



**DISEÑO CONCEPTUAL DE UN SISTEMA PARA LA GENERACIÓN DE
ENERGÍA ELÉCTRICA A PARTIR DE AGUAS RESIDUALES DOMÉSTICAS
VÍA DIGESTIÓN ANAEROBIA EN LA FINCA LOMA LA TRANCA EN EL
DISTRITO DE PEDASÍ, PANAMÁ.**

**ELIANA FERNANDA NIÑO RAMIREZ
WENDY STEFFANY ISAZA ALVARADO**

**UNIVERSIDAD DE BOGOTÁ JORGE TADEO LOZANO
FACULTAD CIENCIAS NATURALES E INGENIERÍA
PROGRAMA INGENIERÍA QUÍMICA
BOGOTÁ D.C.
2019**



**DISEÑO CONCEPTUAL DE UN SISTEMA PARA LA GENERACIÓN DE
ENERGÍA ELÉCTRICA A PARTIR DE AGUAS RESIDUALES DOMÉSTICAS
VÍA DIGESTIÓN ANAEROBIA EN LA FINCA LOMA LA TRANCA EN EL
DISTRITO DE PEDASÍ, PANAMÁ.**

**CONCEPTUAL DESIGN OF A SYSTEM FOR THE GENERATION OF
ELECTRICAL ENERGY FROM DOMESTIC WASTEWATER VIA ANAEROBIA
DIGESTION IN THE FINCA LOMA LA TRANCA IN THE DISTRICT OF PEDASÍ,
PANAMA.**

**ELIANA FERNANDA NIÑO RAMÍREZ
WENDY STEFFANY ISAZA ALVARADO**

**TRABAJO DE GRADO
PARA OPTAR POR EL TÍTULO DE INGENIERAS QUÍMICAS**

**DIRECTORA
ING. LILIANA CRISTINA HERNÁNDEZ BELLO
CO-DIRECTORA
ING. LAURA ROSA CONDE RIVERA**

**UNIVERSIDAD DE BOGOTÁ JORGE TADEO LOZANO
FACULTAD CIENCIAS NATURALES E INGENIERÍA
PROGRAMA INGENIERÍA QUÍMICA
BOGOTÁ D.C.
Mayo, 2019**

CONTENIDO

Listado de tablas.....	4
Listado de figuras.....	5
Listado de anexos.....	6
Resumen ejecutivo.....	7
Introducción.....	8
Metodología.....	11
1. Diagrama de bloques del proceso.....	13
2. Diagrama de flujo de proceso.....	13
3. Diseño de reactor UASB.....	13
3.1. Dimensionamiento del compartimiento de sedimentación.....	22
3.2. Distribución de aguas residuales influentes.....	23
4. Diseño filtro de remoción de BOD.....	24
5. Diseño filtro de remoción de COD.....	25
6. Diseño filtro de remoción de H ₂ S.....	25
7. Generador de energía.....	26
8. Balance de masa.....	27
9. Balance de energía.....	28
10. Caída de presión filtro H ₂ S.....	28
11. Dimensionamiento tanque TK-100.....	28
12. Dimensionamiento bombas P-100 a -106.....	29
13. Diagramas de instrumentación y tubería P&IDs.....	29
13.1. P&ID Tanque TK-100.....	29
13.2. P&ID Reactor R-100.....	30
13.3. P&ID Reactor R-101.....	31
13.4. P&ID Reactor R-102.....	32
13.5. P&ID Filtro de remoción de H ₂ S F-100.....	33
13.6. P&ID Depósito de gas DE-100.....	34
14. Energía suplida por la planta.....	34
15. Costos y análisis.....	35
16. Conclusiones.....	38
17. Recomendaciones.....	38
18. Referencias bibliográficas.....	39
19. ANEXOS.....	41

LISTADO DE TABLAS

Tabla 1. Normas ambientales de aguas residuales en Panamá.....	11
Tabla 2. Caudales por sector del complejo hotelero Charco Verde.....	15
Tabla 3. Valores iniciales para los parámetros base de diseño del reactor.....	15
Tabla 4. Variables de diseño del reactor UASB	16
Tabla 5. Recomendaciones del tiempo de retención hidráulico para reactores UASB tratando aguas residuales domésticas.....	17
Tabla 6. Valores de volumen y concentración de cada compartimiento de digestión para estimar el valor de la masa de cada compartimiento.....	19
Tabla 7. Valores de masa de cada compartimiento de digestión.....	20
Tabla 8. Valores calculados para el diseño del Filtro Biológico	24
Tabla 9. Valores calculados para el diseño del Filtro de remoción de COD.....	25
Tabla 10. Variables involucradas en el diseño del Filtro de remoción de H_2S ..	26
Tabla 11. Balance de energía.....	28
Tabla 12. Depreciación de los activos.....	36
Tabla 13. Valores de volumen y concentración para compartimientos de digestión.....	45
Tabla 14. Valores de masa de cada compartimiento de digestión.....	45
Tabla 15. Criterios de diseño hidráulicos para un reactor UASB.....	50
Tabla 16. Masas de los compuestos de la reacción de remoción de H_2S	56
Tabla 17. Calores de reacción de las etapas de digestión anaerobia.	61
Tabla 18. Calor de reacción de la reacción de oxidación de H_2S	64
Tabla 19. Propiedades del biogás presente en el reactor UASB..	64
Tabla 20. Variables de la caída de presión en el reactor.....	65
Tabla 21. Tramos de tubería en la succión y descarga de las bombas.....	67
Tabla 22. Tramos de tubería entre equipos para biogás en la planta.....	67
Tabla 23. Flujos de bombas de la planta.....	67
Tabla 24. NPSHA de cada bomba.....	71
Tabla 25. Datos de tuberías.....	72
Tabla 26. Densidad de los fluidos.....	72
Tabla 27. Longitud equivalente de accesorios.....	72
Tabla 28. Costos de las bombas de la planta.....	77
Tabla 29. Costos tramo de tubería.....	77
Tabla 30. Costos por zonas de proceso de la planta.....	77

Tabla 31. Costos de accesorios.....	78
Tabla 32. Costos total de inversión.....	78
Tabla 33. Consumo de electricidad para hallar flujo de caja.....	78
Tabla 34. Producción de electricidad para hallar flujo de caja.....	78

LISTADO DE FIGURAS

Figura 1. Representación de consumo de energía a partir del petróleo a nivel mundial.....	8
Figura 2. Productos finales de la descomposición orgánica.....	10
Figura 3. Metodología conforme a los objetivos propuestos.....	12
Figura 4. Diagrama de bloques de la planta	13
Figura 5. Diagrama PFD de la planta	13
Figura 6. Diagrama esquemático de un reactor UASB.....	14
Figura 7. Generador eléctrico YDN POWER.....	27
Figura 8. Diagrama de bloques del balance de materia de la planta.....	27
Figura 9. P&ID TANQUE TK-100.....	29
Figura 10. P&ID REACTOR R-100.....	30
Figura 11. P&ID REACTOR R-101.....	31
Figura 12. P&ID REACTOR R-102.....	32
Figura 13. P&ID FILTRO F-100.....	33
Figura 14. P&ID DEPÓSITO DE GAS DE-100.....	34
Figura 15. Consumo de energía eléctrica del complejo hotelero suplida por la planta.....	35
Figura 16. Costos por zona de proceso en pesos colombianos.....	36
Figura 17. Flujo financiero del proyecto.....	37
Figura 18. Resultados del balance de COD en el reactor UASB diseñado.....	59
Figura 19. Resultados del balance de BOD en el reactor UASB diseñado.....	60
Figura 20. Resultados del balance de BOD en el filtro biológico.....	60
Figura 21. Resultados del balance de COD en el filtro de COD.....	61
Figura 22. Resultado del balance de masa del reactor de remoción de H_2S	62
Figura 23. Caída de presión de la bomba P-100 por la ecuación de Darcy.....	68
Figura 24. Caída de presión de la bomba P-101 por la ecuación de Darcy.....	68
Figura 25. Caída de presión de la bomba P-102 por la ecuación de Darcy.....	69

Figura 26. Caída de presión de la bomba P-103 por la ecuación de Darcy.....	69
Figura 27. Caída de presión de la bomba P-104 por la ecuación de Darcy.....	69
Figura 28. Caída de presión de la bomba P-105 por la ecuación de Darcy.....	69
Figura 29. Caída de presión de la bomba P-106 por la ecuación de Darcy.....	70
Figura 30. Bomba P-100 a P-106 del catálogo de la empresa HIDROSTAL.....	70
Figura 31. Bomba P-100 a P-106 del catálogo de la empresa HIDROSTAL.....	70
Figura 32. Cálculo de NPSHA y h.....	71
Figura 33. Numeración de líneas de succión y descarga.....	73

LISTADO DE ANEXOS

Anexo 1. Diseño de reactor UASB.....	42
Anexo 2. Diseño filtro de BOD.....	53
Anexo 3. Diseño filtro de COD.....	55
Anexo 4. Diseño filtro de H_2S	57
Anexo 5. Generador de energía.....	59
Anexo 6. Balances.....	59
Anexo 7. Caída de presión de filtro H_2S	66
Anexo 8. Dimensiones tanque.....	67
Anexo 9. Dimensiones bombas.....	68
Anexo 10. Dimensiones tuberías.....	73
Anexo 11. Costos.....	78
Anexo 12. P&ID tanque TK-100.....	80
Anexo 13. P&ID reactor R-100.....	78
Anexo 14. P&ID reactor R-101.....	79
Anexo 15. P&ID reactor R-102.....	80
Anexo 16. P&ID filtro de remoción de H_2S F-100.....	81
Anexo 17. P&ID depósito de gas DE-100.....	82
Anexo 18. PFD de la planta de producción de electricidad.....	83

DISEÑO CONCEPTUAL DE UN SISTEMA PARA LA GENERACIÓN DE ENERGÍA ELÉCTRICA A PARTIR DE AGUAS RESIDUALES DOMÉSTICAS VÍA DIGESTIÓN ANAEROBIA EN LA FINCA LOMA LA TRANCA EN EL DISTRITO DE PEDASÍ, PANAMÁ.

CONCEPTUAL DESIGN OF A SYSTEM FOR THE GENERATION OF ELECTRICAL ENERGY FROM DOMESTIC WASTEWATER VIA ANAEROBIA DIGESTION IN PROPERTY LOMA LA TRANCA IN THE DISTRICT OF PEDASÍ, PANAMA.

*Eliana Fernanda Niño Ramírez¹, Wendy Steffany Isaza Alvarado²
estudiantes de Ingeniería Química en Universidad de Bogotá Jorge Tadeo Lozano
Eliaanf.ninor@utadeo.edu.co¹, Wendys.isazaa@utadeo.edu.co².*

Resumen Ejecutivo: En esta investigación se tiene como fin el diseño de una planta de producción de energía eléctrica a partir de aguas residuales domésticas provenientes del hotel Universo Selva en Pedasí, distrito localizado en Panamá; en donde la energía eléctrica que podría producir el sistema es de 34,9 kWh por día, que abastecería el consumo de aproximadamente 6 personas, ahorrando del consumo energético total del complejo hotelero el 1,22%. Dichos valores se obtuvieron a partir del diseño de un reactor anaerobio UASB, filtros de BOD (demanda biológica de oxígeno), COD (demanda química de oxígeno) y de remoción de H_2S , en los cuales se tuvo en cuenta la normatividad ambiental permitida del efluente. Con las características del biogás obtenido, se seleccionó el generador adecuado para producir 34,9 kWh según el estudio. Asimismo, se realizaron los respectivos balances de materia y energía de cada uno de equipos diseñados, como a su vez el balance de costos de bombas, tuberías y accesorios para la posterior toma de decisiones por parte de la empresa solicitante, donde la inversión requerida asciende a \$19,437 PAB y la recuperación de la inversión se espera sea en 2 años, 8 meses y 24 días.

Palabras clave: Electricidad, planta, reactor anaerobio, costos.

Abstract: The purpose of this research is to design an electric power production plant from domestic wastewater from the Universo Selva in Pedasí, a district located in Panama; the system could produce 34,9 kWh per day, which means the plant can supply the consumption of approximately 6 people, saving the total energy consumption of the hotel complex 1,22%. These values were obtained from the design of an UASB anaerobic reactor, BOD (biological oxygen demand), COD (chemical oxygen demand) and H_2S removal filters, which also take into account the permitted environmental regulations of the effluent. With the characteristics obtained from the biogas, the appropriate generator was selected in order to produce 34,9 kWh according to the study. Likewise, balances of the matter and the energy of each of the equipment

designed (pipes, pumps, fittings, among others). As consequence, the above was taken into account for decision-making by the company, where the investment amounts to \$19,437 PAB and the recovery of the investment is expected in 2 years, 8 months and 24 days.

Keywords: Electricity, plant, anaerobic reactor, costs.

Introducción:

A raíz del compromiso internacional debido a la implementación del Protocolo de Kyoto en el año 1997 (del cual Panamá hace parte) se convirtió en una necesidad la búsqueda de un sustituto para el petróleo en términos de generación de energía, ya que es de suma importancia encontrar diferentes alternativas que suplan la demanda energética a menor costo o de manera mucho más eficiente que a su vez disminuya el impacto ambiental. Es por esto que a finales de los años 80 surge gracias al profesor Lettinga de la Universidad de Wageningen, Holanda, el desarrollo de la tecnología *Upflow Anaerobic Sludge Blanket* más conocida como “UASB”, que en castellano significa Manta de lodos anaerobios de flujo ascendente, que es un método de tratamiento directo de aguas residuales domésticas que funcionan de manera óptima en regiones tropicales debido a que a lo largo del año tienen condiciones de temperatura acordes para el tratamiento anaerobio. Dicho desarrollo tecnológico tuvo lugar en Cali, Colombia, donde con el apoyo de la empresa BIOTEC surge una filosofía de gestión integrada del agua y de la materia orgánica, *“Las aguas residuales contienen materia orgánica y nutrientes, y son en consecuencia una materia prima potencial para la producción agrícola y/o energética. Para que las políticas de descontaminación se vuelvan realidad en los países tropicales, casi siempre pobres, es necesario por un lado aprovechar las condiciones climáticas favorables, y por otro lado integrar dichas políticas en el desarrollo agrícola y energético de la región”*. (Conil P., 2007).

Según estadísticas del banco mundial, el consumo de electricidad generada a partir de petróleo en Panamá para el año 2015 asciende al 34,67%, cifra que se evidencia en la figura 1.

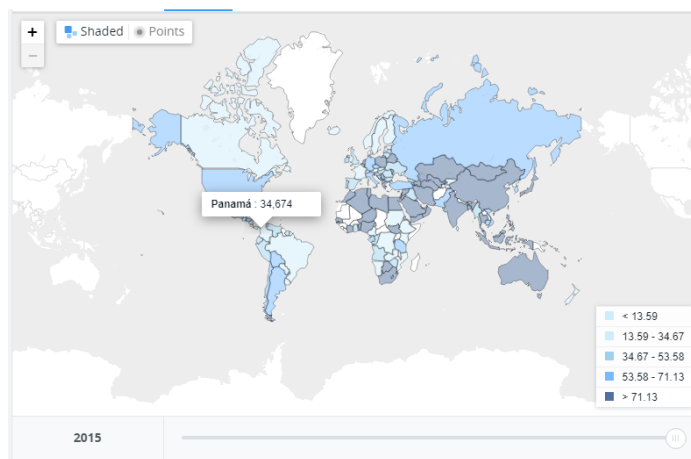


Figura 1. Representación de consumo de energía a partir del petróleo a nivel mundial. (Banco Mundial, 2015)

Los factores que ayudan a favorecer una buena producción de biogás, esto parte de un proceso eficiente de fermentación, que permita a las bacterias productoras de metano cumplir su actividad vital normal (latencia, crecimiento, muerte, etc.).(**Simposio Centroamericano Sobre Aplicaciones de Energía Biomásica, 1985**).

Las condiciones que un biodigestor debe cumplir para garantizar actividad vital normal en los microorganismos se describen a continuación:

1. Ambiente estrictamente anaerobio: Ya que la degradación de la materia orgánica en ambientes aerobios produce CO_2 , mientras que en ambientes anaerobios produce CH_4 , se debe garantizar que el digestor del proceso esté bien sellado y evite ingreso de oxígeno y también fugas. (**Simposio Centroamericano Sobre Aplicaciones de Energía Biomásica, 1985**)
2. Temperatura adecuada: Debido a que ésta afecta directamente la producción de biogás, una temperatura alta garantiza mayor producción. El rango de temperatura depende del tipo de microorganismo, oscilando entre 5 y 60°C. Dado que la temperatura ambiente en el lugar de ubicación de la planta está entre 22 y 28°C, considerando ésta como la temperatura de operación del biodigestor. (**Simposio Centroamericano Sobre Aplicaciones de Energía Biomásica, 1985**)
3. pH adecuado: La actividad biológica de las bacterias presentes en la materia orgánica se ve afectada por el pH, de manera que en caso de una mezcla errónea de materiales o un manejo inapropiado podría conducir a acumulación de los ácidos volátiles, generando un descenso en el pH, lo que reduciría la producción de biogás. (**Simposio Centroamericano Sobre Aplicaciones de Energía Biomásica, 1985**)
4. Agitación: La materia orgánica presente en las aguas residuales domésticas se dispone en tres capas cuando están en reposo, la primera capa se conoce como *capa superior o nata*, la cual contiene gran cantidad de nutrientes pero pocas bacterias para que la fermentación ocurra, la segunda se conoce como la *capa intermedia*, que está constituida por agua en su gran mayoría y pocos nutrientes, por último la *capa del fondo* que está formada por desechos producto de la sedimentación y tanto nutrientes como bacterias son abundantes. Como se puede evidenciar la sedimentación de los lodos impide la distribución homogénea de nutrientes y bacterias, por tanto la agitación constante garantiza un aumento en la producción de biogás. (**Simposio Centroamericano Sobre Aplicaciones de Energía Biomásica, 1985**)
5. Ácidos volátiles: La existencia de éstos indica cuánto alimento está disponible para la posterior formación de metano, sin embargo, cuando están presentes en gran concentración, envenena la mezcla y reducen el pH, disminuyendo la producción de biogás como se mencionó anteriormente. (**Simposio Centroamericano Sobre Aplicaciones de Energía Biomásica, 1985**)
6. Sólidos totales y sólidos volátiles: Los primeros son indicativo de la cantidad de materia prima seca y los segundos son la cantidad de materia orgánica presente en los sólidos totales. Ambos factores son importantes ya que pueden

generar una idea de la producción potencial del biogás.(**Simposio Centroamericano Sobre Aplicaciones de Energía Biomásica, 1985**)

Los desechos orgánicos tienen dos rutas de aprovechamiento, la aerobia y la anaerobia, como se puede observar en la figura 2. Durante el desarrollo de este proyecto el enfoque está directamente sobre la descomposición anaerobia.

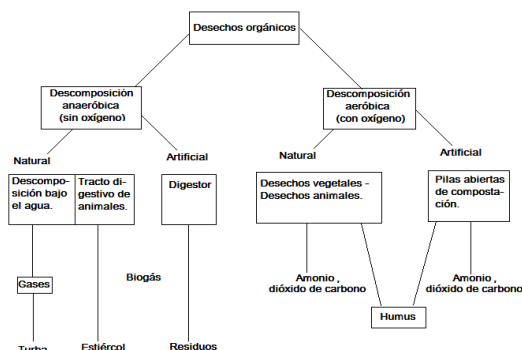


Figura 2. Productos finales de la descomposición orgánica (Simposio Centroamericano Sobre Aplicaciones de Energía Biomásica, 1985).

