{4} (0,93 \text{ m})$$

$$L = 0,23 \text{ m}$$

La potencia del agitador se determinó con la Ecuación 3.11 establecida en la Sección 3. Previo al cálculo de la potencia es necesario determinar el número de potencia (N_p), el cual está en función del número de Reynolds (Re), por lo que se utilizó la Ecuación de la viscosidad AII.2 (Castillo, 2013, p. 38). Según Sotomayor (2014) la densidad de la mezcla de biomasa que irá en el tanque de neutralización será de $986 \text{ (kg/m}^3\text{)}$, la velocidad de agitación es de 120 rpm aproximadamente para lograr una correcta homogeneización. La viscosidad de la biomasa se

determinó mediante la Ecuación All.3 a la temperatura de operación de 25 °C (Zarragoitia, 2009, p.64). Para lo cual la cantidad de sólidos totales es 4,767 g/L (Sotomayor,2014, p.47)

$$\mu_s = \mu_w [1,05e^{(0,08 X_{SST})}] \quad [\text{All. 3}]$$

Donde:

μ_s : viscosidad de la biomasa $\left(\frac{\text{kg}}{\text{ms}}\right)$

μ_w : viscosidad del agua $\left(\frac{\text{kg}}{\text{ms}}\right)$

X_{SST} : sólidos totales (g/L)

$$\mu_s = 0,000891 [1,05e^{[0,08(4,767)]}]$$

$$\mu_s = 0,0013699 \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}$$

$$\text{Re} = \frac{N d^2 \rho}{\mu}$$

Donde:

Re : número de Reynolds

N : velocidad de rotación (rps)

d : diámetro del agitador (m)

ρ : densidad del fluido $\left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right)$

μ : viscosidad de la biomasa $\left(\frac{\text{kg}}{\text{ms}}\right)$

$$\text{Re} = \frac{\frac{120 \text{ rev}}{\text{min}} \times \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ seg}} \times (0,93\text{-m})^2 \times 986 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0,0013699 \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}}$$

$$Re \approx 1,245 \times 10^6$$

Con el número de Reynolds se determinó el número de potencia mediante la curva 1 de la Figura AII.1 correspondiente a un agitador con impulsor tipo turbina de hojas planas. Se seleccionó este tipo de impulsor con base en el valor de la viscosidad de la mezcla ya que este tipo de impulsor se utiliza para fluidos con viscosidad de hasta 0,11 kg/ms. (Castillo, 2013, p.18)

El valor del número de potencia corresponde a 4; con lo cual se obtuvo la potencia del agitador:

$$N_p = \frac{P}{N^3 d^5 \rho} = 4$$

$$P = 4 \times \left(\frac{2 \text{ rev}}{\text{s}}\right)^3 \times (0,93\text{-m})^5 \times 986 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$P = 21,95 \text{ kW}$$

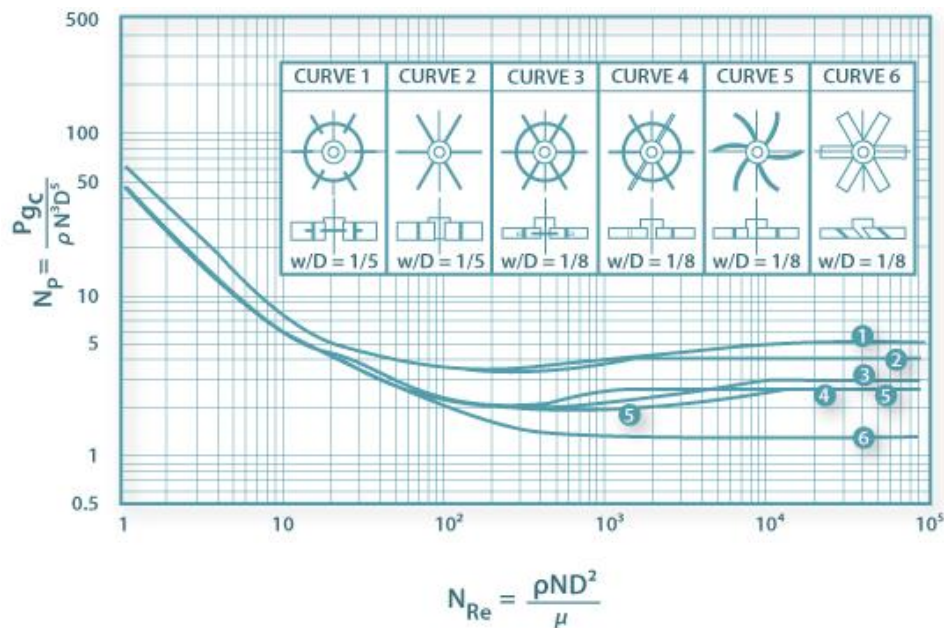


Figura AII.1. Diagrama de relación entre el número de Reynolds (NRe) y el número de potencia (Np) para agitador con impulsor tipo turbina (FCTUC, 2017, p.12)

Adicional, se consideró que la eficiencia del motor es del 89,9 % con base en la norma IEC 60034-30 para eficiencia de motores y que las pérdidas por fricción (P_f) son del 35 %, determinando así la potencia real del motor del agitador mediante la Ecuación AII.4 (Castillo, 2013, p, 38).

$$P_{\text{real}} = \frac{P}{\frac{\varepsilon}{100}} \times \left(1 + \frac{P_f}{100}\right) \quad [\text{AII. 4}]$$

Donde:

P_f : pérdidas por fricción (35 %)

ε : eficiencia (89,9 %)

$$P_{\text{real}} = \frac{21,95 \text{ kW} \times 1,35}{0,899}$$

$$P_{\text{real}} = \mathbf{32,96 \text{ kW}}$$

Finalmente, se determinó el espesor del tanque de neutralización, para lo cual se utilizó la Ecuación AII.5 para tanques abiertos a presión atmosférica (Sinnott, 2005, p. 879). Tomando en cuenta que en el tanque de homogeneización se produce la neutralización de la biomasa con adición de hidróxido de sodio (NaOH), se seleccionó como material de construcción del tanque al polipropileno 32 (INDITEX, 2015, p.11).

$$t_t = \frac{\delta \times H \times g}{2 \times St \times E} \times \frac{D}{1000} \quad [\text{AII. 5}]$$

Donde:

t_t : espesor del tanque (mm)

δ : densidad de la mezcla (986 kg/m³)

H : altura del tanque (2,78 m)

g : aceleración gravitacional (9,81 m/s²)

St : tensión máxima polipropileno (1,94 N/mm²) (Industrias JQ, 2010, p.1).

- E : eficiencia de la junta (1)
 D : diámetro de tanque (2,78m)

Reemplazando valores en la Ecuación AII.5 se obtiene:

$$t_t = \frac{986 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 2,78 \text{ m} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times \frac{2,78 \text{ m}}{1\,000}}{2 \times 1,94 \frac{\text{N}}{\text{mm}^2} \times 1}$$

$$t_t = 19,27 \text{ mm}$$

AII.4. DIMENSIONAMIENTO DEL BIORREACTOR TIPO BATCH

Se determinó el volumen nominal del biorreactor con base en la Ecuación 3.12, establecida en la Sección 3. El caudal se determinó mediante el producto de la masa que ingresó al biorreactor 64 978,13 kg/mes (corriente I y J del balance de masa del ANEXO I) y la densidad de la biomasa que según Sotomayor (2014) es de 986 (kg/m³), además el tiempo de biodigestión (TRH) fue de 25 días.

El cálculo se realiza para un reactor con un caudal de 16 244,53 $\frac{\text{kg}}{\text{mes}}$ ya que se tendrá cuatro reactores para facilitar la operación respecto a manejo, mantenimiento y limpieza así como también para optimizar la cantidad de productos obtenidos.

$$Q = \frac{V_{op}}{TRH}$$

$$V_{op} = Q \times TRH$$

$$V_{op} = 16\,244,53 \frac{\text{kg}}{\text{mes}} \times \frac{\text{m}^3}{986 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ mes}}{30 \text{ días}} \times 25 \text{ días}$$

$$V_{op} = 13,72 \text{ (m}^3\text{)}$$

Estableciendo un factor de seguridad del 15 % se calculó el volumen nominal (VAM Industry, 2016, p. 5):

$$V_{nom} = 1,15 \times V_{op}$$

$$V_{nom} = 1,15 \times 13,72 \text{ m}^3$$

$$\mathbf{V_{nom} = 15,78 \text{ (m}^3\text{)} \sim 16 \text{ (m}^3\text{)}}$$

Manteniendo una relación de L/D de 1, se calcula el diámetro y altura del biorreactor mediante la Ecuación 3.14

$$V = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times L$$

$$\frac{L}{D} = 1$$

$$L = D$$

Entonces,

$$V = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times D$$

$$V = \frac{\pi}{4} \times D^3$$

Reemplazando V por el volumen nominal (V_{nom}) obtenido:

$$16,00 \text{ m}^3 = \frac{\pi}{4} \times D^3$$

$$D = 2,74 \text{ m}$$

$$L = 2,74 \text{ m}$$

Para el cálculo del espesor del biorreactor es necesario determinar la presión de diseño del reactor mediante la Ecuación 3.16 de la Sección 3.

$$P_{\text{diseño}} = 1,15 \times P_{\text{operación}}$$

La presión de operación considerada, es la atmosférica (1 atm) al nivel del mar debido a que la empresa AEXAV, proveedora de la materia prima de la planta propuesta en este documento se encuentra en Quinindé, provincia de Esmeraldas; por lo tanto, se tiene:

$$P_{\text{diseño}} = 1,15 \times 1 \text{ atm} \times \frac{14,69 \text{ psig}}{1 \text{ atm}}$$

$$\mathbf{P_{\text{diseño}} = 16,90 \text{ psig}}$$

Se determinó el espesor del biorreactor con la Ecuación 3.15 de la Sección 3; considerando como material de construcción al acero inoxidable 316 L (Montes, 2008, p. 118); cuyo valor de tensión máxima permisible es de 15 700 psi (Gamboa y Álvarez, 2009, p.9).

$$t = \frac{P \times R_i}{SE - 0,6 P}$$

$$t = \frac{16,9 \text{ psig} \times \left(\frac{2,74}{2}\right) \text{ m} \times \frac{39,37 \text{ pulg}}{1 \text{ m}}}{(15\,700 \text{ psi} \times 1) - 0,6 (16,9 \text{ psi})}$$

$$\mathbf{t = 0,06 \text{ pulg}}$$

Debido a la posible corrosión del material de construcción del biorreactor, Sinnott (2005) estableció un margen de seguridad en el espesor de los tanques entre 2 a 4 mm. Por lo tanto, se consideró un promedio del rango mencionado, es decir 3 mm (0,12 pulg). Dicho valor se adiciona en el espesor del tanque calculado anteriormente:

$$t = 0,06 \text{ pulg} + 0,12 \text{ pulg}$$

$$t = 0,18 \text{ pulg}$$

Sin embargo, según la norma ASME BPVC (2007), el espesor mínimo considerado para recipientes atmosféricos con material de fabricación de acero inoxidable es de 0,25 pulg. Por lo tanto, se consideró que el espesor final de las paredes del biorreactor sea de 0,25 pulg (6,35 mm).