La empresa *Casas Ecológicas S.L.* identificada con RUC 155619962-2-2015, cuya razón social se enfoca en la construcción de casas y edificaciones con energía renovable, tiene en su planteamiento estratégico el desarrollo de un proyecto paralelo a su razón social llamado *Universo Selva*, que consiste en la construcción de un hotel sostenible, ubicado en treinta y cuatro (34) hectáreas de bosque virgen, en la finca “Loma La Tranca” en Oria Arriba, la provincia de Los Santos, en el distrito de Pedasí, a cuatro horas de la Ciudad de Panamá.

Como parte del proyecto turístico surge la necesidad de diseñar una zona de aprovechamiento de aguas residuales domésticas que pueda a su vez, generar subproductos utilizables para la generación de energía eléctrica del complejo urbanístico, con el propósito de reducir el impacto ambiental del mismo, asimismo teniendo en cuenta el cumplimiento de las normas ambientales de Panamá:

A partir del ministerio de comercio e industrias de Panamá, la dirección general de normas y tecnología industrial, junto con el reglamento técnico DGNTI-COPANIT 39-2000 las descargas de efluentes líquidos para la recolección de aguas residuales deben cumplir con los objetivos dirigidos a preservar los sistemas de recolección y procesos de tratamientos de aguas residuales de efectos contraproducentes como los siguientes (Ministerio de comercio e industrias, 2000):

- Daños al alcantarillado debido a la corrosión, incrustación y obstrucción.
- Formación de gases tóxicos o explosivos.
- Producción de olores desagradables.

La aplicación de este reglamento rige efluentes relacionados a actividades comerciales, domésticas e industriales, de igual manera, se tiene en cuenta la

condición socioeconómica y ambiental; los límites permisibles se pueden evidenciar en la tabla 1.

Tabla 1. Normas ambientales de aguas residuales en Panamá (Ministerio de Comercio e Industrias, 2011).

Característica	Límite máximo	Unidad
Temperatura	± 3 de la temperatura normal del sitio	°C
DQO	100-200	mg/L
DBO	35-50	mg/L
Sólidos disueltos	1000	mg/L
Sólidos suspendidos	300	mg/L
Sólidos totales	1500	mg/L

El diseño conceptual propuesto implica la elaboración de un diagrama de flujo del proceso sobre el que se realizarán los balances de masa y energía correspondientes para a partir de ellos determinar el costo de inversión de este tipo de infraestructura, asimismo la cantidad de energía que podrá obtenerse del sistema de tratamiento y qué porcentaje del consumo del hotel podrá suministrarse. Se considera de vital importancia el tratamiento de las aguas residuales domésticas provenientes del Hotel *Universo Selva*, ya que esto reduce el impacto ambiental, además de aprovechar los desechos orgánicos generados.

METODOLOGÍA Para el desarrollar los objetivos planteados, se pautan los puntos mostrados en el diagrama expuesto en la figura 3:

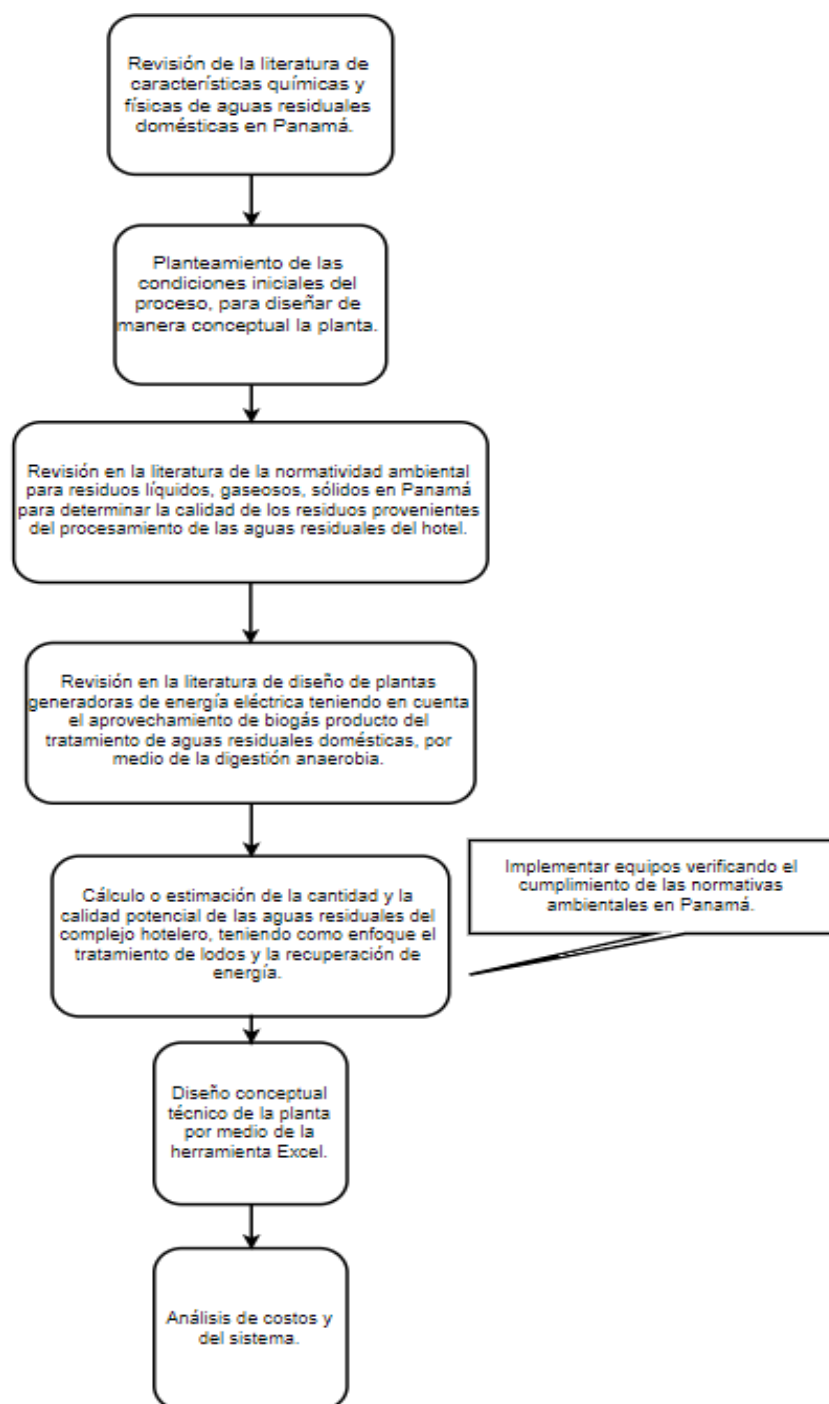


Figura 3. Metodología conforme a los objetivos propuestos.

RESULTADOS Y DISCUSIÓN

1. Diagrama de bloques de proceso.

Se desea diseñar de manera conceptual una planta de producción de energía eléctrica a partir de aguas residuales domésticas, para tal fin se realiza el diagrama de bloques del proceso (BFD) que se evidencia en la figura 4:

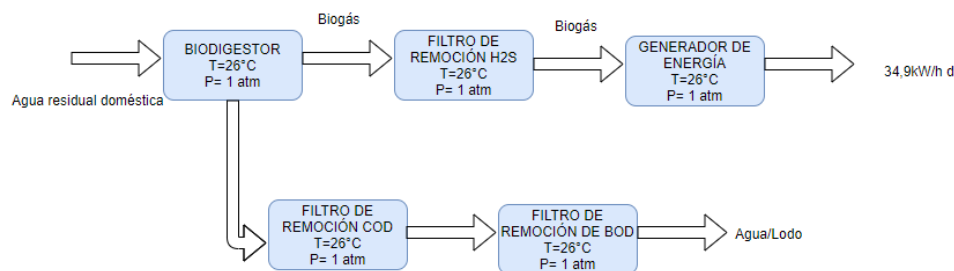


Figura 4. Diagrama de bloques de la planta de generación de energía eléctrica vía digestión anaerobia.

2. Diagrama de flujo de proceso.

A partir del diagrama de bloques se construye el diagrama de flujo de proceso (PFD), que indica de manera más específica las operaciones llevadas a cabo en el proceso. Dicho PFD se puede evidenciar en la figura 5. Para ver con mayor claridad el PFD ver **ANEXO 18**.

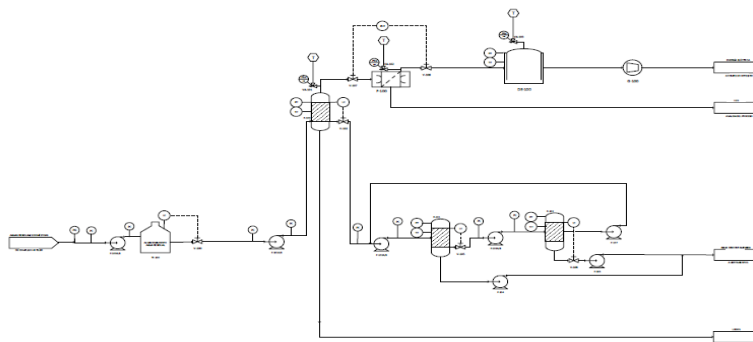


Figura 5. Diagrama PFD de la planta de generación de energía eléctrica vía digestión anaerobia.

3. Diseño de reactor UASB.

Para el diseño de la planta se parte de la búsqueda de un reactor que sea adecuado para el manejo de la materia orgánica a utilizar como recurso. El reactor acorde a estas necesidades es el UASB, ya que es usado para el tratamiento de aguas residuales domésticas, cuyos principios de operación son los siguientes:

1. El flujo ascendente asegura un contacto máximo entre el sustrato y la biomasa.
2. El lodo debe tener alta actividad metanogénica y un buen asentamiento, en lo posible debería ser granulado.
3. Para la degradación de la materia orgánica, se debe garantizar tiempos de residencia suficientes, lo cual permite la interacción entre los microorganismos y la materia orgánica.
4. El sistema debe tener un diseño que permita la adecuada separación del biogás, líquidos y sólidos.

En base a la figura 6, se procedió a diseñar el biodigestor.

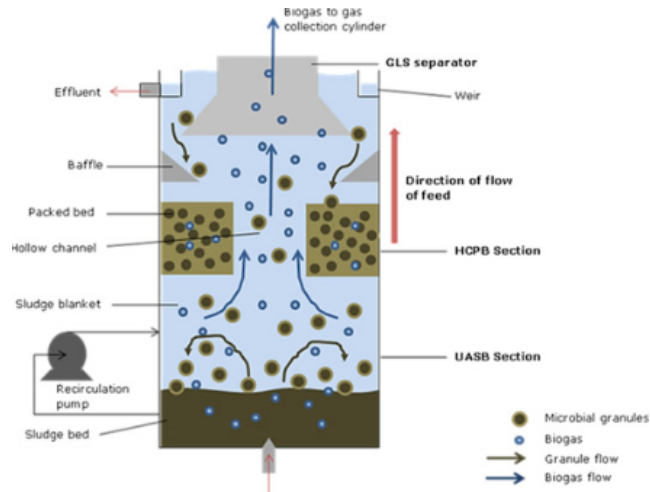


Figura 6. Diagrama esquemático de un reactor UASB (Chong, 2014).

En principio, se tuvieron en cuenta las siguientes variables:

- Población.
- Caudal.
- Concentración de Demanda Química de Oxígeno (COD).
- Concentración de Demanda Biológica de Oxígeno (BOD).
- Temperatura.
- Coeficiente de producción de sólidos.
- Coeficiente de rendimiento de sólidos en términos de COD.
- Concentración esperada de lodo de descarga.
- Densidad del lodo.

De la problemática a tratar se definen las variables anteriormente mencionadas, así:

- Población [Po] : Este valor es definido por la empresa, relacionando el número de personas que se espera en el hotel, que para el caso son 500 personas permanentes en promedio (dato proporcionado por los dueños).
- Caudal y caudal máximo [Q, Qmax] : Debido a que Panamá no registra información de caudales del agua residual doméstica dentro de las plantas de tratamiento de agua, se utilizan los resultados registrados en el proyecto de manejo integral de residuos generado por la actividad turística del hotel Charco Verde en Managua, Nicaragua (Salazar M, Gutiérrez P, 2007) que se efectúa para una capacidad total de 84 personas (entre empleados, propietarios y huéspedes), dichos datos son evidenciados en la tabla 2.

Tabla 2. Caudales por sector del complejo hotelero Charco Verde. (Salazar M, Gutiérrez P, 2007)

SECTOR DEL COMPLEJO HOTELERO	CAUDAL [L/d]
Vivienda propietarios	680
Gasto de los empleados en el hotel	680
Dormitorios de huéspedes	1200
Lavandería	2100
Alimentación en restaurante clientes	2040
Cocina (lavado de platos)	660
TOTAL	7360

Con el promedio de huéspedes esperados, se estima el caudal y caudal máximo de agua residual doméstica, por medio de las ecuaciones 1 y 2 presentadas a continuación.

$$Caudal = \frac{\#huéspedes \text{ del proyecto} * Caudal \text{ promedio (L/d)}}{\#personas \text{ que producen el caudal de referencia}} \quad (1)$$

$$Caudal \text{ máx} = Caudal * 1,8 \text{ (Lemos, 2007)}. \quad (2)$$

Con base en las ecuaciones previas, el cálculo tiene un valor de $44 \frac{m^3}{d}$ y el caudal máximo de $78,86 \frac{m^3}{d}$. **(Ver ítem 1 de ANEXO 1)**

Las variables iniciales para el diseño del reactor anaerobio, se definen en la tabla 2, en donde valores como las concentraciones iniciales de DQO y DBO, concentración esperada del lodo y coeficientes fueron asumidos a partir de rangos empíricos establecidos en la literatura como lo establece Lettinga, Van Lier, Mahmoud, Zeeman G y Lemos. A partir del documento elaborado por Lemos se realizó el diseño del bioreactor, en primera instancia por ser el más completo, adicionalmente se consideró un único diseño dado el hecho de que las bases de diseño en las cuales se basaron los demás artículos difería, por lo tanto, no era posible comparar los resultados entre los mismos.

Tabla 3. Valores iniciales para los parámetros base de diseño del reactor UASB.

Parámetro	Valor	Intervalo
Población [Po]	500	N.A.*
Caudal [Q] $\frac{m^3}{d}$	44	N.A.*
Caudal máximo [Qmax]	78,86	N.A.*
Concentración inicial de DQO [COD] (mg/L)	600	<1000
Concentración inicial de DBO [BOD] (mg/L)	350	<500
Temperatura de aguas residuales [T] (°C)	26	N.A.*

Coeficiente de producción de sólidos [Y] (KgTSS/KgCODappl)	0,15	0,1 - 0,2
Coeficiente de rendimiento de sólidos en términos de COD. [Yobs] (KgCODlodo/KgCODapp)	0,21	0,11 - 0,23
Concentración esperada del lodo de descarga. [Cs] (%)	4	≥ 4
Densidad del lodo. [γ] (Kg/m ³)	1020	1000 a 1020

N.A.* : No Aplica.

Por medio de los datos iniciales de la tabla 3, se estimaron las variables con mayor relevancia en el diseño del reactor, las cuales se asumieron en un promedio de los valores establecidos para el diseño de reactores UASB, como lo expone en su trabajo Lemos, en el caso del tiempo de retención y la tasa de carga hidráulica volumétrica se tomaron los valores máximos, teniendo en cuenta que se presente el escenario más perjudicial que afecte el diseño del reactor, los datos se encuentran compilados en la tabla 4.

Tabla 4. Variables de diseño del reactor UASB (Lemos, 2007).

Variable	Valor numérico	Unidades
Carga de COD en el afluente (L_o)	26,4	$\frac{kg\ COD}{d}$
Tiempo de retención (t)	4,8	h
Volumen del reactor (V)	9	m^3
Cantidad de módulos de reactores (N)	2	-
Volumen de cada módulo (V_u)	4,38	m^3
Área de cada módulo (A_u)	0,73	m^2
Carga hidráulica volumétrica (V_{HL})	5	$\frac{m^3}{m^3*d}$
Tasa de carga orgánica volumétrica (L_v)	3	$\frac{kgCOD}{m^3*d}$
Carga de COD aplicada al sistema (COD_{app})	26,29	(kgCOD/d)
Producción de sólidos en el sistema (P_s)	3,9	(kgTSS/d)
Producción volumétrica de lodo (V_s)	0,966	$\frac{m^3}{d}$
Tasa de carga biológica por unidad de biomasa presente (L_s)	1,23	$\frac{kgCOD}{kgVS*d}$

Para una mayor comprensión de los resultados obtenidos en la tabla 3, se expone a continuación las ecuaciones implementadas en los respectivos cálculos.

La carga de COD en el afluente (L_o), es una variable de vital importancia, puesto que por medio de ésta se puede medir la cantidad de sustancias que llegan a ser susceptibles a oxidarse por compuestos químicos presentes en el torrente de agua, motivo por el cual se efectúa el cálculo a partir de la ecuación 3. **(Ver ítem 2 de ANEXO 1)**

$$L_o = S_o * Q \quad (3)$$

Donde S_o es la concentración inicial de COD en kg/m³.

Para el estimado del volumen del reactor (V) a partir de la ecuación 4 **(Ver ítem 3 de ANEXO 1)**, se toma un tiempo de retención hidráulico que se ajuste a la temperatura del agua residual, como se puede evidenciar en la tabla 5 (Lemos, 2007).

$$V = Q * t \quad (4)$$

Tabla 5. Recomendaciones del tiempo de retención hidráulico para reactores UASB tratando aguas residuales domésticas (Lemos, 2007).

Temperatura de aguas residuales (°C)	Tiempo de retención hidráulica (h)	
	Promedio diario	Mínimo (durante 4-6 horas)
16 a 19	>10 a 14	>7 a 9
20 a 26	>6 a 9	>4 a 6
>26	>6	>4

Por lo cual debido a que se tomó para el agua residual una temperatura de 26 °C (temperatura ambiente de Pedasí), se seleccionó un valor de 4,8 horas, este valor es sugerido debido a que valores menores pueden intervenir de forma negativa en el funcionamiento del sistema de la siguiente manera (Lemos, 2007):

- La biomasa puede llegar a perderse de manera excesiva, que es generado por las altas velocidades de flujo ascendente dentro de los compartimientos de digestión.
- El tiempo de retención de sólidos puede llegar a disminuir y causar a su vez una disminución en el grado de estabilización del sólido.
- El tiempo de residencia de la biomasa pasa a ser más grande que su tasa de crecimiento.

Se procede a tomar un número de módulos en el reactor de tal forma que faciliten la distribución de los compartimientos dentro del reactor, de manera iterativa se concluye que se deben usar sólo 2, debido a que el número de módulos está directamente ligado a la velocidad de flujo y la distribución de las aguas residuales domésticas en el

área superficial de cada módulo. Al definir este dato, se realizó el cálculo del volumen de cada módulo (V_u) en base al volumen total del reactor (V), por medio de la ecuación 5. (**Ver ítem 4 de ANEXO 1**)

$$V_u = \frac{V}{N} \quad (5)$$

Para lograr velocidades de flujo ascendente de 1m/h o superiores, como recomienda la literatura (Lemos, 2007), es necesario que la altura total del reactor esté en un rango entre 3-6 m, por tanto, se toma un valor para la altura de 6 m, con el fin de obtener el área de cada módulo (A_u), como se muestra en la ecuación 6. (**Ver ítem 4 de ANEXO 1**)

$$A_u = \frac{V_u}{H} \quad (6)$$

Para corroborar los datos de área, volumen y tiempo de retención, se realizó el cálculo respectivo con base en las ecuaciones 7, 8 y 9 (**Ver ítem 5 de ANEXO 1**).

$$A_t = N * A \quad (7)$$

$$V_t = A_t * H \quad (8)$$

$$t = \frac{V_t}{Q} \quad (9)$$

Donde A_t es el área total (m^2), N el número de módulos y A el área de cada módulo (A_u) V_t es el volumen total del reactor UASB (m^3) y t es el tiempo de retención.

A partir de las ecuaciones anteriores, se encuentra la carga hidráulica volumétrica (VHL) que es la cantidad de materia orgánica cargada diariamente al reactor por unidad de volumen, cálculo realizado a partir de la ecuación 10. (**Ver ítem 6 de ANEXO 1**).

$$VHL = \frac{Q}{V_t} \quad (10)$$

Asimismo, se calculó la carga de COD (L_v) aplicada al sistema, por medio de la ecuación 11. (**Ver ítem 7 de ANEXO 1**). (Lemos, 2007):

$$L_v = \frac{Q * S_o}{V} \quad (11)$$

La carga de COD aplicada al sistema es importante puesto que garantiza la cantidad real de COD que hay en el caudal disponible. Para saber la cantidad se implementa la ecuación 12. (**Ver ítem 8 de ANEXO 1**).

$$COD_{app} = Q * COD \quad (12)$$

Como la producción de sólidos en el sistema, está ligada a la densidad del lodo y la concentración esperada a la descarga, se efectuó el cálculo por medio de la ecuación 13. **(Ver ítem 9 de ANEXO 1).**

$$P_s = Y * COD_{app} \quad (13)$$

Donde Y es el coeficiente de producción de sólidos en kgTSS/kgCOD_{appl} y COD_{app} es la carga de COD aplicada al sistema en kgCOD/d.

Del cálculo de la producción de sólidos en el sistema, se procede a encontrar la producción volumétrica de lodo por medio de la ecuación 14. **(Ver ítem 10 de ANEXO 1).**

$$V_s = \frac{P_s}{\gamma * C_s} \quad (14)$$

Donde: γ es la densidad del lodo en $\frac{Kg}{m^3}$ y C_s es la concentración esperada de lodo a la descarga en %.

De igual forma, se calculó la tasa de carga biológica por unidad de biomasa presente (L_s), con ayuda de la ecuación 15. **(Ver ítem 11 de ANEXO 1).**

$$L_s = \frac{Q * S_o}{M} \quad (15)$$

En donde M es la masa de los microorganismos presentes en el reactor ($KgVS/m^3$).

Ahora se procede a estimar la masa de los microorganismos presentes en el reactor, pero antes es importante definir el número de compartimientos de digestión, para este caso se tomaron 5 compartimientos. Los valores que se evidencian en la tabla 6 corresponden al volumen de cada compartimiento en m^3 y a la concentración empírica de microorganismos comprendida en ese volumen **(Lemos, 2007).**

Tabla 6. Valores de volumen y concentración de cada compartimiento de digestión para estimar el valor de la masa de cada compartimiento.

Volumen	Valor	Unidades	Concentración	Valor	Unidades
V1*	1,26	m^3	C1**	50,2	kg/m^3
V2*	1,26	m^3	C2**	45,5	kg/m^3
V3*	1,26	m^3	C3**	35,1	kg/m^3
V4*	1,26	m^3	C4**	10,5	kg/m^3
V5*	1,26	m^3	C5**	7	kg/m^3

*Donde V1, V2, V3, V4 y V5 corresponden al volumen en cada compartimiento (5 es el total de compartimientos).

Donde C1, C2, C3, C4 y C5 corresponden a las concentraciones de microorganismos en cada compartimiento (5 es el total de compartimientos) **(Lemos, 2007).

El volumen de cada compartimiento se calculó respecto al porcentaje de volumen total del reactor que ocupa el área de digestión, que para este caso corresponde al 70%, por tanto el volumen correspondiente para cada compartimiento de digestión es $1,26 \text{ m}^3$. **(Ver ítem 12 de ANEXO 1)**

Por medio de la ecuación 16 y los valores de la tabla 7, se realizó el cálculo de la masa de cada compartimiento de digestión: **(Ver ítem 13 de ANEXO 1)**

$$M = V * C \quad (16)$$

Tabla 7. Valores de masa de cada compartimiento de digestión.

Masa	Valor	Unidades
M1	63,252	Kg
M2	57,33	Kg
M3	44,226	Kg
M4	13,23	Kg
M5	8,82	Kg

En la tabla 7 se consignaron los valores hallados para cada compartimiento según su concentración y volumen. De la tabla 7 se calculó la masa total del compartimiento de digestión, por medio de la ecuación 17: **(Ver ítem 14 de ANEXO 1)**.

$$M_T = \sum M \quad (17)$$

Con el valor de la masa total ($186,86 \text{ kg}$), se calculó la masa a razón del volumen total del reactor, con la ecuación 18. **(Ver ítem 15 de ANEXO 1)** Tomando un valor de $21,33 \frac{\text{kgVS}}{\text{m}^3}$.

$$M = \frac{M_T}{V} \quad (18)$$

La velocidad de la corriente ascendente del líquido se calculó con la ecuación 19, en donde se adquirió un valor de $1,25 \frac{\text{m}}{\text{h}}$. **(Ver ítem 16 de ANEXO 1)**

$$v = \frac{Q}{At} \quad (19)$$

Del mismo modo se puede calcular la velocidad de flujo ascendente cuando se utiliza el caudal máximo, con el cual se obtuvo un valor de $2,25 \frac{\text{m}}{\text{h}}$. **(Ver ítem 16 de ANEXO 1)**

La eficiencia del reactor en base a la remoción de COD y BOD se calcularon teniendo en cuenta el tiempo de retención hidráulico, por medio de la ecuación 20 para COD en donde se obtuvo un valor de 60,73% y de 68,05% para BOD a partir de la ecuación 21. **(Ver ítem 17 de ANEXO 1)**

$$E_{COD} = 100 * (1 - 0,68 * t^{-0,35}) \quad (20)$$

$$E_{BOD} = 100 * (1 - 0,7 * t^{-0,5}) \quad (21)$$

Posteriormente se calcularon las concentraciones de COD y BOD en el efluente, con ayuda de la ecuación 23, de donde se encontraron valores de $235,65 \frac{mg}{L}$ y $111,83 \frac{mg}{L}$ respectivamente. **(Ver ítem 18 de ANEXO 1)**

$$C_{effl} = S_o - (\frac{E * S_o}{100}) \quad (22)$$

La cantidad de COD que es convertida a metano se calculó a partir de la ecuación 23. En donde se obtuvo que el $10,44 \frac{kg CH_4}{d}$ se convierte a metano **(Ver ítem 19 de ANEXO 1)**.

$$COD_{CH_4} = Q * (S_o - S) - Y_{OBS} * Q * S_o \quad (23)$$

Donde, Y_{OBS} es el coeficiente de producción de sólidos en el sistema en términos de COD, S es la concentración de COD en el efluente ($kgCOD/m^3$).

A partir del cálculo anterior, se procedió a calcular $K_{(t)}$ que es el factor de corrección del COD (Demanda química de oxígeno) consumido o alimentado, por efecto de la temperatura de operación del reactor, como se observa en la ecuación 24, en donde se consiguió un valor de $2,6 \frac{kgCOD}{m^3}$ **(Ver ítem 20 de ANEXO 1)**.

$$K_{(t)} = \frac{P * K_{COD}}{R * (273 + T)} \quad (24)$$

Donde K_{COD} que es el peso molecular por mol de COD, P es la presión atmosférica, T que es la temperatura de operación del reactor ($^{\circ}C$) y R es la constante de los gases ($atm * L/mol * K$).

A continuación, se procedió a calcular la producción volumétrica de metano, obteniendo un valor de $4,02 \frac{m^3 CH_4}{d}$ **(Ver ítem 21 de ANEXO 1)**

El caudal del biogás se calculó a partir del porcentaje de metano en el biogás, reportado para aguas residuales de domésticas, el cual corresponde a 75% **(Lemos, 2007)** como se evidencia en la ecuación 25, la cual arrojó un valor de $5,37 \frac{m^3}{d}$ **(Ver ítem 22 de ANEXO 1)**.

$$Q_g = \frac{Q_{CH_4}}{0,75} \quad (25)$$

La tasa de liberación de biogás se calculó a partir de la producción de gas que se espera (Q_g), junto con el área de líquido-gas (A_g), para este último cálculo, se empleó la ecuación 26, en donde se obtuvo un valor de $0,0054 m^2$ **(Ver ítem 23 de ANEXO 1)**.

$$A_g = l_t * w_g \quad (26)$$

Donde l_t es la longitud total del gas colector (m) y w_g es el ancho de la parte superior del gas.

A partir del cálculo anterior, se continuó con el cálculo de la tasa de lanzamiento de gas (k_g) en los colectores según la ecuación 27 mostrada a continuación y la cual arrojó un valor de $41,52 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{h}$ (**Ver ítem 24 de ANEXO 1**).

$$k_g = \frac{Q_g}{A_g} \quad (27)$$

La tratabilidad de aguas residuales también se puede expresar como COD_{bd} , que hace referencia a la porción total de COD_{tot} presente en los residuos que biológicamente pueden ser degradados bajo condiciones anaeróbicas. Éste se halló por medio de la ecuación 28, con un valor de $60,73\%$ (**Ver ítem 25 de ANEXO 1**).

$$\%COD_{bd} = \frac{COD_{bd}}{COD_{TOT}} * 100 \quad (28)$$

La concentración de sólidos suspendidos en el efluente (SS), debe permanecer entre 40 y 140 mg/L, su respectiva ecuación se muestra a continuación, su resultado es de $70 \frac{\text{mg}}{\text{L}}$ (Lemos, 2007) (**Ver ítem 26 de ANEXO 1**).

$$SS = 102 * t^{-0,24} \quad (29)$$

3.1. Dimensionamiento del compartimiento de sedimentación:

- **Longitud equivalente de las aperturas (Ltt):**

Para calcular la longitud equivalente de las aperturas simples(Ltt), se tuvieron en cuenta dos variables principales que son el número equivalente de aperturas simples (#as) y la longitud de cada apertura (La); la respectiva ecuación se muestra a continuación cuyo valor obtenido es de $2,534\text{m}$ (**Ver ítem 27.A de ANEXO 1**).

$$Ltt = La * \#as \quad (30)$$

El área total de las aperturas se calculó a partir del ancho de las aperturas (Wa) y la longitud de las aperturas simples. Este cálculo se efectuó según la ecuación 31 de la cual se obtuvo un valor de $0,92\text{m}^2$ (**Ver ítem 27.B de ANEXO 1**).

$$Att = Ltt * Wa \quad (31)$$

A continuación, por medio de la ecuación 32, se procedió a calcular la velocidad a través de la apertura para el caudal promedio obteniendo un valor de $1,99 \frac{\text{m}}{\text{h}}$, y para el

caudal máximo un valor de $3,6 \frac{m}{h}$, ambos inferiores a los límites sugeridos por la literatura que son 2,3m/h y 4,2 m/h respectivamente. **(Ver ítem 27.C de ANEXO 1).**

$$Va = \frac{Q}{At} \quad (32)$$

- **Sedimentadores:**

La longitud total de los sedimentadores (L_{ss}), se calculó a partir del número de compartimentos (#comp) y la longitud de cada sedimentador (L_s), como se observa en la ecuación 33, en donde se obtuvo un valor de 8,8m (Lemos, 2007) **(Ver ítem 28.A de ANEXO 1).**

$$L_{ss} = \#comp * L_s \quad (33)$$

El ancho de cada compartimento (W_s) fue calculado teniendo en cuenta el número de separadores trifásicos(#sep), como se muestra a continuación **(Ver ítem 28.B de ANEXO 1).** Según este cálculo el ancho de cada compartimento es de 0,025m.

$$W_s = \frac{L_s}{\#sep} \quad (34)$$

El ancho efectivo de cada decantador W_e , fue hallado según la siguiente ecuación, la cual arrojó un valor de 0,0148m **(Ver ítem 28.C de ANEXO 1).**

$$W_e = W_{gg} - W_s \quad (35)$$

En donde W_{gg} es el ancho de cada colector de gas.

El área total de los sedimentadores (A_s), se muestra en la ecuación 36, para la cual se obtuvo un valor de $0,019m^2$ **(Ver ítem 28.D de ANEXO 1).**

$$A_s = L_{ss} * W_e \quad (36)$$

Finalmente, con el fin de verificar las tasas de carga superficial de los sedimentadores (V_{ss}) se debe tener en cuenta que, para el caudal promedio, este valor debe encontrarse entre 0,6 y 0,8 m/h. Para el caudal máximo, debe ser inferior a 1,2m/h. Al aplicar la ecuación 37 se obtuvo valor de $0,7 m/h$ para el caudal promedio y $1,26 m/h$ para el caudal máximo **(Ver ítem 28.D de ANEXO 1).**

$$V_{ss} = \frac{Q}{A_s} \quad (37)$$

3.2. Distribución de aguas residuales influentes.

El número de distribuciones de los tubos (N_d), fue calculado según la ecuación mostrada a continuación, a partir de la cual se obtuvo un espacio entre tubos de 2 (**Ver ítem 29.A de ANEXO 1**)

$$N_d = \frac{A_t}{A_d} \quad (38)$$

En donde el valor del área de influencia por tubo de distribución (A_d), se tomó de la literatura, A_t es el área de cada módulo.

Finalmente, se calculó el número de tubos por módulo (T_d), estableciendo que se requiere 1 tubo por cada módulo (**Ver ítem 29.B de ANEXO 1**).

$$T_d = \frac{N_d}{N} \quad (39)$$

En donde N es el número de módulos.

4. Diseño del Filtro Biológico:

Debido a que la corriente líquida de salida del reactor UASB tiene una concentración de BOD de 111,83 mg/L y ésta excede el límite permitido, que equivale a 35-50 mg/L para la descarga de efluentes líquidos a cuerpos receptores, estipulado por el Reglamento Técnico DGNTI-COPANITRT-35-2011 de la Comisión Panameña De Normas Industriales Y Técnicas (COPANIT) del Ministerio de Comercio e Industrias de Panamá, (Ministerio de Comercio e Industrias, 2011) se realiza el diseño de un filtro biológico que remueve el BOD en exceso. En la tabla 8 se pueden observar las dimensiones calculadas para el filtro y los respectivos cálculos se pueden evidenciar en el **ANEXO 2**.

Tabla 8. Valores calculados para el dimensionamiento del filtro biológico

Parámetros	Valores	Unidades
Carga orgánica del influente al reactor UASB (Lo-UASB)	15,33	$kgBOD/d$
Volumen filtro (V)	9,13	m^3
Profundidad del lecho (H)	1,45	m
Área del filtro (A)	6,29	m^2
Volumen del lecho empacado (Vpd)	6,29	m^3
Tasa de carga hidráulica (HLR)	6,96	$m^3/m^2 * d$
Tasa de carga hidráulica máxima (HLRmáx)	8,35	$m^3/m^2 * d$
Tasa de carga orgánica aplicada al filtro (Lv)	0,54	$(KgCOD/m^3 * d)$
Tasa de carga orgánica aplicada al lecho empacado (Lvdp)	0,78	$(KgCOD/m^3 * d)$
Eficiencia del filtro (E)	61,09	%

Concentración final de BOD	43,51	$\frac{mg}{L}$
----------------------------	-------	----------------

Con el resultado de la concentración final de BOD en el efluente del filtro correspondiente a 43,51 mg/L, se cumple con la norma estipulada por el Reglamento Técnico DGNTI-COPANITRT-35-2011 de la Comisión Panameña De Normas Industriales Y Técnicas (COPANIT) del Ministerio de Comercio e Industrias de Panamá, (Ministerio de Comercio e Industrias, 2011) y por tanto no se adiciona ningún filtro adicional.

5. Diseño del Filtro de remoción de COD.

Como en el caso del BOD, la corriente líquida de salida del reactor UASB tiene una concentración de COD de 235,63 mg/L y ésta también excede el límite permitido, que corresponde a 100-200 mg/L para la descarga de efluentes líquidos a cuerpos receptores, estipulado por el Reglamento Técnico DGNTI-COPANITRT-35-2011 de la Comisión Panameña De Normas Industriales Y Técnicas (COPANIT) del Ministerio de Comercio e Industrias de Panamá (Ministerio de Comercio e Industrias, 2011), se realizó el diseño de un filtro que remueve el COD excedido. En la tabla 9 se pueden observar las dimensiones calculadas para el filtro y los respectivos cálculos se pueden evidenciar en el **ANEXO 3**.

Tabla 9. Valores calculados para el dimensionamiento del filtro de remoción de COD.

Parámetros	Valores	Unidades
Volumen filtro (V)	20,08	m^3
Profundidad del lecho (H)	3,45	m
Área del filtro (A)	5,82	m^2
Volumen del lecho empacado (Vpd)	17,46	m^3
Tasa de carga hidráulica (HLR)	7,53	$m^3/m^2 * d$
Tasa de carga hidráulica máxima (HLRmáx)	9,03	$m^3/m^2 * d$
Tasa de carga orgánica aplicada al filtro (Lv)	0,51	$(KgCOD/m^3 * d)$
Tasa de carga orgánica aplicada al lecho empacado (Lvdp)	0,59	$(KgCOD/m^3 * d)$
Eficiencia del filtro (E)	73,77	%
Concentración final de BOD	61,81	$\frac{mg}{L}$

Este valor es inferior al rango establecido por el reglamento (100-200 mg/L), pero hay que recordar que los valores estipulados en esta norma son máximos, por tanto la concentración final cumple con la norma.

6. Diseño del Filtro de Remoción de H_2S

El H_2S es un compuesto incoloro producto del metabolismo de microorganismos anaerobios, que al mezclarse con aire se vuelve inflamable, se caracteriza por poseer olor a putrefacción, es soluble en agua, formando un ácido débil y es tóxico en un límite de 5 ppm, por lo tanto, se considera imperante su remoción.

Existen diferentes tecnologías fisicoquímicas desarrolladas para remover este gas, dentro de los cuales se encuentran reacciones químicas, adsorción, entre otras, sin embargo dado su alto consumo de insumos, se optó por emplear el método de la caja seca (recipiente con viruta de hierro en su interior que actúa como lecho poroso, por donde se hace pasar el biogás el cual reacciona con el metal y queda depositado en el lecho) (Burbano, 2006).

En este caso se diseñó un lecho fijo de forma cilíndrica, en tubería de pvc (material que no se ve afectado por el ácido sulfhídrico) recubierta, de modo de que no se vea afectada por la luz solar. La torre se empaca con óxido de hierro como medio absorbente, ya que es económico y fácil de adquirir. Para el presente diseño en la tabla 10 se muestran los respectivos parámetros, los cálculos pueden ser evidenciados en el **ANEXO 4**.

Tabla 10. Variables involucradas en el diseño del Filtro de remoción de H_2S .