De igual manera, se determinó el espesor de la tapa elipsoidal mediante la Ecuación 3.17 de la Sección 3.

$$t_t = \frac{P \times D}{2SE - 0,2 P}$$

$$t_t = \frac{16,9 \text{ psig} \times 2,74 \text{ m} \times \frac{39,37 \text{ pulg}}{1 \text{ m}}}{2(15\,700 \text{ psi} \times 1) - 0,2 (16,9 \text{ psi})}$$

$$t_t = 0,06 \text{ pulg}$$

Igualmente, debido a la corrosión se añadieron 3 mm (0,12 pulg) al espesor calculado. Por lo tanto, se obtuvo 0,12 pulg de espesor de la tapa elipsoidal del biorreactor; pero, considerando la norma ASME BPVC (2007) se tomó como espesor 0,25 pulg (6,35 mm). La altura de la tapa del biorreactor se calcula considerando la relación de (h/D) la relación establecida en la Sección 3 de criterios de diseño.

$$\frac{h}{D} = \frac{1}{4}$$

$$h = \frac{2,74}{4}$$

$$h = 0,68 \text{ m}$$

Finalmente, y de igual manera que en el tanque de homogenización, se calcularon las dimensiones del agitador y la potencia del motor de éste con el previo cálculo del número de Reynolds considerando la misma densidad de la solución de biomasa que en el tanque de homogenización, 986 (kg/m³) y viscosidad de 0,0013699 (kg/m s).

Adicional para lograr una buena homogeneización con una velocidad angular del agitador de 120 rpm (Ortega, 2006, p. 20). Dicha agitación se administrará en ciclos alternativos (Sotomayor, 2014, p.25).

Dimensiones del agitador:

Diámetro: $D_A = 0,91$ m

Distancia desde el fondo hasta el centro del agitador: $E = 0,91$ m

Ancho de la paleta: $W = 0,18$ m

Largo de la paleta: $L = 0,23$ m

Motor del agitador:

Re: 1 245 041,82 $\approx 1,245 \times 10^6$

Np: 4

$$P = 4 \times \left(\frac{2 \text{ rev}}{\text{s}} \right)^3 \times (0,91 \text{ m})^5 \times 986 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

P = 19,68 kW

Adicional, se consideró que la eficiencia del motor es del 89,9 % con base en la norma IEC 60034-30 para eficiencia de motores y que las pérdidas por fricción (P_f) son del 35 %, determinando así la potencia real del motor del agitador mediante la Ecuación AII.6 (Castillo, 2013, p, 38).

$$P_{\text{real}} = \frac{P}{\frac{\varepsilon}{100}} \times \left(1 + \frac{P_f}{100} \right) \quad [\text{AII. 6}]$$

Donde:

P_f : pérdidas por fricción (35,0 %)

ε : eficiencia (89,9 %)

$$P_{\text{real}} = \frac{19,68 \text{ kW} \times 1,35}{0,899}$$

$$P_{\text{real}} = 29,55 \text{ kW}$$

AII.5. DIMENSIONAMIENTO DEL TANQUE DE ALMACENAMIENTO DEL BIOGÁS

Para el dimensionamiento del tanque en donde se almacenará el biogás se consideró una relación 5:1 entre los volúmenes de los 4 biorreactores y el volumen del tanque de almacenamiento, como se muestra en la Ecuación AII.7.

$$V_{\text{tanque biogás}} = \frac{V_{\text{bioreactor}}}{5} \quad [\text{AII. 7}]$$

$$V_{\text{tanque biogás}} = \frac{64,0 \text{ m}^3}{5}$$

$$V_{\text{tanque biogás}} = 12,8 \text{ m}^3$$

Además, se tomó en cuenta una relación $L/D=1$, teniendo así:

$$V = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times L$$

$$\frac{L}{D} = 1$$

$$L = D$$

$$V = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times D$$

$$V = \frac{\pi}{4} \times D^3$$

Reemplazando por el volumen nominal obtenido del tanque de almacenamiento de 13 m³.

$$13 \text{ m}^3 = \frac{\pi}{4} \times D^3$$

$$\mathbf{D = 2,54 \text{ m}}$$

$$\mathbf{L = 2,54 \text{ m}}$$

AIL.6. ALMACENAMIENTO DE FERTILIZANTE

Se consideró al resultado del producto de la corriente K del balance de masa, es decir 64 761,01 kg /mes los cuales se almacenará en *big bags* de 90 x 90 x 100 cm de polipropileno con cuatro asas para 1 000 kg y posteriormente se apilará para su comercialización.

DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS SECUNDARIOS

AII.7 DIMENSIONAMIENTO DE TUBERÍAS Y BOMBAS

Para el dimensionamiento de los equipos secundarios se determinó la velocidad de fluido, el número de Reynolds, la rugosidad relativa, diámetro de la tubería, el factor de fricción y la pérdida total por fricción de la misma, mediante los criterios de diseño mencionados en el Capítulo 3.

Por lo que se detalla el dimensionamiento de las tuberías y bombas en un ejemplo de cálculo de la línea del tanque de neutralización al biorreactor.

Para el cálculo de la velocidad de succión se utilizó la Ecuación AII.8

$$v = \frac{Q}{A} \quad \text{[AII. 8]}$$

Donde:

v : velocidad (m/s)

Q : caudal (m³/s)

A : área transversal de la tubería (m²)

La velocidad de succión debe encontrarse dentro del rango permisible de 1-2 ft/s (*API Recommended Practice 14 E*, 1991, p.15), para lo cual se considera una tubería con un diámetro interno de 3", cédula 40 con un diámetro interno de 3,07" (78 mm) (Tecnituberías, 2005, p.2). Se determinó la velocidad 1 (v₁) de acuerdo a la Ecuación AII.8.

$$v_1 = \frac{14\,482,02 \frac{\text{kg}}{\text{h}} * \frac{\text{m}^3}{986\text{kg}} * \frac{1 \text{ h}}{3\,600 \text{ s}}}{\pi * \left(\frac{0,078}{2}\right)^2 \text{ m}^2}$$

$$v_1 = \frac{4,08 * 10^{-3} \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{\pi \times \left(\frac{0,078}{2}\right)^2 \text{m}^2}$$

$$v_1 = 0,85 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$v_1 = 2,79 \text{ ft/s}$$

Para la velocidad de descarga (v_2), se consideró una tubería de 1 ½" de cédula 40 como diámetro nominal, que tiene un diámetro interno de 1,61" (40,89 mm) (Durmán Esquivel, 2005, p.2). Con estos datos y la Ecuación AII.8 se determinó la velocidad en el punto 2.

$$v_2 = \frac{4,08 * 10^{-3} \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{\pi \times \left(\frac{0,041}{2}\right)^2 \text{m}^2}$$

$$v_2 = 3,09 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$v_2 = 10,14 \text{ ft/s}$$

Para determinar la rugosidad relativa y el coeficiente de fricción se determinó el número adimensional Reynolds (Re) para la succión y la descarga mediante la Ecuación AII.9

$$Re_{\text{succión}} = \frac{v \times \delta \times D}{\mu} \quad [\text{AII. 9}]$$

Donde:

Re : número de Reynolds

v : velocidad del fluido (m/s)

δ : densidad del fluido (kg/m^3)

- D : diámetro interno de la tubería (m)
 μ : viscosidad del fluido (kg/m s) (Mills, 1995, p.898).

$$Re_{\text{succión}} = \frac{0,85 \frac{\text{m}}{\text{s}} * \frac{986\text{kg}}{\text{m}^3} * 0,078 \text{ m}}{0,0013699 \frac{\text{kg}}{\text{m}\cdot\text{s}}}$$

$$Re_{\text{succión}} = 47\,720,13$$

$$Re_{\text{descarga}} = \frac{v \times \delta \times D}{\mu}$$

$$Re_{\text{descarga}} = \frac{3,09 \frac{\text{m}}{\text{s}} * \frac{986\text{kg}}{\text{m}^3} * 0,041 \text{ m}}{0,0013699 \frac{\text{kg}}{\text{m}\cdot\text{s}}}$$

$$Re_{\text{descarga}} = 91\,186,47$$

La rugosidad relativa es la relación de la rugosidad absoluta del material de la tubería seleccionada y el diámetro interno de la misma.