Variable	Valor	Rango	Unidad
Q [Caudal de biogás]	224	N.A.	(L/h)
T [Temperatura]	26	N.A.	°C
Cs [Concentración H_2S]	0,23	< 0,005	g/L
P [Presión]	12	10 - 12	cm.c.a. (Centímetro de columna de agua)
De [Densidad efectiva del sólido (FeO)]	5,2	N.A.	$\frac{g}{cm^3}$
Di [Diámetro interno del cilindro]	5	5 - 7,5	cm
Dig [Diámetro interno del cilindro (aprovechamiento de gas)]	5,37	N.A.	cm
Hg [Altura efectiva (Aprovechamiento de gas)]	145	N.A.	cm
Volumen del cilindro (V)	2307,09	N.A.	cm^3
Área transversal del cilindro (A)	19,63	N.A.	cm^2
Altura efectiva (H)	1,28	N.A.	m
Velocidad (v)	0,032	N.A.	m/s
Flujo másico de óxido ferroso (w)	23139	N.A.	$g\ FeO/día$
Volumen de FeO (Vf)	9423,07	N.A.	cm^3
Área transversal del cilindro (A)	98,52	N.A.	cm^2
Altura efectiva (He)	0,0142	N.A.	m^3

Tiempo de retención (t)	28	N.A.	s
Velocidad corregida (v)	0,053	N.A.	m/s

7. Generador de energía

Debido a la cantidad de biogás generado en el reactor UASB, se calculó la energía que se esperaba obtener, teniendo en cuenta las siguientes relaciones:

1. $Q \text{ Biogás} = 5,37 \frac{m^3}{\text{día}}$
2. $1 m^3 \text{ biogás} = 6,5 kWh$

Con base en dichas relaciones se estimó que se pueden generar $34,9 kWh \text{ por día}$ (Zorg, 2010)(**Ver ANEXO 5**). A partir de esta energía final encontrada se procede a la selección del generador que funcione con biogás y pueda dar como resultado final la energía eléctrica esperada. Por tanto se elige la implementación de un generador eléctrico marca YDN POWER (figura 7), el cual es alimentado con biogás y produce hasta 40kw/50kva, utiliza como fluido de refrigeración agua y opera a velocidad de 1500/1800 rpm; se elige además este modelo ya que se considera silencioso (nivel de ruido de 75 dba), lo que permite ubicarlo cerca al hotel.



Figura 7. Generador eléctrico YDN POWER (Alibaba, 2018).

8. Balance de masa.

Los balances de masa de la planta se muestran compilados en la figura 8, los cálculos correspondientes a cada equipo, se muestran en el **ANEXO 6**.

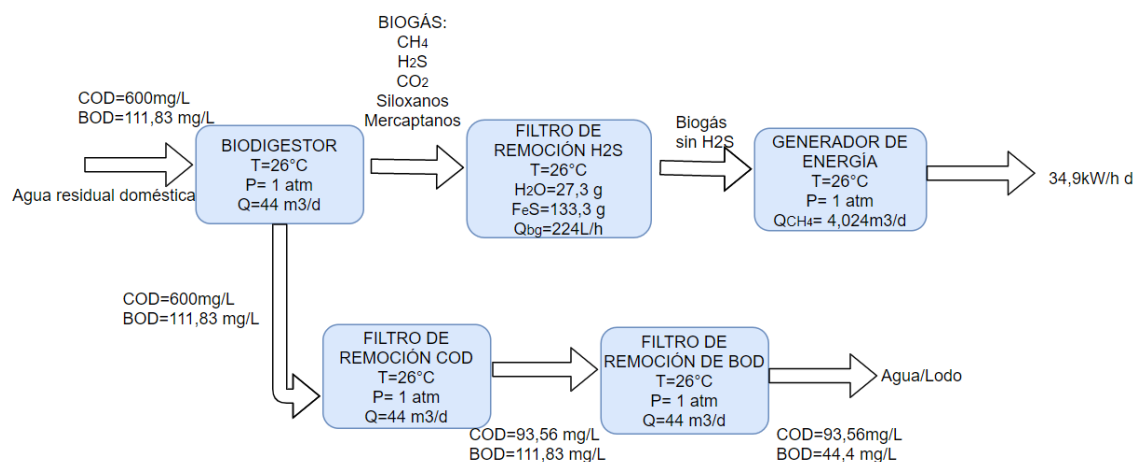


Figura 8. Diagrama de bloques del balance de materia de la planta.

9. Balance de energía.

La elaboración de balances de energía se realizó con el fin de identificar el requerimiento energético en cada equipo, por lo tanto, según los calores de reacción, se determinó si era necesario implementar chaquetas térmicas en los mismos a partir de la temperatura de salida, así mismo se tuvo en cuenta la temperatura del proceso (26°C); los respectivos se evidencian en el **ANEXO 6**. La tabla 11 muestra el resultado de los balances de energía:

Tabla 11. Balances de energía

Equipo	Reacciones	Cp (J/g*K)	Calor de rxn (Kcal/Kgmole)	Temperatura de salida (°C)
UASB	ACIDOGÉNESIS	4,184	-1,87E+05	26,042
	ACIDOGÉNESIS			
	ACIDOGÉNESIS			
	ACETOGÉNESIS			
	ACETOGÉNESIS			
	ACETOGÉNESIS			
	METANOGÉNESIS			
	METANOGÉNESIS			
Filtro de remoción de H2S	OXIDACIÓN	87,414	-3,85E+00	26

A partir de tabla anterior se determinó que las reacciones correspondiente a cada equipo son exotérmicas, adicionalmente la temperatura inicial y final fueron las mismas, por lo tanto, no hubo la necesidad de implementar chaquetas térmicas en dichos equipos.

10. Caída de Presión en el filtro de remoción de H₂S.

Al emplear la ecuación de Ergun, la caída de presión en el lecho fluidizado se considera despreciable, debido a que se obtuvo un equivalente a $0,0011 \frac{\text{atm}}{\text{m}}$, los parámetros y cálculos utilizados para asegurar dicha información se pueden evidenciar en el **ANEXO 7**.

11. Dimensionamiento del tanque TK-100.

A partir de la información obtenida en el **ANEXO 8**, se realizó cotización con la empresa Tarsco del tanque de almacenamiento. Dicha empresa es especializada en tanques de almacenamiento en acero destinados para plantas que involucran el proceso de digestión anaerobia, para lo cual la empresa suministra el siguiente tanque con dimensiones 24,62 ft de ancho x 20,88 ft de altura con capacidad nominal total de $281,2 \text{ m}^3$ y un volumen utilizable de $244,26 \text{ m}^3$ a una gravedad específica de 1,33 pulgadas de francobordo, tipo de cubierta de 2:12 techo (comp/anillo de tensión), tipo de suelo con piso de acero plano, de construcción tipo atornillado.

Los accesorios incluidos en el tanque son una barandilla (parcial), un indicador de nivel para el líquido, una escotilla de acceso al techo de 24", un cono de vertedero de 4", sillines de anclaje, ventilación central, ensamblaje de escalera enjaulada sin sistema de protección contra caídas (no cumple con OSHA, una cubierta de lavado 24 "x 46" pesada (1/2 ")), brida de 3" y brida de 4 ".

12. Dimensionamiento de bombas P-100, P-101, P-102, P-103, P-104, P-105, P-106.

Las bombas que se diseñaron, cumplen con el propósito de transportar los fluidos dentro de la planta. A partir del **ANEXO 9**, se procedió a buscar en proveedores las bombas que cumplieran con un NPSHA de 10,02m. Debido a que todas las bombas y los equipos operan a presión atmosférica, se seleccionó la bomba 40-250 de la empresa HIDROSTAL.

13. Diagramas de instrumentación y tubería P&IDs.

A partir de los diseños realizados para los equipos en secciones anteriores, se procede a realizar los planos de instrumentación y tubería de los equipos.

13.1. PLANO 1 TANQUE TK-100: En la figura 9 se puede observar el diagrama de instrumentación y tubería del tanque de almacenamiento de aguas residuales domésticas provenientes del complejo hotelero. Para evidenciar con mayor claridad el plano, ver **ANEXO 12**.

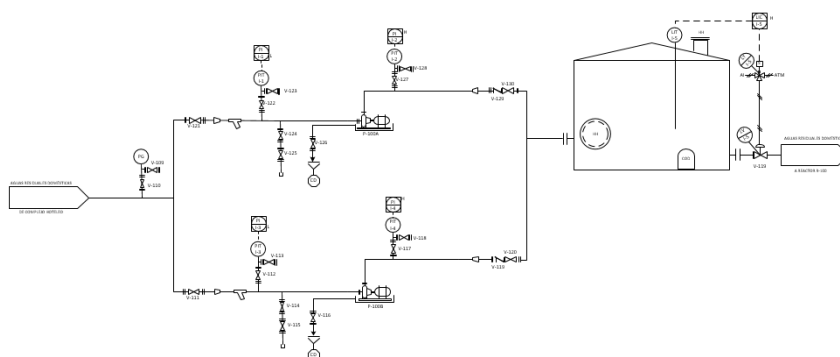


Figura 9. P&ID TANQUE TK-100.

En el plano 1 expuesto en la figura 9, se puede evidenciar que el tanque TK-100 cuenta con dos bombas, la principal P-100A y su respectivo respaldo P-100B, cada una de las bombas cuenta con un indicador de presión antes y después de la misma, por consiguiente se tienen cuatro indicadores de presión. Estos cuatro indicadores de presión están conectados a una alarma cada uno, los que se encuentran antes de la bomba tienen alarma por bajo nivel y los que están después de la bomba tienen alarma por alto nivel, dichas alarmas sirven para monitorear que el flujo efectivamente sea continuo desde la línea de tubería de abastecimiento hasta el tanque TK-100. Al final de estas líneas de bombeo, se cuenta con dos válvulas de cheque que no permiten que haya reflujo en la línea de alimentación. Finalmente el tanque TK-100 cuenta con un lazo de control de nivel que tiene como fin el control del alto nivel, haciendo que un indicador de nivel dentro del tanque (LIT I-5) envíe la señal a un controlador (LIC I-5) con set point en alto y éste le indique a una válvula de tres vías (LY I-5) que abra la válvula V-119 (LV I-5), para aumentar el paso de agua por la línea de salida del tanque, para evitar rebose.

13.2. PLANO 2 REACTOR R-100: En la figura 10 se puede observar el diagrama de instrumentación y tubería del reactor UASB donde se produce el biogás a partir de las aguas residuales domésticas. Para evidenciar con mayor claridad el plano, ver **ANEXO 13**.

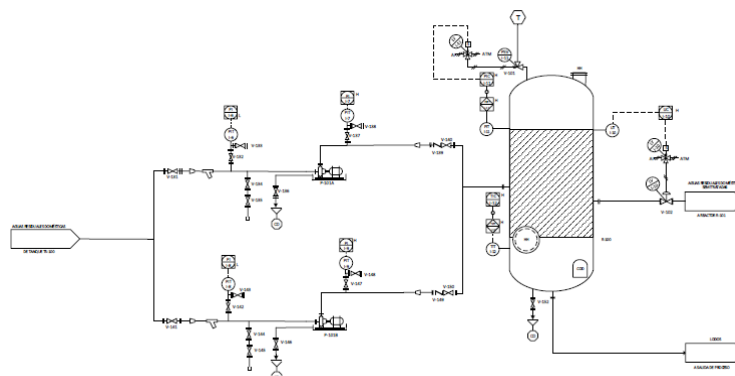


Figura 10. P&ID REACTOR R-100.

En el plano 2 expuesto en la figura 10, se puede evidenciar que el reactor R-100 cuenta con dos bombas, la principal P-101A y el respaldo P-101B, cada una de las bombas cuenta con dos indicadores de presión, uno antes y el otro después de la misma, por consiguiente se tienen cuatro indicadores de presión. Estos cuatro indicadores de presión están conectados a una alarma cada uno, los que se encuentran antes de la bomba tienen alarma por bajo nivel y los que están después de la bomba tienen alarma por alto nivel, dichas alarmas sirven para monitorear que el flujo efectivamente sea continuo desde la línea de tubería de abastecimiento hasta el reactor R-100. Al final de estas líneas de bombeo, se cuenta con dos válvulas de cheque que no permiten que haya reflujo en la línea de alimentación. El reactor R-100 cuenta con un lazo de control de nivel que permite monitorear que no se sobrepase el nivel y haya rebosamiento en el reactor, dicho lazo, comprende un transmisor indicador de nivel (LIT I-10), ubicado justo en el costado lateral del reactor, que envía señal eléctrica a un controlador indicador de nivel (LIC I-10) con set point alto y éste también por señal eléctrica envía a la válvula de tres vías (LY I-10) que por señal neumática abra la válvula V-102 (LV I-10) y aumente el paso de agua de la línea de salida del reactor. También se cuenta con un lazo de seguridad de temperatura, ya que las reacciones que tienen lugar allí deben darse a temperatura ambiente (26°C) o sino ocasiona la muerte de los microorganismos presentes en las aguas residuales, es por esto que un transmisor indicador de temperatura (TIT I-12) envía señal eléctrica a un PLC por alta temperatura (TZIT I-12) de que por señal de software envíe el mensaje al controlador indicador de temperatura (TIC I-12) de que avise al centro de control de que la temperatura de operación se elevó, este lazo de control no es estrictamente necesario ya que no existe riesgo de que este incremento de temperatura suceda, sin embargo, para garantizar y poder monitorear temperatura se incorpora al equipo. Dentro del reactor existen reacciones que involucran gases, para tener control sobre la sobrepresión del equipo se adiciona un control de presión el cual a partir de un transmisor indicador de presión (PIT I-11) envía señal eléctrica a un PLC por alta presión (PZIT I-11) para que éste a su vez envíe la señal por señal de software a un controlador indicador de presión de que la presión se elevó por acumulación de gases, para así por señal eléctrica se le envía a una válvula de tres vías (LY I-11) que por señal neumática abra la válvula VA-101 (PSV I-11) y envíe estos gases a la quema en la tea.

13.3. PLANO 3 FILTRO REACTOR R-101: En la figura 11 se puede observar el diagrama de instrumentación y tubería del filtro reactor R-101 donde se filtra el BOD para posterior vertimiento según la norma ambiental de Panamá. Para evidenciar con mayor claridad el plano, ver **ANEXO 13**.

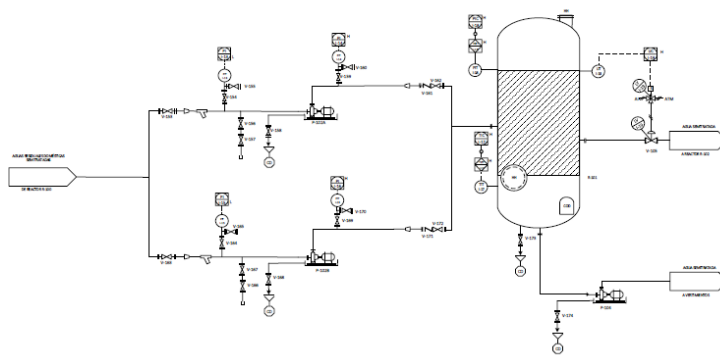


Figura 11. P&ID REACTOR R-101.

En el plano 3 expuesto en la figura 11, se puede evidenciar que el reactor R-101 cuenta con dos bombas, la principal P-102A y el respaldo P-102B, cada una de las bombas cuenta con dos indicadores de presión, uno antes y el otro después de la misma, por consiguiente se tienen cuatro indicadores de presión. Estos cuatro indicadores de presión están conectados a una alarma cada uno, los que se encuentran antes de la bomba tienen alarma por bajo nivel y los que están después de la bomba tienen alarma por alto nivel, dichas alarmas sirven para monitorear que el flujo efectivamente sea continuo desde la línea de tubería de abastecimiento hasta el reactor R-101. Al final de estas líneas de bombeo, se cuenta con dos válvulas de cheque que no permiten que haya reflujo en la línea de alimentación. El reactor R-101 cuenta con un lazo de control de nivel que permite monitorear que no se sobrepase el nivel y haya rebosamiento en el reactor, dicho lazo, comprende un transmisor indicador de nivel (LIT I-19), ubicado justo en el costado lateral del reactor, que envía señal eléctrica a un controlador indicador de nivel (LIC I-19) con set point alto y éste también por señal eléctrica envía a la válvula de tres vías (LY I-19) que por señal neumática abra la válvula V-102 (LV I-19) y aumente el paso de agua de la línea de salida del reactor. También se cuenta con un lazo de seguridad de temperatura, para mantener el control de temperatura del reactor, es por esto que un transmisor indicador de temperatura (TIT I-17) envía señal eléctrica a un PLC por alta temperatura (TZIT I-17) de que por señal de software envíe el mensaje al controlador indicador de temperatura (TIC I-17) de que avise al centro de control de que la temperatura de operación se elevó, este lazo de control no es estrictamente necesario ya que no existe riesgo de que este incremento de temperatura suceda, sin embargo, para garantizar y poder monitorear temperatura se incorpora al equipo. Dentro del reactor hay lodos y aguas residuales pretratadas que pueden generar algún tipo de sobrepresión por reacciones que continúen dándose allí dentro, para tener control sobre la sobrepresión del equipo se adiciona un control de presión el cual a partir de un transmisor indicador de presión (PIT I-18) envía señal eléctrica a un PLC por alta presión (PZIT I-18) para que éste a su vez envíe la señal por señal de software a un controlador indicador de presión (PIC I-18) para que informe en el centro de control de que hay sobrepresión en el equipo.

13.4. PLANO 4 FILTRO REACTOR R-102: En la figura 12 se puede observar el diagrama de instrumentación y tubería del filtro reactor R-102 donde se filtra

el COD para posterior vertimiento según la norma ambiental de Panamá. Para evidenciar con mayor claridad el plano, ver **ANEXO 14**.

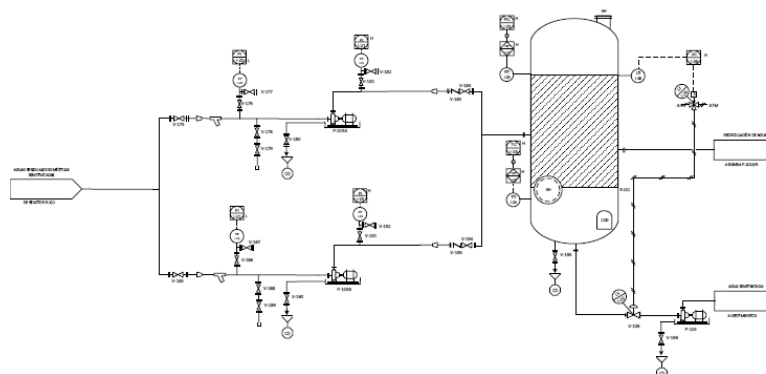


Figura 12. P&ID REACTOR R-102.

En el plano 4 expuesto en la figura 12, se puede evidenciar que el reactor R-102 cuenta con dos bombas, la principal P-103A y el respaldo P-103B, cada una de las bombas cuenta con dos indicadores de presión, uno antes y el otro después de la misma, por consiguiente se tienen cuatro indicadores de presión. Estos cuatro indicadores de presión están conectados a una alarma cada uno, los que se encuentran antes de la bomba tienen alarma por bajo nivel y los que están después de la bomba tienen alarma por alto nivel, dichas alarmas sirven para monitorear que el flujo efectivamente sea continuo desde la línea de tubería de abastecimiento hasta el reactor R-102. Al final de estas líneas de bombeo, se cuenta con dos válvulas de cheque que no permiten que haya reflujo en la línea de alimentación. El reactor R-102 cuenta con un lazo de control de nivel que permite monitorear que no se sobrepase el nivel y haya rebosamiento en el reactor, dicho lazo, comprende un transmisor indicador de nivel (LIT I-26), ubicado justo en el costado lateral del reactor, que envía señal eléctrica a un controlador indicador de nivel (LIC I-26) con set point alto y éste también por señal eléctrica envía a la válvula de tres vías (LY I-26) que por señal neumática abra la válvula V-102 (LV I-26) y aumente el paso de agua de la línea de salida del reactor. También se cuenta con un lazo de seguridad de temperatura, para mantener el control de temperatura del reactor, es por esto que un transmisor indicador de temperatura (TIT I-24) envía señal eléctrica a un PLC por alta temperatura (TZIT I-24) de que por señal de software envíe el mensaje al controlador indicador de temperatura (TIC I-24) de que avise al centro de control de que la temperatura de operación se elevó, este lazo de control no es estrictamente necesario ya que no existe riesgo de que este incremento de temperatura suceda, sin embargo, para garantizar y poder monitorear temperatura se incorpora al equipo. Dentro del reactor hay lodos y aguas residuales pretratadas que pueden generar algún tipo de sobrepresión por reacciones que continúen dándose allí dentro, para tener control sobre la sobrepresión del equipo se adiciona un control de presión el cual a partir de un transmisor indicador de presión (PIT I-25) envía señal eléctrica a un PLC por alta presión (PZIT I-25) para que éste a su vez envíe la señal por señal de software a un controlador indicador de presión (PIC I-25) para que informe en el centro de control de que hay sobrepresión en el equipo.

13.5. PLANO 5 FILTRO DE REMOCIÓN DE H_2S F-100: En la figura 13 se puede observar el diagrama de instrumentación y tubería del filtro de remoción de H_2S para purificación de Biogás. Para evidenciar con mayor claridad el plano, ver **ANEXO 15**.

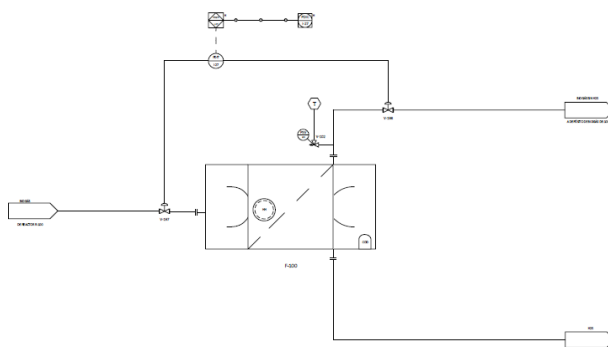


Figura 13. P&ID FILTRO F-100

En el plano 5 expuesto en la figura 13, se puede observar que el filtro de remoción de H_2S tiene un lazo de control de presión diferencial a la entrada y salida del mismo, con el fin de saber el momento en que el filtro deja de cumplir su función y hay que hacer el respectivo mantenimiento, para tal fin se tiene un transmisor indicador de presión diferencial (PDIT I-27) que envía señal eléctrica a un PLC con set point alto (PDZIT I-27), que envía a su vez señal por medio de señal de software al controlador indicador de presión diferencial (PDIC I-27) cuando la presión de entrada y salida sea significativamente alta y así enviar la señal al panel de control para su respectivo mantenimiento. Para efectos de seguridad se ubica una válvula PSV (V-102) a la salida del filtro con el fin de proteger en caso de sobrepresión de tubería y esta válvula va directo a la TEA.

13.6. PLANO 6 DEPÓSITO DE GAS DE-100: En la figura 14 se puede observar el diagrama de instrumentación y tubería del tanque de almacenamiento de biogás para posterior producción de energía eléctrica. Para evidenciar con mayor claridad el plano, ver **ANEXO 16**.

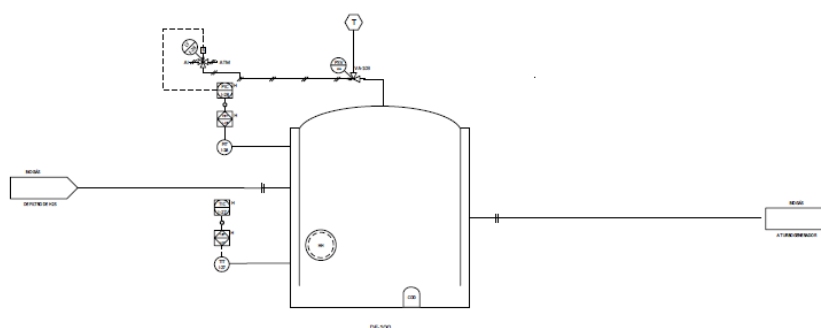


Figura 14. P&ID DEPÓSITO DE GAS DE-100.

En el plano 6 expuesto en la figura 14, se puede observar que tiene un lazo de control que mide la presión del depósito con el fin de garantizar que cuando esté muy lleno éste no se sobrepresione y cause abolladuras en el mismo. Para tal fin se utiliza un transmisor indicador de presión (PIT I-28) que envía señal eléctrica a un PLC por alta presión (PZIT I-28) y éste a su vez envía señal de software a un controlador indicador de presión (PIC I-28) con set point alto para por señal eléctrica enviar el mensaje a la válvula de tres vías (PY I-28) de que por señal neumática abra la válvula PSV (VA-103) y envíe gases a combustión en la TEA.

14. Energía suplida por la planta

A partir de la energía producida por la planta, se procede a estimar cuánta energía suple dicha cantidad. Por medio de las estadísticas del Banco Mundial (Banco Mundial, 2014), se toma como base de cálculo el promedio de consumo energético per cápita en Panamá para el año 2014, que corresponde a 2062,76 kWh, en este orden de ideas, el consumo energético mensual per cápita equivaldría a 171,90 kWh, esperando así que los 500 huéspedes del complejo hotelero generen un consumo eléctrico mensual de 85948,33 kWh en el mes, así, la energía que produce la planta es 1047 kWh por mes, que corresponde a suplir el 1,22% de la energía total requerida por el hotel, abasteciendo el consumo equivalente de 6 huéspedes. Los datos anteriores pueden ser apreciados en la figura 15.

CONSUMO ENERGÉTICO MENSUAL DEL COMPLEJO HOTELERO

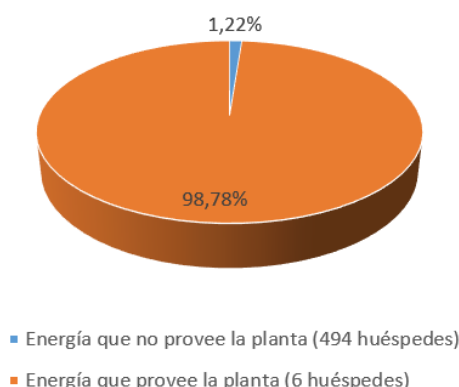


Figura 15. Consumo de energía eléctrica del complejo hotelero suplida por la planta.

El valor anterior es acorde con el valor obtenido en el trabajo elaborado por Burbano, a partir del cual utiliza un reactor anaerobio con el fin de producir energía para la industria de gaseosas, generando un valor de 1350 kWh por mes, siendo cercana la producción de energía eléctrica obtenida en este diseño conceptual, en donde cabe resaltar fue uno de los textos de los cuales se basó este documento.

Asimismo cabe mencionar que en otros trabajos realizados partiendo de residuos porcícolas con un caudal de 50 m³ /d generaron 2160 kWh por mes lo cual es acorde

al valor de energía obtenido, el cual pudo incrementarse, entre otros factores, por la dieta alimentaria manejada en los animales (Cervi & Esperancini, 2011).

15. Costos y análisis.

En el **ANEXO 11** se evidencian los costos individuales de cada equipo que hace parte de la planta de producción de electricidad, tuberías y accesorios, a partir de dicho anexo, se procede a realizar la depreciación de cada activo por el método lineal, considerando: depreciación por 5 años, y sin valor de salvamento debido a que la Ley 69 de 22 Diciembre de 1976 *“Mediante la cual se establece un régimen especial provisional de depreciación.”* que en el Artículo 3 aclara que *“Las empresas que adquieran activos fijos, distinto de edificaciones, podrán depreciar el valor total de tales activos fijos en un solo ejercicio fiscal o en varios períodos, a porción del contribuyente, sin que en ningún caso estos períodos se puedan extender más allá de un plazo de cinco (5) años a partir de la adquisición de tales activos.”*, según el Consejo Nacional de Legislación Panameña. El objetivo de la obtención de la depreciación de los activos es reconocer el desgaste que sufrirá cada equipo alrededor del tiempo de depreciación determinado por la ley, adicional porque esta información es determinante para reconocer el tiempo de recuperación de la inversión. En la tabla 12 se observa la depreciación de los activos.

Tabla 12. Depreciación de los activos.

Producto	Precio de compra en pesos colombianos	Años de vida útil	Años de depreciación	Precio de compra en balboa panameña	Depreciación totalidad del activo fijo en balboa panameña
Bomba centrífuga (P-100)	\$ 360.000	16	5	\$ 115	\$ 23
Tanque de almacenamiento de aguas residuales (TK-100)	\$ 48.256	15	5	\$ 15	\$ 3
Bomba centrífuga (P-101)	\$ 580.000	16	5	\$ 186	\$ 37
Biodigestor (R-100)	\$ 12.000.000	30	5	\$ 3.840	\$ 768
Bomba centrífuga (P-102)	\$ 580.000	16	5	\$ 186	\$ 37
Filtro de BOD (R-101)	\$ 7.200.000	30	5	\$ 2.304	\$ 461
Bomba centrífuga (P-103)	\$ 580.000	16	5	\$ 186	\$ 37
Filtro de COD (R-102)	\$ 7.200.000	30	5	\$ 2.304	\$ 461
Bomba centrífuga (P-104)	\$ 504.000	16	5	\$ 161	\$ 32
Bomba centrífuga (P-105)	\$ 504.000	16	5	\$ 161	\$ 32
Bomba centrífuga (P-106)	\$ 580.000	16	5	\$ 186	\$ 37
Filtro de H ₂ S (F-100)	\$ 1.105.000	30	5	\$ 354	\$ 71
Depósito de Biogás (DE-100)	\$ 48.256	15	5	\$ 15	\$ 3
Generador eléctrico (GE-100)	\$ 18.804.000	10	5	\$ 6.017	\$ 1.203

De la figura 16 se puede evidenciar el precio en pesos colombianos por zona del proceso en la planta, lo que permite tener un panorama más general de los costos por proceso.

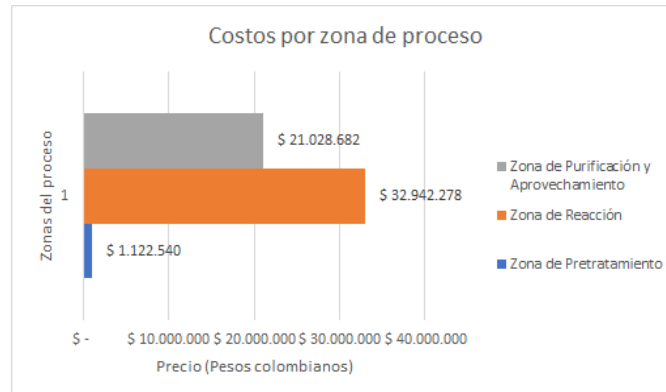


Figura 16. Costos por zona de proceso en pesos colombianos.

A partir de la figura 16, podemos inferir que la zona de reacción es la zona que implica mayor costo de inversión, puesto que es la parte crucial para la producción de biogás dentro de la planta y para dicho fin cuenta con nueve (9) equipos, no obstante la zona de purificación y aprovechamiento también tiene un costo elevado, debido a que la remoción de H_2O y posterior producción de electricidad requiere de equipos específicos que elevan el valor sustancialmente.

Cuando el proyecto fue evaluado por parte de sus respectivos inversionistas, el estimado inicial se encontraba en un valor de \$18.000 dólares (\$56'433.600 pesos colombianos), para el que manifestaron disponer de los recursos necesarios. Sin embargo, al realizar el diseño conceptual del proceso de reutilización de aguas residuales, se tuvo en cuenta la mano de obra por parte de las empresas proveedoras de los diferentes equipos y materiales, que en su totalidad ascendería a \$60'741.907, siendo ligeramente superior al presupuesto previsto por los inversionistas.

Ahora se procede a realizar el cálculo del periodo de recuperación de la inversión, para establecer cuánto tiempo tardará la empresa en recuperar su capital de inversión respecto a un valor supuesto de flujo de caja anual y el valor inicial de inversión total. Dicho cálculo se hace por medio de la ecuación 40.

$$PRI = IO/F \quad (40)$$

Donde PRI= Periodo de recuperación de la inversión, IO= Inversión inicial y F=Flujo de caja anual.

El flujo de caja anual (F), se calculó en base al ahorro de costos tanto de agua como de electricidad que serán reducidos a partir de la implementación de la planta:

El valor de consumo energético anual en Panamá según datos de Naturgy, empresa del sector público eléctrico y del banco mundial, a partir de donde se realizó un estimado en donde el complejo hotelero consume un 0,012% de este valor, lo cual corresponde a \$41280 PAB.

En consecuencia, el ahorro anual es de 7106 PAB teniendo en cuenta que el sistema propuesto permite suplir el 1,22% de la energía consumida en el complejo hotelero como se mencionó en el apartado 15 (**ANEXO 11**).

$$PRI = \frac{19437 \text{ PAB}}{7106 \text{ PAB}} = 2,7353 \text{ años}$$

De acuerdo con ello, el periodo de retorno de la inversión con las consideraciones hechas corresponde a 2 años, 8 meses y 24 días.

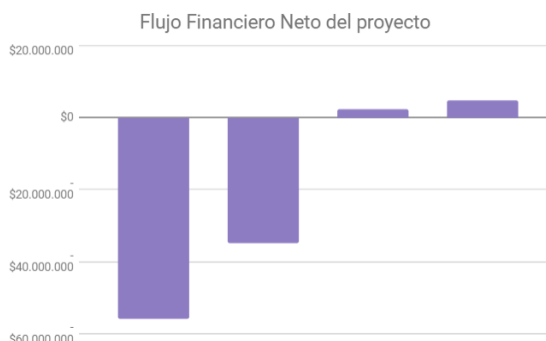


Figura 17. Flujo financiero del proyecto.

Cabe resaltar que para la obtención de la figura 17, se tuvo en cuenta tanto inversión del área de producción, lo cual corresponde a la inversión fija, además se supone que se tendrán operarios en la planta a cargo del correcto funcionamiento y mantenimiento de la misma lo cual corresponde al costo por mano de obra y costo por servicios; por otro lado, se despreciaron inversiones administrativas, de ventas y de inversión diferida. Esta figura ratifica el valor del periodo de recuperación de la inversión, además permite identificar la variación financiera del proyecto, desde el costo de inversión hasta la recuperación de la misma en el tiempo.

16. Conclusiones.

- El diseño conceptual propuesto para la planta de tratamiento de aguas residuales provenientes del complejo hotelero Charco Verde, indica una producción potencial de energía eléctrica correspondiente a 1047 kWh por mes, que corresponde a suplir el 1,22% de la energía total requerida por el hotel, abasteciendo el consumo equivalente de 6 huéspedes permanentes, para éste fin se emplearon como equipos principales un bioreactor anaerobio y un generador eléctrico; la inversión requerida es de \$19,450 dólares, siendo acorde con el presupuesto disponible por los inversionistas que asciende a \$22,000 dólares (Dicho valor suministrado por el socio mayoritario de Universo Selva, Santiago Aguilar), generando incluso un ahorro para la empresa.
- El diseño propuesto permite cumplir con la normativa vigente de los vertimientos de lodos y aguas tratadas, según los límites permitidos por el ente gubernamental de Panamá.

- Los estimativos realizados a partir del diseño conceptual indican que la inversión inicial se podría recuperar en un periodo de 2 años, 8 meses y 24 días, lo cual lo convierte en un proyecto viable, contemplando el hecho que se realizó un robusto diseño que permitiera una larga vida útil del proyecto, brindándole al inversionista un proyecto que se adecua a las normativas ambientales y a la reducción de costos energéticos que en principio se buscaba.

17. Recomendaciones.

- Para tener una mayor precisión en los datos de partida para la realización del diseño conceptual, se debería caracterizar el agua residual del lugar donde se espera construir el complejo hotelero (Pedasí, Panamá), puesto que factores como el pH, la temperatura, el cambio climático, alcalinidad y acidez de los suelos, entre otros, afecta el aumento o disminución en la cantidad de biogás aprovechable.
- La precisión en la proyección del estimado de huéspedes, aumentaría si se realiza una segmentación del grupo objetivo, guiado por estadísticas de escala, según arroje un estudio de mercado y demanda del servicio y turismo en Panamá, consecuencia de esta implementación se presentaría un óptimo aprovechamiento de la planta y por tanto mayor producción de energía eléctrica.

Referencias Bibliográficas:

- ANSI. (2014) *AWWA D103-09*. En línea. (Consultado Enero de 2019). Disponible en: https://webstore.ansi.org/standards/awwa/awwad10309?gclid=EAlaIQobChMIgo-F6uz13wIVml-zCh0YcAJFEAAAYASAAEgLpt_D_BwE.
- Alibaba. (2018) Yidaneng 40kw 50kva insonorizadas biogás precio generador eléctrico. En línea. (Consultado Agosto de 2018). Disponible en: <https://spanish.alibaba.com/product-detail/yidaneng-40kw-50kva-soundproof-bio-gas-electric-generator-price-60589886029.html?spm=a2700.8699010.29.286.7a7d686fvKbVHz>.
- Andrés, T., La, F. D. E., & Martínez, R. (2015). GAS UTILIZADO COMO COMBUSTIBLE.
- API. (2013) *API Standard 650*. En línea. (Consultado Enero 2019). Disponible en: https://www.api.org/publications-standards-and-statistics/publications-updates/publication-updates/~/_link.aspx?_id=2C5262950E25473AA416F91B7F4DF1EE&_Z=Z.

- Atmakidis, T., & Kenig, E. Y. (2009). CFD-based analysis of the wall effect on the pressure drop in packed beds with moderate tube/particle diameter ratios in the laminar flow regime. *Chemical Engineering Journal*, 155(1–2), 404–410. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2009.07.057>
- Banco Mundial (2015). *Producción de electricidad a partir de fuentes de petróleo, gas y carbón (% del total)*. En línea. (Consultado Mayo 2019). Disponible en: <https://datos.bancomundial.org/indicador/EG.ELC.FOSL.ZS>
- Banco Mundial (2014). *Consumo de energía eléctrica (kWh per cápita)*. En línea. (Consultado Mayo 2019). Disponible en: <https://datos.bancomundial.org/indicador/EG.USE.ELEC.KH.PC?view=map>
- Burbano, A. (2006). *UTILIZACIÓN DEL METANO GENERADO EN UN REACTOR ANAEROBIO COMO FUENTE DE ENERGÍA EN UNA INDUSTRIA DE GASEOSAS*. Universidad de la Salle.
- Cervi, R., & Esperancini, M. (2011). Economic Viability of using Biogas for Electrical Power Generation. *Scielo*.
- Chong, P. (2014). Reactor de lecho anaeróbico de flujo ascendente con lecho concentrado hueco (UASB-HCPB) para el tratamiento del efluente de aceite de palma termofílico (POME). *Science Direct*.
- Conil P. (2007). *El biogas <<Tropical>>, una gran fuente potencial de desarrollo económico y social*. En línea. (Consultado Mayo 2019). Disponible en: www.ipse.gov.co/energia-renovable/simposios.../98-expertos-internacionales?
- Empresas Públicas de Medellín. (2018). *Mis consumos del hogar*. En línea. (Consultado Febrero de 2019). Disponible en: https://www.epm.com.co/site/clientes_usuarios/clientes-y-usuarios/empresas/energ%C3%ADa/grandes-empresas/tips-para-el-uso-inteligente.
- Fibras&Normas S.A. (11 de 12 de 2018). Fibras y Normas de Colombia S.A.S. Obtenido de www.fibrasynormasdecolombia.com
- Lemos, C. (2007). *Anaerobic Reactors*. Brasil: IWA. 4ed. 110-120pg.
- Mantilla, J. Duque, C. Galeano, C. (2007). *Diseño y estudio económico preliminar de una planta productora de biogás utilizando residuos orgánicos de ganado vacuno*. En línea. (Consultado Enero de 2018). Disponible en: http://www.academia.edu/3228299/Dise%C3%B1o_y_estudio_econ%C3%B3mico_preliminar_de_una_planta_Dise%C3%B1o_y_estudio_econ%C3%B3mico_preliminar_de_una_planta_productora_de_biogas_utilizando_residuos_org%C3%A1nicos_de_productora_de_biogas_utilizando_residuos_org%C3%A1nicos_de_ganado_vacuno_ganado_vacuno_Preliminary_design_and_economical_study_of_a_biogas_produ.
- Ministerio de Comercio e Industrias. (2011). *Anteproyecto de Reglamento DGNTI-COPANIT RT-35-2011*. En línea. (Consultado Julio de 2018). Disponible en: www.mici.gob.pa/imagenes/pdf/dgnti_copanit_rt_35_2011.pdf.