Por lo que se tiene que la rugosidad absoluta en una tubería de acero al carbón es $4,5 \times 10^{-5}$ m (Universidad de Castilla, 2018, p.1). Con esto, se calculó la relación entre la rugosidad relativa (ε/D) para el tramo de succión y de descarga mediante la Ecuación AII.10

$$\frac{\varepsilon}{D_s} = \frac{0,045 \text{ mm}}{78 \text{ mm}} \quad [\text{AII. 10}]$$

$$\frac{\varepsilon}{D_s} = 5,77 \times 10^{-4}$$

Y para el tramo de descarga se tiene:

$$\frac{\varepsilon}{D_d} = \frac{0,045 \text{ mm}}{41 \text{ mm}}$$

$$\frac{\varepsilon}{D_d} = 1,10 \times 10^{-3}$$

El número de Reynolds (Re) y la relación (ε/D) en la zona de succión y descarga, permiten obtener el factor de fricción de Darcy (f) en el diagrama de Moody que se presenta en la Figura AII.2

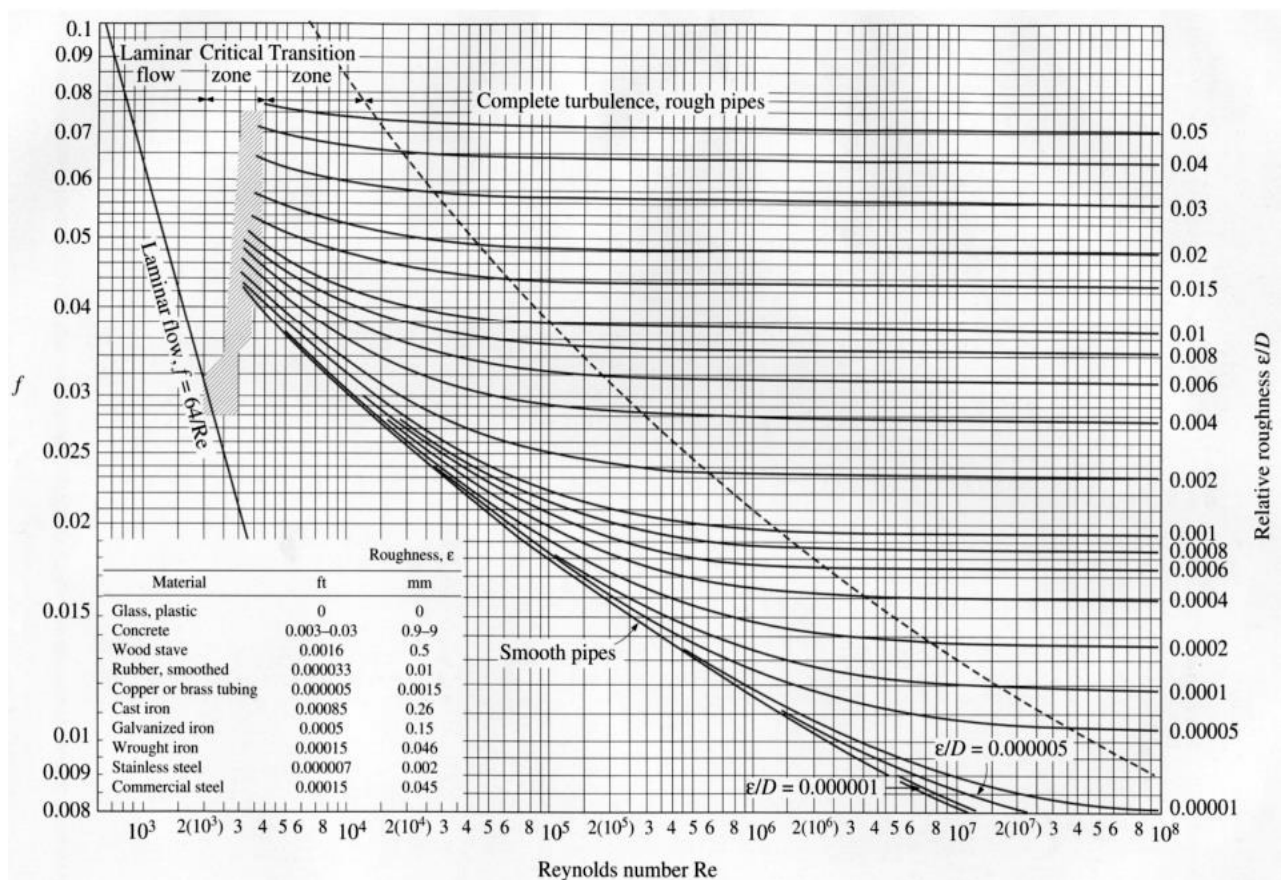


Figura AII.2. Diagrama de Moody
(Kreith, Manglik y Bohn, 2012, p. 329)

Así, se tiene que, para la tubería de succión, el factor de fricción de Darcy (f_s) es 0,025 y para la tubería de descarga, el factor de fricción de Darcy (f_s) obtenido del diagrama de Moody es 0,0233. Las cabezas de pérdidas, tanto de la tubería de succión como la de descarga, se determina de acuerdo a la ecuación de Darcy que está representada en el Ecuación AII.11.

$$hf = f \times \frac{L}{D} \times \frac{v^2}{2g} \quad [\text{AII. 11}]$$

Donde:

Hf : cabeza de pérdidas (m)

f : factor de fricción de Darcy

L : longitud de la tubería (m)

D : diámetro interno de la tubería (m)

v : velocidad del fluido (m/s)

g : aceleración de la gravedad (9,8 m/s²) (Mills, 1995, p.896).

Para la cabeza de pérdida de la tubería de succión se toma en cuenta la longitud de la tubería de 3 m, considerada de acuerdo al espacio físico disponible de la planta.

$$hf_s = 0,025 \times \frac{3,00 \text{ m}}{0,078 \text{ m}} \times \frac{(0,85)^2 \frac{\text{m}^2}{\text{s}^2}}{2 \times (9,8) \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$hf_s = 0,04 \text{ m}$$

Y para la pérdida de cabeza de la tubería de descarga obtenida con la Ecuación AII.11. Se toma en cuenta la longitud de la tubería de descarga es de 1 m.

$$hf_d = 0,0233 \times \frac{1,00 \text{ m}}{0,041} \times \frac{(3,09)^2 \frac{\text{m}^2}{\text{s}^2}}{2 \times (9,8) \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$hf_d = 0,27 \text{ m}$$

El número y tipo de accesorios que se utilizaron en las tuberías que van desde el tanque de neutralización al biorreactor se presentan en Tabla AII.4.

Tabla AII.4. Accesorios de tuberías desde el tanque de neutralización al biorreactor

| Accesorio | Valor K | Unidad | |
|--------------------------------------|---------|---------|----------|
| | | Succión | Descarga |
| Válvula de bola | 10,0 | 1 | 4 |
| Válvula check | 2,5 | 1 | 0 |
| Empalme Tee | 1,8 | 0 | 2 |
| Codo 90 ° | 0,9 | 0 | 2 |
| Pérdidas en la entrada de la tubería | 0,5 | 1 | 0 |
| Pérdidas en la salida de la tubería | 1,0 | 0 | 4 |

(Streeter, Wylie y Bedford, 1999, p.291)

Para determinar la altura de la bomba se utilizó la ecuación de Bernoulli que se presenta en la Ecuación AII.12.

$$\frac{P_1}{\gamma} + \frac{v_1^2}{2g} + Z_1 + H_B \frac{P_2}{\gamma} + \frac{v_2^2}{2g} + Z_2 + hf_s + hf_d + \sum_{i=1}^8 k_i \frac{v^2}{2g} \quad [\text{AII. 12}]$$

Donde:

- P_1 : presión en el punto 1 (N/m²)
- P_2 : presión en el punto 2 (N/m²)
- γ : peso específico (N/m³)
- g : aceleración de la gravedad (9,8 m/s²)
- v_1 : velocidad en el punto 1 (m/s)
- v_2 : velocidad en el punto 2 (m/s)
- H_B : altura generada por la bomba (m)
- Z_1 : altura en el punto 1 (m)
- Z_2 : altura en el punto 2 (m)
- hf_s : cabeza de pérdidas para la tubería de succión (m)
- hf_d : cabeza de pérdidas para la tubería de descarga (m)
- k : constante de cada accesorio

Reemplazando los valores calculados en la Ecuación AII.12 y considerando que la altura en el punto 2 (Z_2) es de 1 m, se obtiene la altura generada por la bomba de la siguiente manera:

$$H_B = \frac{v_2^2}{2g} - \frac{v_1^2}{2g} + Z_2 - Z_1 + hf_s + hf_d + (k_1 + k_2 + k_3 + k_4) \frac{v_1^2}{2g} + (k_5 + k_6 + k_7 + k_8) \frac{v_2^2}{2g}$$

$$H_B = \frac{\left(3,09 - 0,85 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} + (3,00 - 0) + 0,04\text{m} + 0,27 + (10,0 + 2,5 + 0,5) \frac{\left(0,85 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \\ + (10,0 \times 4 + 2 \times 1,8 + 2 \times 0,9 + 4 \times 1,0) \frac{\left(3,09 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$H_B = 28,30 \text{ m}$$

Se determinaron las presiones de succión y de descarga para el posterior cálculo del TDH de la bomba. La presión de succión se calculó de acuerdo a la Ecuación AII.13.

$$P_s = \Delta H_{ss} - \Delta H_{fs} \quad [\text{AII. 13}]$$

Donde:

P_s : presión de succión (psi)

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

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

El cabezal estático en la succión se determinó con la Ecuación AII.14.

$$\Delta H_{ss} = \delta \times H_{Ts} \quad [\text{AII. 14}]$$

Donde:

δ : densidad del fluido (lb/pulg³)

H_{Ts} : altura de la línea de la succión (pulg)

La altura del tanque de neutralización corresponde a la altura en la succión del tramo en análisis, siendo 2,74 m y tomando en cuenta que la densidad del fluido es de 986 kg/m³, se tiene:

$$\Delta H_{ss} = 986 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{(39,37)^3 \text{ pulg}^3} \times 2,78 \text{ m} \times \frac{39,37 \text{ pulg}}{1 \text{ m}}$$

$$\Delta H_{ss} = 3,89 \text{ psi}$$

Las pérdidas por fricción y accesorios en la succión (ΔH_{fs}), se calculó como indica la Ecuación AII.15.