- Ministerio de comercio e industrias. (2000). Obtenido de <http://www.cnpml.org.pa/images/nosotros/agua/copanit-39-2000-descarga-a-sistemas-de-alcantarillados.pdf>
- Moraes, B.; Zaiat, M & Bonomi, A. (2015). Anaerobic digestion of vinasse from sugarcane ethanol production in Brazil: Challenges and perspectives. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 44, 888-903.
- Reichelt, W. (1972). Zur Berechnung des Druckverlustes einphasig durchströmter Kugel-und Zylinderschüttungen. *Chemie Ingenieur Technik*, 0(1911), 1068–1071. <https://doi.org/10.1002/cite.330441806>.
- Rodríguez J. (1980). *Diseño y Cálculo de Tanques de Almacenamiento*. Ed. 1980 Tampico, Tamps.
- Salazar M., Guitiérrez P. (2007). *Propuesta de Manejo Integral de Residuos generados por la actividad turística en el Hotel Charco Verde, Ometepe*. En línea. (Consultado Julio de 2018). Disponible en: http://www.bvsde.org.ni/Web_textos/UCA/UCA0014/UCANI2816.pdf.
- Stanikova, D., Surova, M., Ticha, L., Petrasova, M., Virgova, D., Huckova, M. Gasperikova, D. (2015). Melanocortin-4 receptor gene mutations in obese slovak children. *Physiological Research*, 64(6), 883–890. <https://doi.org/10.1073/pnas.0703993104>
- Simposio Centroamericano Sobre Aplicaciones de Energía Biomásica. (1985). *Diseño y construcción de biodigestores*. 2a Ed. Editorial Tecnológica de Costa Rica. Cartago, Costa Rica. 16-103 pg.
- Tacuri, J. (2015). *Mejoramiento del proceso de endulzamiento de un gas utilizado como combustible*. Quito: Universidad central de Ecuador.
- Trivago. (2019). Hoteles en Panamá y lugares aledaños. En línea. (Consultado Febrero de 2019) Disponible en: https://www.trivago.com.co/?themeld=17&iPathId=86285&sem_keyword=hotel%20barato%20ciudad%20de%20panam%C3%A1&sem_creativeid=317667832217&sem_matchtype=b&sem_network=g&sem_device=c&sem_placement=&sem_target=&sem_adposition=1t2&sem_param1=&sem_param2=&sem_campaignid=319500033&sem_adgroupid=25867213353&sem_targetid=kwd-1228109059&sem_location=1003659&cip=5719001831&gclid=EAlalQobChMliJ7Oytf4AlVBVSGCh05dgB_EAAYAiAAEgJHP_D_BwE.
- Van Lier J., Mahmoud N., Zeeman G. (2008) *Anaerobic wastewater treatment: Principles modelling and desing*. Edited: M. Henze, M.C.M Van Loosdrecht, G.A. Ekama, D. Brdjanovic. London, U.K.
- Zorg. (2010) Biogás, tabla de cualidades principales del biogás. En línea. (Consultado Julio de 2019) Disponible en: <http://zorg-biogas.com/biogas-plants/biogas?lang=es>.

ANEXO 1. DISEÑO REACTOR UASB

1. Caudal y caudal máximo.

$$Caudal = \frac{\#huéspedes\ del\ proyecto * Caudal\ promedio\ (L/d)}{\#personas\ que\ producen\ el\ caudal\ de\ referencia} \quad (1)$$

$$Caudal = \frac{500\ personas * 7360\ \frac{L}{d}}{84\ personas} = 43809,52\ \frac{L}{d}$$

El dato del caudal normal se requiere para los respectivos cálculos en unidades de $\frac{m^3}{d}$, por tanto se realiza la respectiva conversión.

$$43809,52\ \frac{L}{d} * \left(\frac{1\ \frac{m^3}{d}}{1000\ \frac{L}{d}}\right) = 44\ \frac{m^3}{d}$$

Por tanto el caudal máximo será:

$$Caudal\ máx = Caudal * 1,8 \quad (2)$$

$$Caudal\ máx = 44\ \frac{m^3}{d} * 1,8 = 78,86\ \frac{m^3}{d}$$

2. Carga de COD en el afluente.

Se estimó la carga de COD en el afluente por medio de la siguiente ecuación (Lemos, 2007):

$$L_o = S_o * Q \quad (3)$$

Donde S_o es la concentración inicial de COD en kg/m^3 y Q es el caudal en m^3/d (Lemos, 2007).

$$L_o = 0,6\ \frac{kg}{m^3} * 44\ \frac{m^3}{d} = 26,4\ \frac{kg\ COD}{d}$$

3. Volumen del reactor.

El cálculo del volumen que deberá tener el reactor (Lemos, 2007):

$$V = Q * t \quad (4)$$

En donde, V es el volumen del reactor (m^3), Q es el caudal (m^3/d) y t es el tiempo de retención (h).

$$V = \left(44\ \frac{m^3}{d} * \left(\frac{1\ d}{24\ h}\right)\right) * 4,8\ h = 9\ m^3$$

4. Módulos dentro del reactor.

Cálculo del volumen de cada módulo en base al volumen total del reactor (Lemos, 2007).

$$V_u = \frac{V}{N} \quad (5)$$

Donde V es el volumen total del reactor (m^3) y N es la cantidad de módulos de reactores (Lemos, 2007).

$$V_u = \frac{9 m^3}{2} = 4,38 m^3$$

Cálculo del área de cada módulo (Lemos, 2007):

$$A_u = \frac{V_u}{H} \quad (6)$$

Donde A es el área de cada módulo (m^2), V_u es el volumen de cada módulo (m^3) y H la altura total del reactor UASB (m).

$$A_u = \frac{4,38 m^3}{6 m} = 0,73 m^2$$

5. Área de cada módulo, volumen del reactor y tiempo de retención hidráulico.

Para la corrección del área (Lemos, 2007):

$$A_t = N * A \quad (7)$$

Donde A_t es el área (m^2), N el número de módulos y A el área de cada módulo (A_u).

$$A_t = 2 * 0,73 m^2 = 1,46 m^2$$

Para la corrección del volumen total del reactor (Lemos, 2007):

$$V_t = A_t * H \quad (8)$$

Donde V_t es el volumen total del reactor UASB (m^3), A_t es el área corregida (m^2) y H es la altura del reactor (m) la cual debe estar entre 3 y 6 m.

$$V_t = 1,46 m^2 * 6 m = 8,76 m^3$$

Para la corrección del tiempo de retención hidráulico (Lemos, 2007):

$$t = \frac{V_t}{Q} \quad (9)$$

Donde t es el tiempo de retención hidráulico (h), V_t es el volumen total del reactor UASB (m^3) y Q es el caudal (m^3/d).

$$t = \frac{8,76 m^3}{44 \frac{m^3}{d} * (\frac{1 d}{24 h})} = 4,8 h$$

6. Carga hidráulica volumétrica.

A partir del valor del tiempo de retención hidráulico, se calculó la carga hidráulica volumétrica (Lemos, 2007):

$$VHL = \frac{Q}{V_t} \quad (10)$$

Donde VHL es la carga hidráulica volumétrica ($m^3 / m^3 * d$), Q es el caudal (m^3 / d) y V_t es el volumen total del reactor (m^3).

$$VHL = \frac{44 \frac{m^3}{d}}{8,76 m^3} = 5 \frac{m^3}{m^3 * d}$$

7. Tasa de carga orgánica.

La tasa de carga orgánica

$$L_v = \frac{Q * S_o}{V_t} \quad (11)$$

En donde, L_v es la tasa de carga orgánica volumétrica ($KgCOD / m^3 * d$), Q es el caudal, (m^3 / d), S_o la concentración de COD ($KgCOD / m^3$) y V_t es el volumen total del reactor (m^3).

$$L_v = \frac{44 \frac{m^3}{d} * 0,6 \frac{kg}{m^3}}{8,76 m^3} = 3 \frac{kgCOD}{m^3 * d}$$

8. Carga de COD aplicada.

La carga de COD aplicada al sistema (Lemos, 2007):

$$COD_{app} = Q * COD \quad (12)$$

Donde Q es el caudal en m^3/d y COD es la concentración inicial en mg/L .

$$COD_{app} = (44 \frac{m^3}{d} * 1000) * (600 \frac{mg}{L} * 0,000001) = 26,29(kgCOD/d)$$

9. Producción de sólidos.

La producción de sólidos en el sistema se dedujo así:

$$P_s = Y * COD_{app} \quad (13)$$

Donde Y es el coeficiente de producción de sólidos en $kgTSS/kgCOD_{appl}$ y COD_{app} es la carga de COD aplicada al sistema en $kgCOD/d$.

$$P_s = 0,15(kgTSS/kgCOD_{appl}) * 26,29(kgCOD/d) = 3,9(kgTSS/d)$$

10. Producción volumétrica de lodo.

La producción volumétrica de lodo en el sistema se estimó por medio de la siguiente ecuación:

$$V_S = \frac{P_S}{\gamma * C_S} \quad (14)$$

Donde P_S es la producción de sólidos en el sistema en kgTSS/d, γ es la densidad del lodo en $\frac{Kg}{m^3}$ y C_S es la concentración esperada de lodo a la descarga en %.

$$V_S = \frac{3,9(kgTSS/d)}{1020Kg/m^3 * (4\%/100)} = 0,966 \frac{m^3}{d}$$

11. Tasa de carga biológica.

La tasa de carga biológica por unidad de biomasa presente:

$$L_S = \frac{Q * S_o}{M} \quad (15)$$

En donde L_S es la tasa de carga del lodo ($KgCOD/KgVS*d$), Q es el caudal (m^3/d), S_o es la concentración del sustrato ($KgCOD/m^3$) y M es la masa de los microorganismos presentes en el reactor ($KgVS/m^3$).

Al tener el valor de la masa, se efectúa el cálculo de la tasa de carga biológica.

$$L_S = \frac{44 \frac{m^3}{d} * 0,6 \frac{kg}{m^3}}{21,33 \frac{kgVS}{m^3}} = 1,23 \frac{kgCOD}{kgVS*d}$$

12. Volumen de cada compartimento.

El volumen de cada compartimento se calcula respecto al porcentaje de volumen total del reactor que ocupa el área de digestión, que para este caso corresponde al 70%, por tanto el volumen total del área de digestión es:

$$9m^3 * 0,7 = 6,3m^3 \quad (16)$$

Debido a que son 5 compartimentos:

$$\frac{6,3m^3}{5} = 1,26 m^3 \quad (17)$$

Donde $1,26 m^3$ es el valor correspondiente a cada compartimento de digestión.

13. Masa de cada compartimento.

La masa de cada compartimento de digestión:

$$M = V * C \quad (18)$$

Donde M es la masa del compartimiento (kgVS), V es el volumen de cada compartimiento (m^3), C es la concentración de lodos en cada compartimiento ($kgVS/m^3$).

De la tabla 13, podemos evidenciar los valores de los que se realiza el cálculo de la masa por compartimiento.

Tabla 13. Valores de volumen y concentración de cada compartimiento de digestión para estimar el valor de la masa de cada compartimiento.

Volumen	Valor	Unidades	Concentración	Valor	Unidades
V1	1,26	m^3	C1	50,2	$kgVS/m^3$
V2	1,26	m^3	C2	45,5	$kgVS/m^3$
V3	1,26	m^3	C3	35,1	$kgVS/m^3$
V4	1,26	m^3	C4	10,5	$kgVS/m^3$
V5	1,26	m^3	C5	7	$kgVS/m^3$

Al realizar la multiplicación entre variables, se obtiene la tabla 14.

Tabla 14. Valores de masa de cada compartimiento de digestión.

Masa	Valor	Unidades
M1	63,252	$kgVS/m^3$
M2	57,33	$kgVS/m^3$
M3	44,226	$kgVS/m^3$
M4	13,23	$kgVS/m^3$
M5	8,82	$kgVS/m^3$

14. Masa total del compartimiento de digestión.

La masa total del compartimiento de digestión:

$$M_T = \sum M \quad (19)$$

$$M_T = M1 + M2 + M3 + M4 + M5$$

$$M_T = 63,252kgVS/m^3 + 57,33kgVS/m^3 + 44,226kgVS/m^3 + 13,23kgVS/m^3 + 8,82kgVS/m^3$$

$$M_T = 186,89 kgVS/m^3$$

15. Masa del reactor

La masa a razón del volumen total del reactor:

$$M = \frac{M_T}{V} \quad (20)$$

En donde M es la masa en función del volumen del reactor ($kgVS/m^3$), M_T es la masa total del compartimiento de digestión ($kgVS$) y V es el volumen total del reactor (m^3).

$$M = \frac{186,89 \text{ kgVS}}{9 \text{ m}^3} = 21,33 \frac{\text{kgVS}}{\text{m}^3}$$

16. Velocidad para caudal normal y caudal máximo:

La velocidad del flujo ascendente del líquido se calcula de la siguiente forma:

$$v = \frac{Q}{A} \quad (21)$$

Donde v es la velocidad de flujo ascendente (m/h) (Este valor debe encontrarse en un rango entre 1,2 y 2 m/h), Q es el caudal (m^3/d) y A es el área corregida (m^2).

$$v = \frac{(44 \frac{m^3}{d} * (\frac{1}{24 h}))}{1,46 \text{ m}^2} = 1,25 \frac{m}{h}$$

Del mismo modo se puede calcular la velocidad de flujo ascendente cuando se utiliza el caudal máximo:

$$v_{max} = \frac{(78,86 \frac{m^3}{d} * (\frac{1}{24 h}))}{1,46 \text{ m}^2} = 2,25 \frac{m}{h}$$

17. Eficiencia del reactor en base a la remoción de COD y BOD.

- **La eficiencia del reactor en base a la remoción de COD:**

$$E_{COD} = 100 * (1 - 0,68 * t^{-0,35}) \quad (22)$$

En donde E_{COD} es la eficiencia de remoción de COD en el sistema (%), 0,68 y 0,35 son constantes empíricas, t es el tiempo de retención hidráulico (h).

$$E_{COD} = 100 * (1 - 0,68 * (4,8h)^{-0,35}) = 60,73\%$$

- **La eficiencia en base a la remoción de BOD:**

$$E_{BOD} = 100 * (1 - 0,7 * t^{-0,5}) \quad (23)$$

Donde E_{BOD} es la eficiencia de remoción de BOD en el sistema (%), 0,7 y 0,5 son constantes empíricas, t es el tiempo de retención hidráulico (h).

$$E_{BOD} = 100 * (1 - 0,7 * (4,8h)^{-0,5}) = 68,05\%$$

18. Concentraciones de COD Y BOD el efluente:

Las concentraciones de COD y BOD en el efluente se calcularon a partir de la siguiente ecuación:

$$C_{effl} = S_o - \left(\frac{E * S_o}{100} \right) \quad (24)$$

Donde C_{effl} es la concentración de COD o BOD en el efluente final (mg/L), S_o es la concentración de COD o BOD inicial (mg/L) y E es la eficiencia de remoción de COD o BOD (%).

- **Para el COD:**

$$C_{efflCOD} = S_o - \left(\frac{E_{COD} * S_o}{100} \right)$$

$$C_{efflCOD} = 600 \frac{mg}{L} - \left(\frac{60,73\% * 600 \frac{mg}{L}}{100} \right) = 235,65 \frac{mg}{L}$$

- **Para el BOD:**

$$C_{efflBOD} = S_o - \left(\frac{E_{BOD} * S_o}{100} \right)$$

$$C_{efflBOD} = 350 \frac{mg}{L} - \left(\frac{68,05\% * 350 \frac{mg}{L}}{100} \right) = 111,83 \frac{mg}{L}$$

19. La cantidad de COD que es convertida a metano:

$$COD_{CH_4} = Q * (S_o - S) - Y_{OBS} * Q * S_o \quad (25)$$

Donde COD_{CH_4} es la cantidad de COD que se convierte en metano ($kg COD_{CH_4}/d$), Q es el caudal (m^3/d), S_o es la concentración de COD en el influente ($kgCOD/m^3$), S es la concentración de COD en el efluente ($kgCOD/m^3$) y Y_{OBS} es el coeficiente de producción de sólidos en el sistema en términos de COD.

$$COD_{CH_4} = 44 \frac{m^3}{d} * \left(0,6 \frac{kgCOD}{m^3} - 0,2356 \frac{kgCOD}{m^3} \right) - 0,21 \frac{kgCODlodo}{kgCODappl} * 44 \frac{m^3}{d} * 0,6 \frac{kgCOD}{m^3}$$

$$COD_{CH_4} = 10,44 \frac{kgCOD_{CH_4}}{d}$$

20. Factor de corrección de temperatura del reactor:

El factor de corrección de la temperatura de operación del reactor $K_{(t)}$, se calculó a partir de la ecuación mostrada a continuación:

$$K_{(t)} = \frac{P * K_{COD}}{R * (273 + T)} \quad (26)$$

Donde $K_{(t)}$ es el factor de corrección de la temperatura de operación del reactor ($kgCOD/m^3$), P es la presión atmosférica que para este caso se tomará como 1 atm, K_{COD} que es el peso molecular por mol de COD que corresponde a 64 g de COD por cada mol, T que es la temperatura de operación del reactor ($^{\circ}C$) y R es la constante de los gases ($atm * L/mol * K$).

$$K_{(t)} = \frac{1atm * 64 \frac{g}{mol}}{0,08296 \frac{atm * L}{mol * K} * (273 + 26^{\circ}C)} = 2,5954 \frac{kgCOD}{m^3}$$

21. Producción volumétrica de metano.

$$Q_{CH_4} = \frac{COD_{CH_4}}{K_{(t)}} \quad (27)$$

Donde Q_{CH_4} es la producción volumétrica de metano (m^3/d), $K_{(t)}$ es el factor de corrección de la temperatura de operación del reactor ($kgCOD/m^3$) y COD_{CH_4} es la cantidad de COD que se convierte en metano ($kgCOD_{CH_4}/d$).

$$Q_{CH_4} = \frac{10,44 \frac{kgCOD}{m^3}}{2,59 \frac{kgCOD}{m^3}} = 4,02 \frac{m^3CH_4}{d}$$

22. Evaluación del biogás.

La evaluación del biogás se realiza a partir de la estimación del porcentaje de metano en el biogás, adoptando un contenido de metano del 75%:

$$Q_g = \frac{Q_{CH_4}}{0,75} \quad (28)$$

Donde Q_g es la producción de biogás (m^3/d), Q_{CH_4} es la producción volumétrica de metano (m^3/d) y 0,75 es el contenido de metano.

$$Q_g = \frac{4,02 \frac{m^3CH_4}{d}}{0,75} = 5,37 \frac{m^3}{d}$$

23. Cálculo del área del líquido-gas A_g :

$$A_g = l_t * w_g \quad (29)$$

Donde l_t es la longitud total del gas colector (m) y w_g es el ancho de la parte superior del gas (0,1267m).