$$\Delta H_{fs} = hf_s + (k_1 + k_2 + k_3 + k_4) \frac{v_1^2}{2g} \quad [\text{AII. 15}]$$

$$\Delta H_{fs} = 0,04 \text{ m} + (10,0 + 2,5 + 1,8 + 0,9 + 0,5) \frac{\left(0,85 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$\Delta H_{fs} = 0,62 \text{ m}$$

$$\Delta H_{fs} = 0,62 \text{ m} \times \frac{39,37 \text{ pulg}}{1 \text{ m}} \times 986 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{(39,37)^3 \text{ pulg}^3}$$

$$\Delta H_{fs} = 0,87 \text{ psi}$$

Al reemplazar los valores en la Ecuación AII.13, se obtiene la presión de succión:

$$P_s = (3,89 - 0,87) \text{ psi}$$

$$P_s = 3,02 \text{ psi}$$

De igual manera, la presión de descarga se determinó con la Ecuación AII.13.

$$P_d = \Delta H_{sd} + \Delta H_{fd}$$

Donde:

P_d : presión de descarga (psi)

ΔH_{sd} : cabezal estático en la descarga (psi)

ΔH_{fd} : pérdidas por fricción y accesorios en la descarga (psi) (Mills, 1995, p.920).

El cabezal estático en la descarga se determinó con la Ecuación All.14.

$$\Delta H_{sd} = \delta \times H_{Td}$$

Donde:

δ : densidad del fluido (lb/pulg³)

H_{Ts} : altura del tanque en la descarga (pulg) (Mills, 1995, p.923).

La altura del biorreactor corresponde a la altura en la descarga de este tramo, siendo 2,74 m y la densidad del fluido es de 986 kg/m³.

$$\Delta H_{sd} = 986 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{(39,37)^3 \text{ pulg}^3} \times 2,74 \text{ m} \times \frac{39,37 \text{ pulg}}{1 \text{ m}}$$

$$\Delta H_{sd} = 3,83 \text{ psi}$$

Las pérdidas por fricción y accesorios en la descarga (ΔH_{fd}), se calculó como indica la Ecuación All.15.

$$\Delta H_{fd} = hf_d + (k_5 + k_6 + k_7 + k_8) \frac{v^2}{2g}$$

$$\Delta H_{fd} = 0,27 \text{ m} + (10,0 + 1,8 + 0,9 + 1,0) \frac{\left(3,09 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

$$\Delta H_{fd} = 6,94 \text{ m}$$

$$\Delta H_{fd} = 6,94 \text{ m} \times \frac{39,37 \text{ pulg}}{1 \text{ m}} \times 986 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{2,2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{(39,37)^3 \text{ pulg}^3}$$

$$\Delta H_{fd} = 9,71 \text{ psi}$$

Al reemplazar los valores en la Ecuación All.13, se obtuvo la presión de succión:

$$P_d = (3,83 + 9,71) \text{ psi}$$

$$P_d = 13,54 \text{ psi}$$

Una vez determinadas las presiones de succión y de descarga, se calculó el TDH de acuerdo a la Ecuación AII.16.

$$\text{TDH} = (P_d - P_s) \quad [\text{AII. 16}]$$

Donde:

TDH : altura total dinámica (psi) (Mills, 1995, p.925).

$$\text{TDH} = (13,54 - 3,02) \text{ psi}$$

$$\text{TDH} = 10,52 \text{ psi}$$

Finalmente, se calculó la potencia de la bomba, para lo cual se tiene la Ecuación AII.17.

$$P_{\text{bomba}} = Q \times \gamma \times \text{HB} \quad [\text{AII. 17}]$$

Donde:

P_{bomba} : potencia de la bomba (W)

Q : caudal del fluido (m^3/s)

γ : peso específico ($\text{kg}/\text{m}^2 \text{ s}^2$)

$$P_{\text{bomba}} = 4,08 * 10^{-3} \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \times 986 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 28,10 \text{ m}$$

$$P_{\text{bomba}} = 1,11 \text{ kW} = 1,49 \text{ HP}$$

La potencia de la bomba de diafragma se relaciona con la eficiencia de esta que se determinó de la curva de operación presentada en la Figura AIII.4, de la que se obtiene el 55 % y un factor de sobredimensionamiento de 1,3. (Sistemas hidroneumáticos, 1995, p.17)

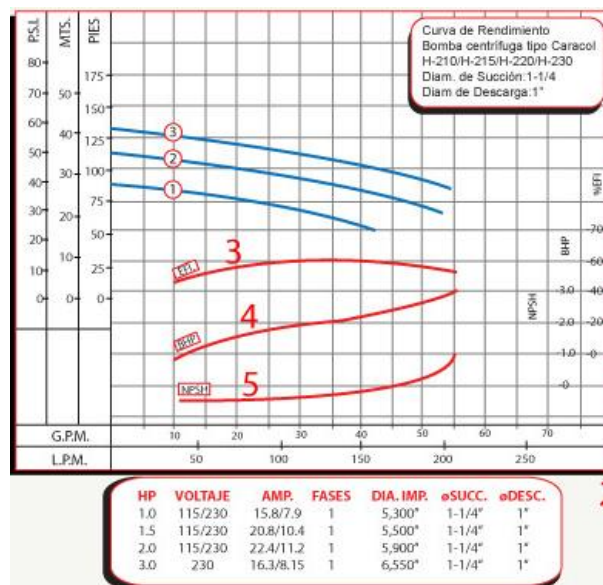


Figura AII.3. Curva de operación de una bomba de diafragma
(VOGT, 2014, p. 16)

Para determinar la potencia real de la bomba, se utiliza la Ecuación AII.18.

$$P_{\text{bomba real}} = \frac{P_b * \frac{1+f}{100}}{\eta} \quad [\text{AII. 18}]$$

Donde:

P_{bomba} : potencia de la bomba (HP)

f_s : factor de seguridad (30 %)

η : eficiencia de la bomba (55 %)

$$P_{\text{bomba}} = \frac{1,49 \text{ HP} * 1,30}{0,55}$$

$$P_{\text{bomba}} = 3,52 \text{ HP}$$

AII.7 DIMENSIONAMIENTO DE VÁLVULAS

Para el dimensionamiento de las válvulas se utilizó la Ecuación 3.27 del Capítulo 3. Se detalla un ejemplo de cálculo del dimensionamiento de la válvula para la línea desde el tanque de neutralización hasta el biorreactor.

$$C_v = \frac{Q}{\sqrt{\frac{\Delta\rho}{G}}}$$

Donde:

Q : caudal(gal/min)

G : gravedad específica del fluido

$\Delta\rho$: caída de presión (psi)

C_v : constante de descarga

$$C_v = \frac{64,99 \text{ gpm}}{\sqrt{\frac{\Delta\rho}{G}}}$$

$$C_v = 64,99 \frac{\text{gal}}{\text{min}} \sqrt{\frac{0,986}{1,41}}$$

$$C_v = 54,35$$

AIL.8 DIMENSIONAMIENTO DEL COMPRESOR

Se necesita un compresor de cinco etapas, su presión de descarga máxima es de 75 psi porque se necesita que la compresión del biogás sea cinco veces más que la presión al salir del biorreactor y la presión máxima de aspiración es de 5,8 psi (Bosh, R. 2015).

Para el dimensionamiento del compresor se determinó la compresión mediante la Ecuación 3.28

$$r = N \sqrt{\frac{P_N}{P_O}}$$

Donde:

r : relación de compresión por etapa

- N : número de etapas
 P_N : presión de impulsión
 P₀ : presión de aspiración

$$r = 5 \sqrt{\frac{1,5 \text{ psi}}{5,8 \text{ psi}}}$$

$$r = 2,54$$

Para calcular la potencia del compresor se utiliza la Ecuación 3.29

$$W = N \times \frac{\gamma}{\gamma - 1} \times \frac{ZRT}{M} \times \left[\left(\frac{P_N}{P_0} \right)^{\frac{\gamma-1}{N \cdot \gamma}} - 1 \right]$$

Donde:

- W : potencia del compresor (J/kg)
 N : número de etapas
 γ : relación adiabática Cp/Cv
 Z : factor de compresibilidad
 R : constante general de los gases (8 314,5 J/kmol K)
 T : temperatura de operación de entrada al compresor (K)
 M : peso molecular del biogás (26,49 kg/kmol)
 P_N : presión en el punto 2 (bar)
 P₀ : presión en el punto 1 (bar)

En la Ecuación AII.19 se tiene la potencia con relación a la eficiencia, para determinar la potencia real.

$$P_{real} = \frac{W}{\eta} \quad \text{[AII. 19]}$$

El valor del Cv del biogás se determinó de acuerdo con las fracciones molares y los Cv de cada gas presente en el biogás de acuerdo a la Ecuación AII.20

$$Cv_{\text{biogás}} = x_{\text{O}_2} Cv_{\text{O}_2} + x_{\text{H}_2} Cv_{\text{H}_2} + x_{\text{N}_2} Cv_{\text{N}_2} + x_{\text{CO}_2} Cv_{\text{CO}_2} \\ + x_{\text{CH}_4} Cv_{\text{CH}_4} \quad [\text{AII. 20}]$$

Donde:

Cv : calor específico a volumen constante (J/mol K)

x : fracción molar de cada gas presente en el biogás

Los valores de Cv y fracciones molares de los gases contenidos en el biogás se presentan en la Tabla AII.5.