Para calcular l_t , se tiene en cuenta el número de colectores de gas por cada módulo (2 por cada módulo, para un total de 10) y la longitud de cada colector de gas l_g .

$$l_t = 10 * 0,1267m = 1,267 m \quad (30)$$

Al reemplazar:

$$A_g = 1,267m * 0,00425m = 0,0054 m^2$$

24. Tasa de liberación del biogás.

Se calculó la tasa de lanzamiento de gas en los colectores de la siguiente manera:

$$k_g = \frac{Q_g}{A_g} \quad (31)$$

$$k_g = \frac{(5,37 \frac{m^3}{d} * (\frac{1d}{24h}))}{0,0054 m^2} = 41,52 m^3/m^2 h$$

25. Porción de COD_{tot} que puede ser degradada.

Este puede calcularse por medio de la ecuación 32.

$$\%COD_{bd} = \frac{COD_{bd}}{COD_{TOT}} * 100 \quad (32)$$

En donde COD_{bd} es la concentración de COD biodegradable (mg/L), dicho valor tomado a partir de la resta del COD en el afluente (600 mg/L) y el COD en el efluente (235,6 mg/L) es decir el removido y COD_{tot} es la concentración total de COD (mg/L).

$$\%COD_{bd} = \frac{36,4 \frac{mg}{L}}{600 \frac{mg}{L}} * 100 = 60,73\%$$

26. Concentración de sólidos en el efluente.

Esta ecuación contiene dos constantes empíricas que son 102 y 0,24 la variable t es el tiempo de retención hidráulico:

$$SS = 102 * t^{-0,24} \quad (33)$$

$$SS = 102 * 4,8^{-0,24} = 70 \frac{mg}{L}$$

❖ Dimensionamiento del compartimiento de sedimentación.

27. Aperturas:

A) Longitud equivalente de las aperturas (Ltt).

A partir del número de aperturas simples y la longitud de la apertura, se calculó la longitud equivalente de las aperturas simples (L_{tt}) como se evidencia en la ecuación 34. El número equivalente de aperturas simples ($\#as$) se asumió como 20 (a partir del ejemplo de la literatura) la longitud de cada apertura L_a , es la misma que la longitud de cada colector, es decir, 0,1267m:

$$L_{tt} = L_a * \#as \quad (34)$$

$$L_{tt} = 0,1267m * 20 = 2,534m$$

B) Área de las aperturas.

Se calculó a partir del ancho de las aperturas (W_a) y la longitud equivalente de las aperturas simples (L_{tt}), dicho ancho se asume en ese valor para cumplir con las condiciones de velocidad de la tabla 15.

Tabla 15. Criterios de diseño hidráulicos para un reactor UASB que trata aguas residuales domésticas (Lemos, 2007).

Criterio/ parámetro	Rango de valores, en función del flujo.		
	para $Q_{\text{mínimo}}$	para $Q_{\text{máximo}}$	para Q_{pico}^*
Carga volumétrica hidráulica ($m^3/m^3 * d$)	<4,0	<6,0	<7,0
Tiempo de detención hidráulica (hora)**	6 a 9	4 a 6	>3,5 a 4
Velocidad de flujo ascendente (m/hora)	0,5 a 0,7	<0,9 a 1,1	<1,5
Velocidad en las aberturas al colono (m/hora)	<2,0 a 2,3	<4,0 a 4,2	<5,5 < 6,0
Tasa de carga superficial en el colono (m/hora)	0,6 a 0,8	<1,2	<1,6
Tiempo de detención hidráulica en el colono (hora)	1,5 a 2,0	>1,0	>0,6

* Picos de flujo con duración entre 2 y 4 horas.

** Temperatura de las aguas residuales en el rango de 20 a 26°C.

La ecuación es la siguiente:

$$A_{tt} = L_{tt} * W_a \quad (35)$$

$$A_{tt} = 2,534m * 0,36m = 0,92m^2$$

C) Velocidad a través de cada apertura.

La velocidad se calcula tanto para el caudal promedio como para el máximo, como se muestra en la ecuación 36:

$$V_a = \frac{Q}{A_{tt}} \quad (36)$$

$$V_a = \frac{44 \frac{m^3}{d} (* \frac{1d}{24h})}{0,92m^2} = 1,99 \frac{m}{h}$$

$$V_a = \frac{Q}{A_{tt}}$$

$$V a (Q_{max}) = \frac{(78,86 \frac{m^3}{d} * m^2 \frac{1d}{24h})}{0,92m^2} = 3,6 \frac{m}{h}$$

28. Sedimentadores.

A) Longitud total:

La longitud total, se tiene la configuración de 10 compartimentos, con la longitud de cada sedimentador de (0,88m) (Lemos, 2007):

$$L_{ss} = \#comp * L_s \quad (37)$$

$$L_{ss} = 10 * 0,88m = 8,8m$$

B) Ancho de cada compartimento:

Teniendo en cuenta que se cuenta con 5 separadores trifásicos, se calcula el ancho de cada compartimento (W_s) (Lemos, 2007):

$$W_s = \frac{L_s}{\#sep} \quad (38)$$

$$W_s = \frac{0,352}{5} = 0,352m$$

C) Ancho efectivo:

El ancho efectivo de cada decantador, en donde W_{gg} es el ancho de cada colector de gas (W_e) (Lemos, 2007):

$$W_e = W_s - W_{gg} \quad (39)$$

$$W_e = 0,352m - 0,04m = 0,312m$$

D) Área total:

El área total de los sedimentadores (A_s) se calculó así:

$$A_s = L_{ss} * W_e \quad (40)$$

$$A_s = 8,8m * 0,312m = 2,74m^2$$

E) Tasas de carga superficial:

La verificación de las tasas de carga superficial de los sedimentadores (V_{ss}) se calculó tanto para el caudal promedio, como para el caudal máximo, como se muestra a continuación:

$$V_{ss} = \frac{Q}{A_s} \quad (41)$$

$$V_{ss} = \frac{(44 \frac{m^3}{d} * (\frac{1d}{24h}))}{2,74 m^2} = 0,66 m/h$$

$$V_{ss} = \frac{Q_{max}}{A_s}$$

$$V_{ss} = \frac{(78,86 \frac{m^3}{d} * (\frac{1d}{24h}))}{2,74 m^2} = 1,19 m/h$$

29. Distribución de aguas residuales influentes.

- A)** Se calcula el número de distribuciones de los tubos, es decir, el espacio entre tubos de la siguiente forma: El valor del área de influencia por tubo de distribución (A_d), se tomó de la literatura, siendo este 1 m^2 .

$$N_d = \frac{A_t}{A_d} \quad (42)$$

$$N_d = \frac{1,46\text{m}^2}{1\text{m}^2} = 1,46 \approx 2$$

- B)** Número de tubos por módulo:

$$T_d = \frac{N_d}{N} \quad (43)$$

$$T_d = \frac{2}{2} = 1$$

En donde N es el número de módulos.

ANEXO 2. DISEÑO DE FILTRO BOD

1. Diseño del Filtro Biológico.

A. Carga orgánica del influente al reactor UASB (Lo-UASB).

$$LoUASB = BOD * Q \quad (44)$$

$$LoUASB = 350 \frac{\text{mg}}{\text{L}} * \frac{1\text{Kg}}{1000000\text{mg}} * \frac{1000\text{L}}{1\text{m}^3} * 44 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} = 15,33 \text{ kgBOD/d}$$

B. Volumen filtro BOD

$$V = Q * t \quad (45)$$

$$V = (44 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} / 24\text{h}) * 5\text{h} = 9.13 \text{ m}^3$$

C. Profundidad del lecho BOD.

La profundidad total del filtro se calcula de la siguiente forma:

$$H = h_1 + h_2 + h_3 \quad (46)$$

$$H = 1\text{m} + 0,2\text{m} + 0,25\text{m} = 1,45\text{m}$$

Se supone la altura del lecho empacado ($h_1=1\text{m}$), la altura del compartimento inferior ($h_2=0,2\text{m}$) y la profundidad libre del colector de recogida de efluentes ($h_3=0,25\text{m}$) (Lemos, 2007).

D. Área del filtro BOD.

El área del Filtro Anaerobio se calcula a partir de la ecuación 47, con los valores obtenidos de la ecuación 46 y 45:

$$A = \frac{V}{H} \quad (47)$$

$$A = \frac{9,13\text{m}^3}{1,45\text{m}} = 6,29\text{m}^2$$

E. Volumen del lecho empacado del filtro de BOD.

El volumen del lecho empacado (V_{pd}), se calcula por medio de la ecuación 48:

$$V_{pd} = h_1 * A \quad (48)$$

$$V_{pd} = 1m * 6.29m^2 = 6.29m^3$$

F. Tasa de carga hidráulica.

La tasa de carga hidráulica (HLR) se expresa en la siguiente ecuación, en donde Q es el caudal (m^3/d) y A es el área superficial del medio de cobertura (m^2).

$$HLR = \frac{Q}{A} \quad (49)$$

$$HLR = \frac{44 \frac{m^3}{d}}{6.29m^2} = 6,96 \frac{m^3}{m^2} * d$$

Igualmente se calcula con el caudal máximo (Qmax):

$$HLR = \frac{Q_{max}}{A}$$

$$HLR = \frac{52,57 \frac{m^3}{d}}{6,29m^2} = 8,35 \frac{m^3}{m^2} * d$$

G. Tasa de carga orgánica.

La tasa de carga orgánica aplicada al filtro y tasa de carga orgánica aplicada al lecho empacado se calculan por medio de la siguiente ecuación (50), en donde L_v es la tasa de carga orgánica volumétrica ($KgCOD/m^3 * d$) Q es el caudal, (m^3/d), S_o es la concentración del sustrato ($KgBOD/m^3$ or $KgCOD/m^3$) y V es el volumen total que ocupa el filtro (m^3):

$$L_v = \frac{Q * S_o}{V} \quad (50)$$

$$L_v = \frac{44 \frac{m^3}{d} * 0,112 \frac{Kg}{m^3}}{9.13m^3} = 0,54 \frac{kgBOD}{m^3} * d$$

$$L_{vdp} = \frac{44 \frac{m^3}{d} * 0,112 \frac{Kg}{m^3}}{6.29m^3} = 0,78 \frac{kgBOD}{m^3} * d$$

H. Eficiencia del filtro BOD.

La eficiencia del filtro (E) se calculó según la ecuación mostrada a continuación:

$$E = (1 - 0,87 * t^{-0,5}) * 100 \quad (51)$$

$$E = (1 - 0,87 * 5^{-0,5}) * 100 = 61.09\%$$

I. Concentración final de BOD.

La concentración final de BOD del efluente, se calcula de la siguiente manera:

$$BOD_{eff} = S_o UASB \frac{E * S_o UASB}{100} \quad (52)$$

$$BOD_{eff} = 0,112 \frac{Kg}{m^3} - \frac{61.09 * 0,112 \frac{Kg}{m^3}}{100} = 0,04351 \frac{Kg}{m^3}$$

Se pasa de kg/m³ a mg/L para verificar si el filtro ya se adecua a las condiciones del Reglamento Técnico DGNTI-COPANIT RT-35-2011 del Ministerio de Comercio e Industrias de Panamá (Ministerio de Ambiente, 2000):

$$0,04351 \frac{Kg}{m^3} * 1000 = 43,51 \frac{mg}{L}$$

ANEXO 3. DISEÑO FILTRO DE COD

1. Diseño del Filtro de remoción de COD.

A. Volumen del filtro COD.

$$V = Q * t \quad (53)$$

$$V = 44 \frac{m^3}{d} * 11h = 20,08 m^3$$

B. Profundidad del filtro COD.

La profundidad total del filtro se calcula así:

$$H = h1 + h2 + h3 \quad (54)$$

$$H = 3m + 0,2m + 0,25m = 3,45m$$

Se supone la altura del lecho empacado, (h1=3m), se toma de la literatura la altura del compartimento inferior (h2=0,2m) y la profundidad libre del colector de recogida de efluentes (h3=0,25m).

C. Área del filtro anaerobio COD.

$$A = \frac{V}{H} \quad (55)$$

$$A = \frac{20,08m^3}{3,45m} = 5,82m^2$$

D. Volumen del lecho empacado COD.

$$V_{pd} = h1 * A \quad (56)$$

$$V_{pd} = 3m * 5,82m^2 = 17,46 m^3$$

E. La tasa de carga hidráulica (HLR).

$$HLR = \frac{Q}{A} \quad (57)$$

$$HLR = \frac{44 \frac{m^3}{d}}{5,82 m^2} = 7,53 \text{ m}^3/\text{m}^2 * d$$

Con el caudal máximo (Q_{max}) se calcula de la misma manera

$$HLR = \frac{Q_{max}}{A}$$

$$HLR_{max} = \frac{52,57 \frac{m^3}{d}}{5,82 m^2} = 9,03 \text{ m}^3/\text{m}^2 * d$$

F. Tasa de carga orgánica volumétrica.

La tasa de carga orgánica aplicada al filtro y tasa de carga orgánica aplicada al lecho empacado se calculan por medio de la siguiente ecuación (58):

$$L_v = \frac{Q * S_o}{V} \quad (58)$$

$$L_v = \frac{44 \frac{m^3}{d} * 0,236 \frac{Kg}{m^3}}{20,08 m^3} = 0,51 \text{ kgCOD}/\text{m}^3 * d$$

$$L_{vdp} = \frac{44 \frac{m^3}{d} * 0,236 \frac{Kg}{m^3}}{17,46 m^3} = 0,59 \text{ kgCOD}/\text{m}^3 * d$$

G. Eficiencia del filtro COD.

$$E = (1 - 0,87 * t^{-0,5}) * 100 \quad (59)$$

$$E = (1 - 0,87 * 11^{-0,5}) * 100 = 73,77\%$$

H. La concentración final de COD del efluente.

Se calcula de la siguiente manera:

$$COD_{eff} = S_o UASB \frac{E * S_o UASB}{100} \quad (60)$$

$$COD_{eff} = 0,236 - \frac{73,77 * 0,236 \frac{Kg}{m^3}}{100} = 0,06181 \frac{Kg}{m^3}$$

Para verificar que este valor cumple con el Reglamento Técnico DGNTI-COPANIT RT-35-2011 del Ministerio de Comercio e Industrias de Panamá (Ministerio de Ambiente, 2000) se pasa de kg/m³ a mg/L:

$$0,06181 \frac{Kg}{m^3} * 100 = 61,81 \frac{mg}{L}$$

Este valor es inferior al rango establecido por el reglamento (100-200 mg/L), pero hay que recordar que los valores estipulados en esta norma son máximos.

ANEXO 4. DISEÑO REACTOR PARA REMOCIÓN DE H_2S

1. Diseño del reactor de Remoción de H_2S .

A continuación se presentan los parámetros iniciales para el diseño del reactor como se muestra, así mismo en la tabla 16, se evidencian los pesos moleculares de los compuesto involucrados al equipo (Burbano, 2006).

Tabla 16. Masas de los compuestos que intervienen en la reacción de remoción de H_2S

COMPUESTO	PESO MOLECULAR (g/mol)
FeO	72
H_2S	34
FeS	88
H_2O	18
S	32
H_2	2

- El caudal de biogás [Q] tomado para el diseño de este filtro, es la misma producción de biogás calculada en el diseño del reactor ($5,366 \frac{m^3}{d}$).
- La temperatura es la misma que presenta el reactor UASB.
- La presión se tomó de la literatura.
- La concentración de H_2S se tomó del valor medido de la literatura.
- El valor de la densidad efectiva del sólido se tomó de la literatura.
- El valor del diámetro interno del cilindro para el aprovechamiento de gas se tomó de la literatura, siendo dos veces superior al diámetro interno tomado para el cilindro, a partir de las pruebas que el autor realizó.

A. Gramos necesarios de Óxido Ferroso (FeO), para oxidar H_2S .

$$g FeO = C_s * Q * \left(\frac{PM_{FeO}}{PM_{H_2S}} \right) \quad (61)$$

$$g FeO = 0,23 \frac{g}{L} * 224 * \left(\frac{72g/mol}{34g/mol} \right) = 109 \frac{gFeO}{h}$$

B. El volumen del cilindro.

$$V = g FeO * \frac{horas\ diarias}{1día} * \frac{días\ del\ mes}{1mes} * \frac{1}{De} \quad (62)$$

$$V = 109 \frac{gFeO}{h} * \frac{5h}{1día} * \frac{22\ días}{1mes} * \frac{1}{5,2 \frac{g}{cm^3}} = 2307,9 cm^3 / mes$$

C. Área transversal del cilindro.

$$A = \frac{\pi * D_i^2}{4} \quad (63)$$

$$A = \frac{\pi * (5cm)^2}{4} = 19,63cm^2$$

D. La altura efectiva.

$$H = \frac{V}{A} \quad (64)$$

$$H = \frac{2307,9cm^3}{19,63cm^2} = 70\text{ cm} * \frac{1m}{100cm} = 1,28m$$

E. La velocidad.

$$v = \frac{Q}{A} \quad (65)$$

$$v = \frac{224 \frac{L}{h} * \frac{1m^3}{1000L} * \frac{1h}{3600s}}{19,63\text{ cm}^2 * \frac{1m^2}{(100cm)^2}} = 0,032 \frac{m}{s}$$

2. Aprovechamiento de biogás.

A. Flujo másico del Óxido Ferroso.

$$W = P_g * C_s * \frac{\text{Horas}}{1\text{ día}} * \frac{\text{días}}{\text{semana}} \quad (66)$$

$$W = 4,024 \frac{m^3}{\text{día}} * 0,23 \frac{g}{L} * \frac{5h}{1\text{ día}} * \frac{10\text{ días}}{2\text{ semanas}} = 23139\text{ gFeO/día}$$

B. Volumen de FeO.

$$V = \frac{W}{De} * \frac{PM_{FeO}}{PM_{H_2S}} \quad (67)$$

$$V = \frac{23139\text{ gFeO/día}}{5,2 \frac{g}{cm^3}} * \left(\frac{72g/mol}{34g/mol} \right) = 9423,07\text{ cm}^3$$

C. Área transversal del cilindro.

Se calcula de la misma forma como se halló en la ecuación 63, a partir del diámetro interno del cilindro (para el aprovechamiento del gas) (Burbano, 2006):

$$A = \frac{\pi * D_i^2}{4} .$$

$$A = \frac{\pi * (11,2cm)^2}{4} = 98,52cm^2$$

D. Volumen del filtro.

Se calcula sabiendo que la altura efectiva (Hg) es un valor asumido de acuerdo a los ensayos realizados por el autor (145 cm):

$$V_f = A * H_g \quad (68)$$

$$V_f = \frac{98,52cm^2 * 145cm}{(100cm)^3} = 0,0142m^3$$

E. Altura efectiva.

$$He = \frac{V_{FeO}}{A} \quad (69)$$

$$He = \frac{9423,07 \text{ cm}^3}{98,52 \text{ cm}^2} * \frac{1 \text{ m}}{100 \text{ cm}} = 0,956 \text{ m}$$

F. Tiempo de retención.

$$t = 0,0142 \text{ m}^3 * \frac{h}{1,87 \text{ m}^3} * \frac{3600 \text{ s}}{1 h} = 28 \text{ s}$$

G. Velocidad

$$v = \frac{Hg}{t} \quad (70)$$

$$v = \frac{145 \text{ cm} * \frac{1 \text{ m}}{100 \text{ cm}}}{28 \text{ s}} = 0,053 \text{ m/s}$$

ANEXO 5. GENERADOR DE ENERGÍA

1. Generador de energía.

A. Energía que se espera obtener.

$$Q_{\text{Biogás}} = 5,37 \frac{\text{m}^3}{\text{día}}$$

$$1 \text{ m}^3 \text{ biogás} = 6,5 \text{ kWh}$$

$$\text{Energía eléctrica obtenida} = \frac{5,37 \frac{\text{m}^3}{\text{día}} * 6,5 \text{ kWh}}{1 \text{ m}^3} = 34,9 \text{ kWh por día} \quad (71)$$

ANEXO 6. BALANCES

1. Balance de masa de un reactor UASB.

A. Balance de masa de la demanda biológica de oxígeno (COD) en el reactor:

$$COD_{\text{AFLUENTE}} = COD_{\text{CH}_4} + COD_{\text{LODO}} + COD_{\text{EFLUENTE}} \quad (72)$$

$$600 \text{ mg/L} = 238,4 \text{ mg/L} + COD_{\text{LODO}} + 235,63 \text{ mg/L}$$

$$COD_{\text{LODO}} = 125,37 \text{ mg/L}$$

Por tanto el COD del afluente corresponde al COD presente en el agua residual cruda a la entrada del reactor UASB, que su valor equivale a 600 mg/L, para el caso del COD como CH_4 su valor radica en cuánto COD de la entrada es convertido en metano, que equivale a 238,4 mg/L, para el COD del efluente, este corresponde al COD en la corriente líquida de descarga que equivale a 235,63 mg/L, por último el COD del lodo corresponde al COD presente en el lodo en fase acuosa, que equivale a 125,37 mg/L. En la figura 18 se puede evidenciar el diagrama de flujo del balance de masa.