Tabla AII.5. Fracción molar y Cv de los gases presentes en el biogás.

| Gas | Fracción molar | Valor Cv |
|--------------------|----------------|------------|
| Oxígeno | 0,09 | 21,10 |
| Hidrógeno | 0,06 | 20,40 |
| Nitrógeno | 0,01 | 20,60 |
| Dióxido de carbono | 0,35 | 28,20 |
| Metano | 0,50 | 21,20 |

(Sotomayor, 2014, p. 107; Olmo, 2010, p. 28)

$$Cv_{\text{biogás}} = (0,09 \times 21,10) + (0,06 \times 20,40) + (0,01 \times 20,60) + (0,35 \times 28,20) \\ + (0,50 \times 21,20) \frac{\text{J}}{\text{mol K}}$$

$$Cv_{\text{biogás}} = 23,78 \frac{\text{J}}{\text{mol K}}$$

Una vez obtenido el Cv del biogás, se calculó el Cp de acuerdo a la Ecuación AII.21.

$$Cp_{\text{biogás}} = Cv_{\text{biogás}} + R \quad [\text{AII. 21}]$$

Donde:

Cv : calor específico a presión constante (J/mol K)

R : constante general de los gases (8,31 J/mol K)

$$Cp_{\text{biogás}} = (23,78 + 8,31) \frac{\text{J}}{\text{mol K}}$$

$$C_{p_{\text{biogás}}} = 32,09 \frac{\text{J}}{\text{mol K}}$$

Se tiene que el valor de K es de 1,35 y se asume que la presión del tanque es 5 veces mayor que la presión ambiental (1 atm) y que la temperatura de operación es de 26,7 °C (CODELCO, 2005, p.11). Los datos mencionados se reemplazan en la Ecuación AII.22.

$$W = \frac{1}{9\,806} \times \frac{9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}{9,81 \frac{\text{kg m}}{\text{kgf s}^2}} \times \frac{1 \times 8\,314,5 \frac{\text{Nm}}{\text{K kmol}} \times 299,7 \text{ K}}{26,49 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}} \times \frac{1,35}{1,35 - 1,00} \times \left[\left(\frac{5}{1} \right)^{\frac{1,35-1,00}{1,35}} - 1 \right]$$

$$W = 19,16 \frac{\text{J}}{\text{Kg}}$$

ANEXO III

BALANCE DE ENERGÍA

AIII.1 BALANCE DE ENERGÍA EN EL TANQUE DE NEUTRALIZACIÓN

Para la neutralización se ingresa al tanque una solución de NaOH 0,2 M a temperatura ambiente de 25 °C.

Mediante la Ecuación AIII.1 se determina la temperatura de neutralización, para lo cual se considera que el proceso es adiabático ya que la temperatura del sistema y los alrededores están a la misma temperatura (Guano, 2017, p. 122) implica que la entalpía de las corrientes de entrada es igual a la entalpía de las corrientes de salida.

$$0 = Q_p = H_2 - H_1 - Q_s \quad \text{[AIII. 1]}$$

Donde:

Q_p : flujo de calor del proceso (kJ/mes)

H_2 : entalpía de la corriente de salida (kJ/mes)

H_1 : entalpía de la corriente de entrada (kJ/mes)

Q_s : calor generado en el sistema (kJ/mes)

Para determinar la entalpía de las corrientes de entrada se utiliza la Ecuación AIII.2

$$H_1 = m_{sol\ materia\ orgánica} \times C_{p_{sol\ materia\ orgánica}} \times T_{amb} + m_{NaOH} \times C_{p_{NaOH}} \times T_{amb} \quad \text{[AIII. 2]}$$

$$H_1 = 57\,845,34\ kg \times 4,18 \frac{kJ}{kg\ K} \times 298\ K + 82,72\ kg \times 1,47 \frac{kJ}{kg\ K} \times 298\ K$$

$$H_1 = 7,21 \times 10^7 \frac{kJ}{mes}$$

El calor de reacción por neutralización se determinó utilizando la Ecuación AIII.3

$$Q_{rx} = m_{NaOH} \times \Delta H_{rx} \quad [\text{AIII. 3}]$$

$$Q_{rx} = 82,72 \frac{\text{kg}}{\text{mes}} \times 13,6 \frac{\text{kcal}}{\text{mol}} \times 1 \frac{\text{mol}}{28 \text{ g}} \times \frac{4,184 \text{ kJ}}{1 \text{ kcal}} \times \frac{1\,000 \text{ g}}{1 \text{ kg}}$$

$$Q_{rx} = 168\,106,00 \frac{\text{kJ}}{\text{mes}}$$

Para determinar la entalpía de las corrientes de entrada se utiliza la Ecuación AIII.4

$$H_2 = m_{sol\ neut} \times C_{p\ sol\ neut} \times T_{neut} \quad [\text{AIII. 4}]$$

$$H_2 = 57\,928,06 \text{ kg} \times C_{p\ sol\ neut} \times T_{neut}$$

Reemplazando en la Ecuación AIII.1:

$$0 = Q_P = H_2 - H_1 - Q_S$$

$$0 = 57\,928,06 \text{ kg} \times C_{p\ sol\ neut} \times T_{neut} - 7,21 \times 10^7 \frac{\text{kJ}}{\text{mes}} - 168\,106,00 \frac{\text{kJ}}{\text{mes}}$$

El valor del calor específico de la solución neutralizada se considera igual al valor del calor específico del agua ya que se tiene mayor cantidad de agua en relación a la materia orgánica que se presentan en la Ecuación AIII.5

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

Por lo que la temperatura de salida del sistema de neutralización es 299 K.

AIII.2 BALANCE DE ENERGÍA EN EL BIORREACTOR

Para la biodigestión se tiene el flujo que sale del tanque de neutralización y además ingresan los promotores para la biodigestión por lo que mediante la Ecuación AIII.6 que es la ecuación general de energía se determinará el flujo de calor del sistema de biodigestión, así como también las temperaturas de salida del biogás y fertilizante.

$$E - S + G - C = A \quad \text{[AIII. 6]}$$

$$Q_2 - Q_1 - Q_S = Q_P$$

Donde:

Q_p : calor del proceso

Q_2 : Calor de la corriente de salida (kJ/mes)

Q_1 : calor de la corriente de entrada (kJ/mes)

Q_s : calor generado en el sistema

El calor de la corriente de entrada es la presentada Ecuación AIII.7

$$Q_1 = (m_{sol\ biomasa} * Cp_{sol\ biomasa} + m_{\acute{u}rea} * Cp_{\acute{u}rea} + m_{CaCO_3} * Cp_{CaCO_3}) (T_2 - T_1) \quad \text{[AIII. 7]}$$

$$Q_1 = (14\ 482,02\ kg \times 4,18 \frac{kJ}{kg\ K} + 293,75\ kg \times 1,52 \frac{kJ}{kg\ K} + 1\ 468,77\ kg \times 0,081 \frac{kJ}{kg\ K}) (299 - 298)K$$

$$Q_1 = 6,11 \times 10^4 \frac{kJ}{mes}$$

El calor de la corriente de salida es:

$$Q_2 = m_{biog\acute{a}s} \times Cp_{biog\acute{a}s} (T_{biog\acute{a}s} - 308)$$

$$Q_2 = \left[6,65 \frac{\text{kg}}{\text{mes}} \times 1,64 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} + 16\,237,88 \frac{\text{kg}}{\text{mes}} \times 1,35 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} \right] (298 - 308)$$

$$Q_2 = -2,19 \times 10^5 \frac{\text{kJ}}{\text{mes}}$$

El calor de reacción corresponde al calor que producido al descomponerse la biomasa anaeróbica y está dado por la Ecuación AIII.8, (p. 41).

$$Q_S = F_{\text{sol biomasa}} * \Delta H_{rx} \quad \text{[AIII. 8]}$$

Donde:

Q_S : calor generado por la biomasa (Kj/mes)

F : flujo másico de la biomasa (kg/ mes)

ΔH_{rx} : entalpía de reacción (Kj/kg)

$$Q_S = 16\,244,53 \frac{\text{kg}}{\text{mes}} * 42 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

$$Q_S = 6,82 \times 10^5 \frac{\text{kJ}}{\text{mes}}$$

Reemplazando en la Ecuación AIII.6

$$Q_2 - Q_1 + Q_S = Q_P$$

$$Q_P = 6,11 \times 10^4 \frac{\text{kJ}}{\text{mes}} - 2,19 \times 10^5 \frac{\text{kJ}}{\text{mes}} + 6,82 \times 10^5 \frac{\text{kJ}}{\text{mes}}$$

$$Q_P = 5,24 \times 10^5 \frac{\text{kJ}}{\text{mes}}$$

AIII.3 BALANCE DE ENERGÍA EN EL CALENTAMIENTO DE LA BIOMASA

La biomasa del reactor se calentó a 35 °C, según se definió en los criterios de diseño de la Sección 3, siendo esta la temperatura óptima para la reacción anaerobia de la biomasa. Por esta razón, el calor de la biomasa está dado por la Ecuación AIII.9:

$$Q_{\text{biomasa}} = m_{\text{biomasa}} \times C_p \times (T_f - T_o) \quad [\text{AIII. 9}]$$

Donde:

Q_{biomasa} : flujo de calor de la biomasa después del calentamiento (W)

$m_{\text{biogás}}$: flujo másico total de biomasa que ingresa al biorreactor (kg/s)

C_p : calor específico de la biomasa (4 186 J /kg K)

ΔT : variación de temperatura (K)

T_f : temperatura después del calentamiento (35 °C)

T_o : temperatura antes del calentamiento (25 °C)

Reemplazando los valores en la Ecuación AIII.9, se obtiene:

$$Q_{\text{biomasa}} = \frac{64\,978,13 \text{ kg}}{\text{mes}} \times \frac{1 \text{ mes}}{30 \text{ días}} \times \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}} \times \frac{1 \text{ h}}{3\,600 \text{ s}} \times \frac{4\,186 \text{ J}}{\text{kg K}} \times (308 - 298) \text{ K}$$

$$Q_{\text{biomasa}} = 1\,049,38 \text{ W}$$

Para calentar la biomasa del biorreactor, es necesario suministrar un flujo de vapor de agua generado por un caldero para elevar su temperatura; este flujo se expresa mediante la Ecuación AIII.10.

$$Q_v = m_v \times L_p \quad [\text{AIII. 10}]$$

Donde:

Q_v : flujo de calor generado por el valor de agua del caldero (W)

m_v : flujo másico del vapor de agua del caldero (kg/s)

L_p : calor latente de vaporización del agua (J/kg K) (Himmelblau, 2002, p.122).
Se determinó la temperatura de ebullición de acuerdo a la Ecuación de Antoine, representada en la Ecuación AIII.11 para el posterior cálculo del calor latente de vaporización del agua (Himmelblau, 2002, p.126).

$$\ln(P_1) = A - \frac{B}{t_{eb1} + C} \quad \text{[AIII. 11]}$$

Donde:

P_1 : presión atmosférica de Quindé-Provincia de Esmeraldas (760 mmHg)

t_{eb1} : temperatura de ebullición del agua (K)

Los valores A, B y C representan las constantes de Antoine, que para el agua son 18,3036; 3 816,44 y -46,13 respectivamente (Himmelblau, 2002, p.669). Reemplazando los valores en la Ecuación AIII.9, se obtuvo la temperatura de ebullición en el estado 1:

$$\ln(760) = 18,3036 - \frac{3\,816,44}{t_{eb1} - 46,13}$$

$$t_{eb1} = 373,16 \text{ K}$$

Además, es necesario obtener la temperatura de ebullición (T_{eb2}) en el estado 2, para lo cual se consideró un aumento de 0,25 K en la T_{eb1} , teniendo así:

$$t_{eb2} = 373,41 \text{ K}$$

Dicha temperatura se utilizó para el cálculo de la presión en el estado 2 (P_2) utilizando la Ecuación AIII.11.

$$\ln(P_2) = A - \frac{B}{t_{eb2} + C}$$

$$\ln(P_2) = 18,3036 - \frac{3\,816,44}{373,41 - 46,13}$$

$$P_2 = 767,02 \text{ mm Hg}$$

Una vez obtenidos los valores de temperatura de ebullición y presión del agua tanto en el estado 1 como en el estado 2, se emplea la Ecuación de Calusius y Clapeyron expresada en la Ecuación AIII.12 para el cálculo del L_p (Himmelblau, 2002, p.681).

$$\ln\left(\frac{P_2}{P_1}\right) = -\frac{L_p}{R} \times \left(\frac{1}{t_{eb2}} - \frac{1}{t_{eb1}}\right) \quad [\text{AIII. 12}]$$

Donde:

P_1 : presión vapor en el estado 1 (760,00 mmHg)

t_{eb1} : temperatura de ebullición del agua en el estado 1 (373,16 K)

P_2 : presión vapor en el estado 2 (767,02 mmHg)

t_{eb2} : temperatura de ebullición del agua en el estado 2 (373,41 K)

R : constante de los gases (2 cal/mol K)

$$\ln\left(\frac{767,02}{760,00}\right) = -\frac{L_p}{2 \frac{\text{cal}}{\text{mol K}}} \times \left(\frac{1}{373,41} - \frac{1}{373,16}\right) \frac{1}{\text{K}}$$

$$L_p = 10\,248,65 \frac{\text{cal}}{\text{mol}} \times \frac{4,18 \text{ J}}{1 \text{ cal}}$$

$$L_p = 42\,839,37 \frac{\text{J}}{\text{mol}}$$

Considerando que el calor ganado por la biomasa será igual al calor perdido por el vapor de agua del caldero, se igualaron los flujos de calor:

$$1\,049,38 \frac{\text{J}}{\text{s}} \times \frac{3\,600 \text{ s}}{1 \text{ h}} \times \frac{24 \text{ h}}{1 \text{ día}} = m_v \times 42\,839,37 \frac{\text{J}}{\text{mol}} \times \frac{1 \text{ mol}}{18 \text{ g}} \times \frac{1\,000 \text{ g}}{1 \text{ kg}}$$

$$m_v = 38,10 \frac{\text{kg vapor}}{\text{día}}$$

La cantidad de vapor obtenida será necesaria para el calentamiento de los cuatro biorreactores, es decir, de toda la planta por día y 952,5 kg vapor/mes debido a que el biorreactor se calentará constantemente durante los 25 días de reacción y se usa este sistema de calentamiento ya que se utilizará el caldero que se encuentra en la planta AEXAV.

AIII.4 BALANCE DE ENERGÍA EN EL CALDERO

El calentamiento de la solución de biomasa contenida en el biorreactor requiere una cantidad de vapor de agua de 38,10 kg vapor/día proveniente del caldero pirotubular. El caldero opera a 150 psi según datos del fabricante, dato que permitió determinar la presión de operación absoluta del caldero de acuerdo a la Ecuación AIII.13.

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

Donde:

$P_{op.abs}$: presión de operación absoluta (psi)

P_{op} : presión de operación del caldero (150 psi) (Cleaver Brooks, 2003, p.2)

P_{atm} : presión atmosférica de Quinindé-Provincia de Esmeraldas (14,7 psi)

$$P_{op.abs} = (150,0 + 14,7) \text{ psi}$$

$$P_{op.abs} = 164,7 \text{ psi}$$

Una vez conocida la presión de operación absoluta, se encontró la temperatura de saturación y el calor latente del vapor de agua con ayuda de las tablas de vapor saturado del agua (Mills, 1995, p.881).

$$T_{saturación} = 185,4 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$L_p = 1\,994,5 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

Se determinó la potencia del caldero pirotubular de acuerdo a la Ecuación AIII.14.

$$Q_{\text{caldero}} = Q_{\text{sensible}} + Q_{\text{latente}} \quad [\text{AIII. 14}]$$

Donde:

Q_{caldero} : potencia requerida del caldero (J/h)

Q_{sensible} : flujo de calor sensible del agua (J/h)

Q_{latente} : flujo de calor latente de vaporización (J/h)

El flujo de calor sensible del agua, se determinó de acuerdo a la Ecuación AIII.15.

$$Q_{\text{sensible}} = m_v \times C_p \times (T_{\text{saturación}} - T_{\text{amb}}) \quad [\text{AIII. 15}]$$

Donde:

m_v : flujo másico del vapor de agua (kg/h)

C_p : calor específico del vapor de agua (2 618,54 J /kg K)

$T_{\text{saturación}}$: temperatura de saturación del agua (185,4 °C)

T_{amb} : temperatura ambiente (25,0 °C)

Reemplazando los valores de C_p y m_v en la Ecuación AIII.24, se tiene:

$$Q_{\text{sensible}} = 38,10 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \times \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}} \times 2 618,54 \frac{\text{J}}{\text{kg K}} \times (458,4 - 298,0) \text{K}$$

$$Q_{\text{sensible}} = 666 771,93 \frac{\text{J}}{\text{h}}$$

Por otra parte, el calor latente de vaporización (Q_{latente}), está definido por la Ecuación AIII.16.

$$Q_{\text{latente}} = m_v \times L_p \quad [\text{AIII. 16}]$$

Donde:

m_v : flujo másico del vapor de agua (kg/h)

L_p : calor latente del agua (1 994,5 kJ/kg) (Himmelblau, 2002, p. 421).

Reemplazando los valores en la Ecuación AIII.14:

$$Q_{\text{latente}} = 38,10 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \times \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}} \times 1\,994,5 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \times \frac{1\,000 \text{ J}}{1 \text{ kJ}}$$

$$Q_{\text{latente}} = 3\,166\,268,75 \frac{\text{J}}{\text{h}}$$

La potencia del caldero se calculó reemplazando los flujos de calor sensible y del calor de vaporización en la Ecuación AIII.14:

$$Q_{\text{caldero}} = (666\,771,93 + 3\,166\,268,75) \frac{\text{J}}{\text{h}}$$

$$Q_{\text{caldero}} = 3\,833\,040,68 \frac{\text{J}}{\text{h}}$$

$$Q_{\text{caldero}} = (3\,833\,040,68) \frac{\text{J}}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ BTU}}{1\,055 \text{ J}} \times \frac{1 \text{ BHP}}{33\,475 \text{ BTU/h}}$$

$$Q_{\text{caldero}} = 0,11 \text{ BHP}$$

$$Q_{\text{caldero}} = 0,11 \text{ BHP} \times \frac{13,15 \text{ HP}}{1 \text{ BHP}}$$

$$Q_{\text{caldero}} = 1,5 \text{ HP}$$

Además, el combustible de este caldero será la cascarilla de palmiste obtenida de la empresa AEXAV y que contiene 5 % de humedad (Gaona, 2014, p .44).

La cantidad de combustible para el funcionamiento del caldero se determina de acuerdo a la Ecuación AIII.17.

$$Q_{\text{caldero}} = n_c \times m_c \times P_c \quad \text{[AIII. 17]}$$

Donde:

n_c : eficiencia de combustión

m_c : flujo másico del combustible (kg/h)

P_c : poder calorífico de la cascarilla de palmiste (kcal/kg)

La eficiencia de combustión indica el porcentaje de quema del combustible, en este caso la cascarilla de palmiste. Para el caso de calderos piro tubulares para agua caliente se toma un valor promedio de 88,5 % de eficiencia (VIESSMANN, 2013, p. 23)

El poder calorífico del combustible se determina mediante la Ecuación AIII.18 (Sánchez, 2011, p.110).

$$P_c = \left[81 (\% C) + 290 \left(\%H - \frac{\% O}{8} \right) + 25 (\% S) - 6 (\% H_2O) \right] \frac{\text{kcal}}{\text{kg}} \quad [\text{AIII.18}]$$

Para el cálculo del poder calorífico es necesario conocer la composición elemental del combustible, expresados en porcentajes en peso. Estos valores se presentan en la Tabla AIII.1.

Tabla AIII.6. Composición elemental de la cascarilla de palmiste

| Componente | % m/m |
|------------------|---------------|
| C | 50,32 |
| H | 6,20 |
| O | 34,72 |
| H ₂ O | 5,25 |
| S | 0,33 |
| Cenizas | 3,18 |
| Total | 100,00 |

(Gaona, 2014, p.52)

Reemplazando los porcentajes de los elementos que componen el combustible en la Ecuación AIII.16, se determinó el poder calorífico:

$$P_c = \left[81 (50,32) + 290 \left(6,20 - \frac{34,72}{8} \right) + 25 (0,33) - 6 (5,25) \right] \frac{\text{kcal}}{\text{kg}}$$

$$P_c = 4\,592,07 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}} \times \frac{4,18 \text{ kJ}}{1 \text{ kcal}}$$

$$P_c = 19\,194,85 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

Reemplazando los valores obtenidos en la Ecuación AIII.15 se obtuvo la masa del combustible:

$$(3\,833\,040,68) \frac{\text{J}}{\text{h}} = 0,885 \times m_c \times 19\,194,85 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \times \frac{1\,000 \text{ J}}{1 \text{ kJ}}$$

$$m_c = 0,23 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{24 \text{ h}}{1 \text{ día}}$$

$$m_c = 5,52 \frac{\text{kg}}{\text{día}}$$

De acuerdo a la masa del combustible y a las reacciones de combustión se determinaron las masas de los gases CO_2 , H_2O , SO_2 , N_2 y O_2 , de acuerdo a las reacciones presentadas en las Ecuaciones AIII.19, AIII.20, AIII.21. Para lo cual, primero se calculó el número de moles de C, H y S:



$$n_c = 5,52 \frac{\text{kg combustible}}{\text{día}} \times \frac{50,32 \text{ kg-C}}{100 \text{ kg combustible}} \times \frac{1 \text{ kmol C}}{12 \text{ kg-C}} = 0,23 \frac{\text{kmol C}}{\text{día}}$$

$$n_{\text{CO}_2} = 0,23 \frac{\text{kmol C}}{\text{día}} \times \frac{1 \text{ kmol CO}_2}{1 \text{ kmol C}} = 0,23 \frac{\text{kmol CO}_2}{\text{día}}$$

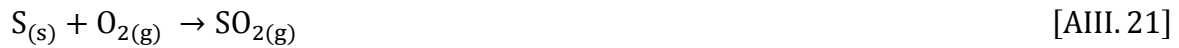
$$n_{\text{O}_2} = 0,23 \frac{\text{kmol C}}{\text{día}} \times \frac{1 \text{ kmol O}_2}{1 \text{ kmol C}} = 0,23 \frac{\text{kmol O}_2}{\text{día}}$$



$$n_{\text{H}} = 5,52 \frac{\text{kg combustible}}{\text{día}} \times \frac{6,20 \text{ kg-H}_2}{100 \text{ kg combustible}} \times \frac{1 \text{ kmol H}_2}{2 \text{ kg-H}_2} = 0,17 \frac{\text{kmol H}_2}{\text{día}}$$

$$n_{\text{H}_2\text{O}} = 0,17 \frac{\text{kmol H}_2}{\text{día}} \times \frac{1 \text{ kmol H}_2\text{O}}{1 \text{ kmol H}_2} = 0,17 \frac{\text{kmol H}_2\text{O}}{\text{día}}$$

$$n_{\text{O}_2} = 0,17 \frac{\text{kmol H}_2}{\text{día}} \times \frac{\frac{1}{2} \text{ kmol O}_2}{1 \text{ kmol H}_2} = 0,09 \frac{\text{kmol O}_2}{\text{día}}$$



$$n_{\text{S}} = 5,52 \frac{\text{kg combustible}}{\text{día}} \times \frac{0,33 \text{ kg S}}{100 \text{ kg combustible}} \times \frac{1 \text{ kmol S}}{32 \text{ kg S}} = 5,7 \times 10^{-4} \frac{\text{kmol S}}{\text{día}}$$

$$n_{\text{SO}_2} = 5,7 \times 10^{-4} \frac{\text{kmol S}}{\text{día}} \times \frac{1 \text{ kmol SO}_2}{1 \text{ kmol S}} = 5,7 \times 10^{-4} \frac{\text{kmol SO}_2}{\text{día}}$$

$$n_{\text{O}_2} = 5,7 \times 10^{-4} \frac{\text{kmol S}}{\text{día}} \times \frac{1 \text{ kmol O}_2}{1 \text{ kmol S}} = 5,7 \times 10^{-4} \frac{\text{kmol O}_2}{\text{día}}$$

Con los resultados de las reacciones anteriores, se calcula el número total de moles de oxígeno:

$$n_{\text{O}_2 \text{ estequiométrico}} = (0,23 + 0,09 + 5,7 \times 10^{-4}) \frac{\text{kmol O}_2}{\text{día}}$$

$$n_{\text{O}_2 \text{ estequiométrico}} = 0,32 \frac{\text{kmol O}_2}{\text{día}}$$

Para el exceso de oxígeno se utiliza un exceso de aire de 30 % el cual es para combustibles sólidos (Testo – Tiempo Real, 2010, p.5). El oxígeno teórico o estequiométrico calculado fue útil para determinar el oxígeno real que entra al caldero con un 30 % de exceso de aire, mediante la Ecuación AIII.22.

$$n_{O_2 \text{ real}} = n_{O_2 \text{ estequimétrico}} \times (1 + \% \text{ exceso aire}) \quad [\text{AIII. 22}]$$

$$n_{O_2 \text{ real}} = 0,32 \frac{\text{kmol } O_2}{\text{día}} \times (1 + 0,30)$$

$$n_{O_2 \text{ real}} = 0,42 \frac{\text{kmol } O_2}{\text{día}}$$

Por tanto, se tiene que la cantidad de moles en exceso de oxígeno es determinada mediante la Ecuación AIII 23

$$n_{O_2 \text{ exceso}} = n_{O_2 \text{ real}} - n_{O_2 \text{ estequimétrico}} \quad [\text{AIII. 23}]$$

$$n_{O_2 \text{ exceso}} = 0,42 \frac{\text{kmol } O_2}{\text{día}} - 0,32 \frac{\text{kmol } O_2}{\text{día}}$$

$$n_{O_2 \text{ exceso}} = 0,1 \frac{\text{kmol } O_2}{\text{día}}$$

Además, se determinó la cantidad de nitrógeno presente en el aire que entra y sale del caldero de acuerdo a la Ecuación AIII.24.

Se tomó en cuenta que el porcentaje de 79 % de nitrógeno y 21 % de oxígeno en el aire (Sánchez, 2011, p.56).

$$N_2 \text{ entra} = O_2 \text{ entra} \times \left(\frac{\% N_2 \text{ aire}}{\% O_2 \text{ aire}} \right) \quad [\text{AIII. 24}]$$

$$N_2 \text{ entra} = 0,42 \frac{\text{kmol } O_2}{\text{día}} \times \frac{79 \text{ kmol } N_2}{21 \text{ kmol } O_2}$$

$$N_2 \text{ entra} = N_2 \text{ sale} = 1,58 \frac{\text{kmol } N_2}{\text{día}}$$

Las cantidades y composición de los gases de combustión se presentan en la Tabla AIII.7.

Tabla AIII.7. Cantidades y composición de los gases de combustión del caldero

| Gases | Moles (kmol/día) | Composición molar (%) | Flujo másico (kg/día) | Composición en masa (%) |
|------------------|-----------------------------|----------------------------------|----------------------------------|------------------------------------|
| CO ₂ | 0,23 | 9,58 | 10,12 | 14,28 |
| H ₂ O | 0,17 | 7,08 | 3,06 | 4,32 |
| SO ₂ | $5 \cdot 10^{-4}$ | 0,02 | 0,032 | 0,05 |
| O ₂ | 0,42 | 17,50 | 13,44 | 18,96 |
| N ₂ | 1,58 | 65,83 | 44,24 | 62,41 |
| Total | 2,40 | 100,00 | 70,89 | 100,00 |

ANEXO IV

DETERMINACIÓN DE LA PRESIÓN DE OPERACIÓN Y DE DISEÑO PARA LA ELABORACIÓN DEL PFD Y P&ID

La presión de operación de los equipos obedece la ecuación de la presión hidrostática, presentada en la Ecuación AIV.1.

$$P_h = \delta \times g \times h \quad \text{[AIV. 1]}$$

Donde:

P_h : presión hidrostática (Pa)

δ : densidad de la solución (kg/m³)

g : aceleración de la gravedad (9,8 m/s²)

h : altura del tanque (m)

Tomando como ejemplo el tanque de neutralización que tiene una altura de 2,78 m y asumiendo una densidad del fluido de 986 kg/m³, se tiene:

$$P_h = 986 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 2,78 \text{ m}$$

$$P_h = 26\,862,58 \frac{\text{N}}{\text{m}^2} \times \frac{14,69 \text{ psi}}{101\,325 \frac{\text{N}}{\text{m}^2}}$$

$$P_h = 3,90 \text{ psi}$$

La presión de diseño se determinó con la Ecuación AIV.2, tomando en cuenta que la presión atmosférica es de 1 atm (14,69 psi) para Quinindé que está ubicado en la provincia de Esmeraldas, lugar donde operará la planta.

$$P_{\text{diseño}} = P_h + P_{\text{atm}} \quad \text{[AIV. 2]}$$

$$P_{\text{diseño}} = (3,89 + 14,69) \text{ psi}$$

$$P_{\text{diseño}} = \mathbf{18,59 \text{ psi}}$$

Este procedimiento se realizó para determinar la presión de diseño para todos los equipos que forman parte del proceso de producción de la planta de obtención de biogás propuesta.

ANEXO V

ANÁLISIS ECONÓMICO

AV.1 COSTO DE LA MAQUINARIA

En las Tabla AV.1. AV.2. AV.3. AV.4. AV.5. AV.6. AV.7. AV.8. AV.9. AV.10. AV.11. se presentan los precios finales unitarios del molino de martillos, tamiz vibratorio, tanque de neutralización, biorreactor, tanques de almacenamiento de biogás y fertilizante, compresor, bomba de diafragma y sistema de tuberías y válvulas.

En la maquinaria importada el precio final incluye su respectiva tasa definida por el Sistema de Aduana de Ecuador (Servicio Nacional de aduana del Ecuador, 2017, p.3).

Tabla AV.1. Costo molino de martillos

| Rubro | Costo (USD) |
|---|--------------------|
| Valor de exportación FOB | 500,00 |
| Envío | 50,00 |
| Valor costo y envío | 550,00 |
| Seguro 1 % | 5,50 |
| Valor en aduana | 555,50 |
| Inversión directa FDI (Valor en Aduana 0,5 %) | 2,78 |
| Valor sin IVA | 558,28 |
| IVA (12 %) | 66,99 |
| TOTAL | 625,27 |

Tabla AV.2. Tamiz vibratorio

| Rubro | Costo (USD) |
|---|--------------------|
| Valor de exportación FOB | 850,00 |
| Envío | 50,00 |
| Valor costo y envío | 900,00 |
| Seguro 1 % | 9,00 |
| Valor en aduana | 909,00 |
| Inversión directa FDI (Valor en Aduana 0,5 %) | 4,55 |
| Valor sin IVA | 913,55 |
| IVA (12 %) | 109,63 |
| TOTAL | 1 023,17 |

Tabla AV.3. Costo de un tanque de neutralización

| Rubro | Costo (USD) |
|---|--------------------|
| Valor de exportación FOB | 6 000,00 |
| Envío | 200,00 |
| Valor costo y envío | 6 200,00 |
| Seguro 1 % | 62,00 |
| Valor en aduana | 6 262,00 |
| Inversión directa FDI (Valor en Aduana 0,5 %) | 31,31 |
| Valor sin IVA | 6 293,31 |
| IVA (12 %) | 755,20 |
| TOTAL | 7048,51 |

Tabla AV.4. Costo de un biorreactor

| Rubro | Costo (USD) |
|---|--------------------|
| Valor de exportación FOB | 10 000,00 |
| Envío | 100,00 |
| Valor costo y envío | 10 100,00 |
| Seguro 1 % | 101,00 |
| Valor en aduana | 10 201,00 |
| Inversión directa FDI (Valor en Aduana 0,5 %) | 51,01 |
| Valor sin IVA | 10 252,01 |
| IVA (12 %) | 1 230,24 |
| TOTAL | 11 482,25 |

Tabla AV.5. Costo de un tanque de almacenamiento biogás

| Rubro | Costo (USD) |
|---|--------------------|
| Valor de exportación FOB | 7 000,00 |
| Envío | 100,00 |
| Valor costo y envío | 7 100,00 |
| Seguro 1 % | 71,00 |
| Valor en aduana | 7 171,00 |
| Inversión directa FDI (Valor en Aduana 0,5 %) | 35,86 |
| Valor sin IVA | 7 206,86 |
| IVA (12 %) | 864,82 |
| TOTAL | 8 071,68 |

La Tabla AV.6. detalla el costo de los *big bags* para el almacenamiento del fertilizante, el cual se adquiere dentro del mercado local con su respectivo impuesto.

Tabla AV.6. Costo de un tanque de almacenamiento del fertilizante

| Rubro | Costo (USD) |
|---------------|--------------------|
| Valor sin IVA | 114,28 |
| IVA 12% | 13,71 |
| TOTAL | 127,99 |

En la Tabla AV.7. se presenta el costo del compresor, el cual se adquiere dentro del mercado local con su respectivo impuesto.

Tabla AV.7. Costo del compresor

| Rubro | Costo (USD) |
|---------------|--------------------|
| Valor sin IVA | 800,00 |
| IVA (12 %) | 96,00 |
| TOTAL | 896,00 |

En la Tabla AV.8. se detalla el costo de la bomba, la cual se adquiere dentro del mercado local con su respectivo impuesto.

Tabla AV.8. Costo de la bomba

| Rubro | Costo (USD) |
|---------------|--------------------|
| Valor sin IVA | 600,00 |
| IVA (12%) | 72,00 |
| TOTAL | 672,00 |

En la Tabla AV.9. se detalla el costo de las válvulas.

Tabla AV.9. Costo de válvulas

| Tipo de Válvula | Cantidad | Costo unitario (USD) | Costo total (USD) |
|------------------------|-----------------|-----------------------------|--------------------------|
| Válvula check | 2 | 60,00 | 120,00 |
| Válvula de seguridad | 5 | 160,00 | 800,00 |
| SUBTOTAL(USD) | | | 920,00 |
| IVA 12% (USD) | | | 110,40 |
| TOTAL (USD) | | | 1 030,40 |

El costo del sistema de tuberías y accesorios se presenta en la Tabla AV.10., los cuales se adquieren dentro del mercado local con su respectivo impuesto.

Tabla AV.10. Costo del sistema de tuberías

| Tubería/ Accesorio | Cantidad | Costo unitario (USD) | Costo total (USD) |
|-------------------------|----------|----------------------|-------------------|
| Empalme Tee | 4 | 1,80 | 7,20 |
| Codo 90 ° | 9 | 1,10 | 9,90 |
| Tubos PVC 1 1/2 " 2,0 m | 10 | 5,50 | 55,00 |
| Tubos PVC 3" 2,0 m | 10 | 7,50 | 75,00 |
| Tubos PVC 2 " 9,0 m | 5 | 18,00 | 90,00 |
| SUBTOTAL (USD) | | | 237,10 |
| IVA 12 % (USD) | | | 28,45 |
| TOTAL (USD) | | | 265,55 |

En la Tabla AV.11. se presenta todos los costos directos para la implementación de la planta de producción de biogás y fertilizante.

Tabla AV.11. Costos de la maquinaria de la planta

| Item | Producto | Cantidad | Costo unitario (USD) | Costo Total (USD) |
|--------------|--|----------|----------------------|-------------------|
| 1 | Molino de martillos | 1 | 625,27 | 625,27 |
| 2 | Tamiz vibratorio | 1 | 1 023,17 | 1 023,17 |
| 3 | Tanque de Neutralización | 1 | 7 048,51 | 7 048,51 |
| 4 | Biorreactor | 4 | 11 482,25 | 45 928,98 |
| 5 | Tanque de almacenamiento de biogás | 1 | 8 071,68 | 8 071,68 |
| 6 | Big bags par almacenamiento de biofertilizante | 64 | 127,99 | 8 191,59 |
| 7 | Bomba de diafragma | 6 | 672,00 | 4 032,00 |
| 8 | Compresor | 1 | 912,00 | 912,00 |
| 9 | Sistema de tuberías y accesorios | 1 | 265,55 | 265,55 |
| 10 | Sistema de válvulas | 1 | 1 030,40 | 1 030,40 |
| TOTAL | | | | 77 129,15 |

AV.2 CÁLCULO DEL VALOR ACTUAL NETO

Para el cálculo de los indicadores financieros se realizó el flujo de fondos del proyecto para un tiempo de vida útil de 10 años mediante la ecuación AV. 1

$$\text{Valor actual neto} = \sum \frac{Fn}{(1 + d)^t} \quad [\text{AV. 1}]$$

Donde:

F_n : flujo neto del período(USD)

d : tasa de oportunidad del proyecto (%)

t : período considerado (años)

La función del VAN se expresa:

$$VAN = F_0 + \frac{F_1}{(1+d)^1} + \frac{F_2}{(1+d)^2} + \dots + \frac{F_n}{(1+d)^n}$$

$$\begin{aligned} VAN = & -204\,631,03 + \frac{75\,646,176}{(1+0,2042)^1} + \frac{75\,646,176}{(1+0,2042)^2} + \frac{75\,646,176}{(1+0,2042)^3} \\ & + \frac{75\,646,176}{(1+0,2042)^4} + \frac{75\,646,176}{(1+0,2042)^5} + \frac{75\,646,176}{(1+0,2042)^6} + \frac{75\,646,176}{(1+0,2042)^7} \\ & + \frac{75\,646,176}{(1+0,2042)^8} + \frac{75\,646,176}{(1+0,2042)^9} + \frac{160\,744,06}{(1+0,2042)^{10}} \end{aligned}$$

$$VAN = 121\,316,57 \text{ USD}$$

AV.3 CÁLCULO DEL INDICADOR FINANCIERO TIR

Para el cálculo de la tasa interna de retorno se tiene que igualar la Ecuación AV.2 a cero y así se despeja la tasa interna de retorno del proyecto.

$$0 = F_0 + \frac{F_1}{(1+d)^1} + \frac{F_2}{(1+d)^2} + \dots + \frac{F_n}{(1+d)^n} \quad [\text{AV. 2}]$$

$$0 = F_0 + \frac{F_1}{(1+TIR)^1} + \frac{F_2}{(1+TIR)^2} + \dots + \frac{F_n}{(1+TIR)^n}$$

$$\begin{aligned} 0 = & -204\,631,03 + \frac{75\,646,176}{(1 + \text{TIR})^1} + \frac{75\,646,176}{(1 + \text{TIR})^2} + \frac{75\,646,176}{(1 + \text{TIR})^3} + \frac{75\,646,176}{(1 + \text{TIR})^4} \\ & + \frac{75\,646,176}{(1 + \text{TIR})^5} + \frac{75\,646,176}{(1 + \text{TIR})^6} + \frac{75\,646,176}{(1 + \text{TIR})^7} + \frac{75\,646,176}{(1 + \text{TIR})^8} + \frac{75\,646,176}{(1 + \text{TIR})^9} \\ & + \frac{160\,744,06}{(1 + \text{TIR})^{10}} \end{aligned}$$

$$\text{TIR} = 35 \%$$