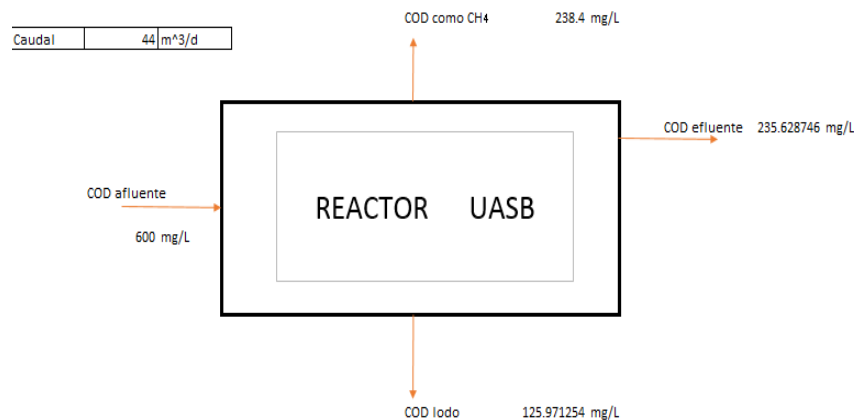


Figura 18. Resultados del balance de COD en el reactor UASB diseñado.

B. Balance de masa de la demanda biológica de oxígeno (BOD) en el reactor:

$$BOD_{AFLUENTE} = BOD_{CONSUMIDO} + BOD_{EFLUENTE} \quad (73)$$

$$350 \text{ mg/L} = BOD_{CONSUMIDO} + 111,83 \text{ mg/L}$$

$$BOD_{CONSUMIDO} = 238,17 \text{ mg/L}$$

Donde el BOD del afluente corresponde al BOD presente en el agua residual cruda a la entrada del reactor UASB, que su valor equivale a 350 mg/L, para el caso del BOD consumido su valor radica en cuánto BOD consumen los microorganismos del medio, que equivale a 238,17 mg/L, y por último para el BOD del efluente, este corresponde al BOD en la corriente líquida de descarga que equivale a 111,83 mg/L. En la figura 19 se puede evidenciar el diagrama de flujo del balance de masa de BOD en el reactor:

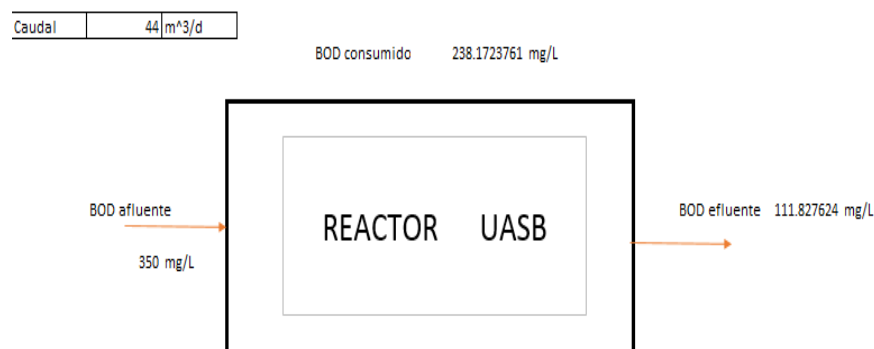


Figura 19. Resultados del balance de BOD en el reactor UASB diseñado.

2. Balance de masa de un filtro de remoción de BOD.

$$\begin{aligned} BOD_{AFLUENTE} &= BOD_{REMOVIDO} + BOD_{EFLUENTE} \quad (74) \\ 111,83 \text{ mg/L} &= BOD_{REMOVIDO} + 44,4 \text{ mg/L} \\ BOD_{REMOVIDO} &= 67,42 \text{ mg/L} \end{aligned}$$

Donde el BOD del afluente corresponde al BOD presente en la corriente de salida del reactor UASB, que su valor equivale a 111,83 mg/L, para el caso del BOD removido su valor radica en cuánto BOD consumen los microorganismos del medio y por tanto remueven, que equivale a 67,42 mg/L, y por último para el BOD del efluente, este corresponde al BOD en la corriente líquida de descarga que equivale a 44,4 mg/L. En la figura 20 se puede evidenciar el diagrama de flujo del balance de masa.

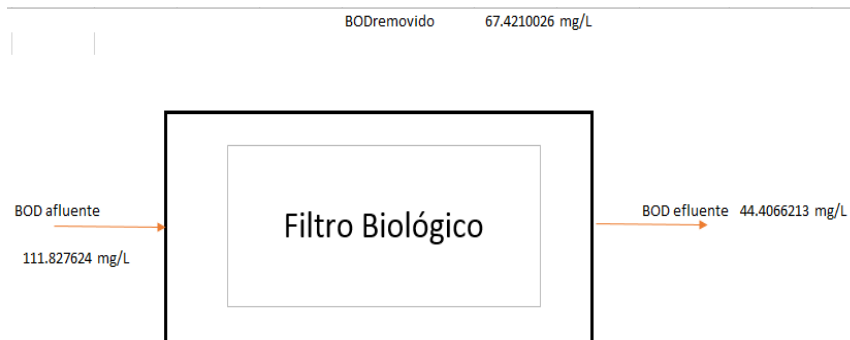


Figura 20. Resultados del balance de BOD en el filtro biológico.

3. Balance de masa filtro de remoción de COD.

$$\begin{aligned} COD_{AFLUENTE} &= COD_{REMOVIDO} + COD_{EFLUENTE} \quad (75) \\ 235,63 \text{ mg/L} &= COD_{REMOVIDO} + 93,57 \text{ mg/L} \\ COD_{REMOVIDO} &= 142,06 \text{ mg/L} \end{aligned}$$

Donde el COD del afluente corresponde al COD presente en la corriente de salida del reactor UASB, que su valor equivale a 235,63 mg/L, para el caso del COD removido su valor radica en cuánto COD reacciona y por tanto se remueve, que equivale a 142,06 mg/L, y por último para el COD del efluente, este corresponde al COD en la corriente líquida de descarga que equivale a 93,57 mg/L. En la figura 21 se puede evidenciar el diagrama de flujo del balance de masa en el filtro.

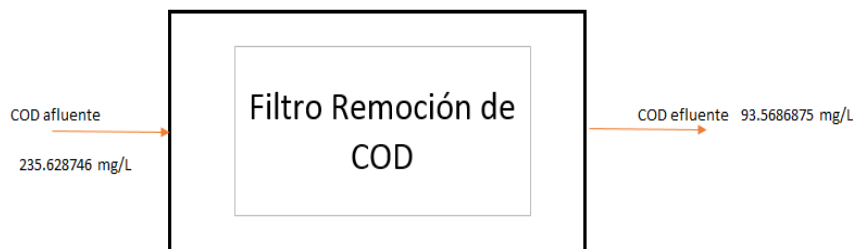


Figura 21. Resultados del balance de COD en el filtro de remoción de COD.

4. Balance de masa de un reactor de remoción de H_2S .

Al realizar el balance de materia en el filtro, se indica los gramos resultantes de la reacción cuando reacciona el Óxido Ferroso y el Ácido Sulfhídrico. Para realizar el balance, inicialmente se debe contar con una base de cálculo de H_2S , valor calculado como se muestra a continuación, en donde el caudal (Q) se calculó como el producto de los gramos de FeO para oxidar H_2S y la relación estequiométrica de sus respectivos pesos moleculares (Burbano, 2006):

$$g H_2S = Cs * Q \quad (76)$$

$$g H_2S = 0,23 \frac{g}{L} * 223,58 \frac{L}{h} = 51,42 \text{ g/h}$$

Posteriormente se realiza la estequiometría en la entrada:

$$51,42g H_2S * \frac{1gmolH_2S}{34g H_2S} = 1,51gmolH_2S \quad (77)$$

$$51,42g H_2S * \frac{1gmolFeO}{34g H_2S} = 1,51gmolFeO$$

$$1,51gmolFeO * \frac{72gFeO}{1gmolFeO} = 108,9gFeO$$

En la salida:

- Para el FeS

$$1,51gmolH_2S * \frac{32g S}{1gmolH_2S} = 48,4 g S \quad (78)$$

$$48,4 g S * \frac{1gmol FeS}{32g S} * \frac{88gFeS}{1gmolFeS} = 133,1gFeS$$

- Para el H_2O

$$1,51gmolH_2S * \frac{2g H}{1gmolH_2S} = 3,02 g H \quad (79)$$

$$3,02 g H * \frac{1gmolH_2O}{2g S} * \frac{18gH_2O}{1gmolH_2O} = 27,22 g H_2O$$

El resultado del balance de masa del reactor de remoción se pueden evidenciar de manera gráfica en la figura 22.

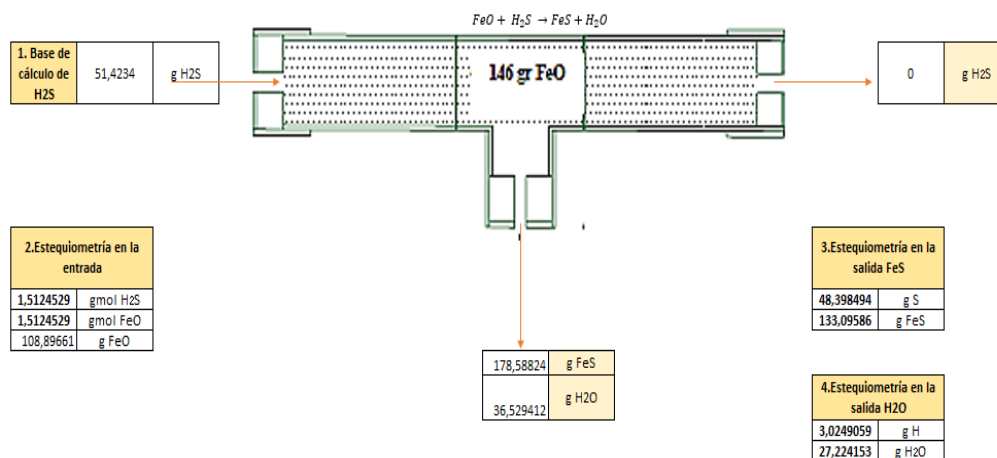


Figura 22. Resultado del balance de masa del reactor de remoción de H_2S .

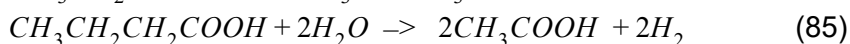
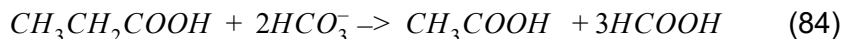
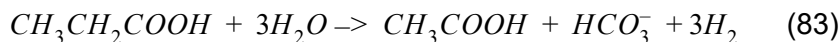
5. Balance de energía del reactor UASB.

Las reacciones que ocurren dentro del reactor, se muestran a continuación (Moraes B., Zaiat M., Bonomi A., 2015):

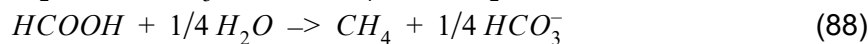
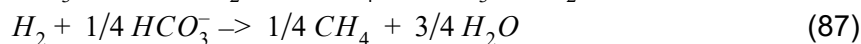
1. ACIDOGÉNESIS:



2. ACETOGÉNESIS:



3. METANOGENÉESIS:



Con ayuda del programa ASPEN HYSYS se calculan los calores de reacción. Dichos valores encontrados se evidencian en la tabla 17.

Tabla 17. Calores de reacción de las etapas de digestión anaerobia.

# de Ecuación	ETAPA	CALOR DE REACCIÓN (Kcal/Kgmole)
73	ACIDOGÉNESIS	-7,40E+04
74	ACIDOGÉNESIS	-1,00E+05
75	ACIDOGÉNESIS	-7,10E+04
76	ACETOGENESIS	4,60E+04
77	ACETOGENESIS	-1,70E+04
78	ACETOGENESIS	2,30E+04
79	METANOGENESIS	2,00E+04
80	METANOGENESIS	1,50E+04
81	METANOGENESIS	1,00E+03
Q (Calor total de reacción)		-1,87E+05

Se pudo evidenciar en la suma total de los calores de reacción que este calor total es exotérmico.

El balance, se realizó a partir de la siguiente ecuación:

$$\rho * V * C_p \frac{dT}{dt} = \rho * Q * C_p * (T_i - T) \quad (89)$$

Donde ρ es la densidad del lixiviado, considerando que el lixiviado presenta propiedades similares a las del agua se toma como 1 g/ml, V es el volumen del reactor, T_i es la temperatura de entrada del reactor en °C, T la temperatura en la salida del reactor en °C, C_p es la capacidad calorífica del lixiviado y debido a que este presenta propiedades similares a las del agua se toma como 4,184 J/g*K, Q es el caudal de alimentación máximo del reactor en ml/s.

- Cálculo de la temperatura de salida del reactor:

$$0 = \rho * Q * C_p * (T_i - T) \quad (90)$$

$$\frac{1}{\rho * Q * C_p} + T_i = T \quad (91)$$

$$\frac{1}{1 \frac{g}{ml} * 507 \frac{ml}{s} * 0,04184 \frac{J}{g * ^\circ C}} + 26^\circ C = T$$

$$26,04184^\circ C = T$$

6. Balance de energía del filtro de remoción de H_2S .

Para el balance de energía del filtro de remoción de H_2S se parte de la reacción que ocurre dentro del mismo, esta reacción se evidencia a continuación: (Burbano, 2006):



Con ayuda del programa ASPEN HYSYS se calculó el calor de reacción. Dicho valor encontrado se evidencia en la tabla 18.

Tabla 18 . Calor de reacción de la reacción de oxidación de H_2S .

# de Ecuación	ETAPA	CALOR DE REACCIÓN (Kcal/Kgmole)
86	OXIDACIÓN	-3,85E+00
Q (Calor total de reacción)		-3,85E+00

Se puede evidenciar en la suma total de los calores de reacción que este calor total es exotérmico. A partir de la ecuación 86 se realiza el balance:

$$M * C_p * (T_i - T) = Q_{rxn} \quad (93)$$

Donde M es el flujo másico del biogás en kg/d, T_i es la temperatura de entrada del reactor en °C, T la temperatura en la salida del reactor en °C, C_p es la capacidad calorífica del biogás en kcal/m³ y Q_{rxn} es el calor de reacción de la reacción de oxidación que ocurre dentro del filtro.

Luego, se calculó la temperatura de salida del filtro para evidenciar si el filtro necesita una chaqueta de calentamiento o enfriamiento. Como la temperatura de salida del reactor (26°C) es igual a la de entrada no se necesita una chaqueta.

$$T = \frac{Q_{rxn}}{M * C_p} + T_i \quad (94)$$

Se calculó el flujo másico de biogás (M), a partir del caudal de salida de biogás del reactor UASB y la densidad del biogás, evidenciados en la tabla 19:

Tabla 19. Propiedades del biogás presente en el reactor UASB.

Propiedad	Valor
Caudal de salida del reactor UASB (m ³ /d)	5,37
Densidad del biogás (kg/m ³)	1,2

Según los datos de la tabla 19, se calculó el flujo másico como se muestra a continuación:

$$M = \rho * Q \quad (95)$$

$$M = 1,2 \frac{kg}{m^3} * 5,37 \frac{m^3}{d}$$

$$M = 6,44 \frac{kg}{d}$$

$$T = \frac{Q_{rxn}}{M * C_p} + T_i \quad (96)$$

Ahora se procedió a realizar el cálculo de la T de salida de la ecuación 96:

$$T = \frac{-3,85 \frac{kcal}{kgmole}}{6,44 \frac{kg}{d} * 7500 \frac{kcal}{m^3}} + 26^\circ C$$

$$T = 25,99\text{ }^{\circ}\text{C} \approx 26\text{ }^{\circ}\text{C}$$

ANEXO 7. CAÍDA DE PRESIÓN DE FILTRO H₂S

1. Caída de Presión en el filtro de remoción de H₂S:

Se calcula la caída de presión de los equipos es calculada por medio de la ecuación de Ergun (ecuación 97) (Andrés, La, & Martínez, 2015). Las variables necesarias para este cálculo se muestran en la tabla 20.

$$\frac{\Delta P}{L} = \frac{150 * \mu * v * (1-\varepsilon)^2}{D^2 p * \varepsilon^3 * \varphi^2} + \frac{1,75 * \rho * v^2 * (1-\varepsilon)}{D p * \varepsilon^3 * \varphi} \quad (97)$$

Tabla 20. Variables de la caída de presión en el reactor de lecho empacado.

D (diámetro del filtro)	0,05	m
dp (diámetro de partícula)	0,004	m
P (densidad)	1,2	Kg/m ³
ε (Porosidad del lecho)	0,4066	N.A.
v (velocidad del biogás en el lecho)	0,078	m/s
Viscosidad del biogás (μ)	0,00001	Pa*s
Esfericidad de la partícula (φ)	0,7	N.A.

La caída de presión:

$$\frac{\Delta P}{L} = \frac{150 * \mu * v * (1-\varepsilon)^2}{D^2 p * \varepsilon^3 * \varphi^2} + \frac{1,75 * \rho * v^2 * (1-\varepsilon)}{D p * \varepsilon^3 * \varphi} \quad (98)$$

La porosidad del lecho (ε): Se calcula a partir de la ecuación 99:

$$\varepsilon = 0,4 + 0,05 * \frac{D_p}{D} + 0,412 * \left(\frac{D_p}{D}\right)^2 \quad (99)$$

$$\varepsilon = 0,4 + 0,05 * \frac{0,004}{0,05} + 0,412 * \left(\frac{0,004}{0,05}\right)^2 = 0,4066$$

El diámetro de partícula (dp): Este valor se tomó de la literatura dado que para este tipo de lechos manejan un tipo de malla 3/10 (Andrés, La, & Martínez, 2015).

La viscosidad (μ): Se tomó un valor encontrado en la literatura (Stanikova et al., 2015).

La velocidad del biogás en el lecho (v): Se tomó la velocidad superficial y la porosidad para calcularlo, como se muestra en la ecuación 100:

$$v = \frac{v_s}{\varepsilon} \quad (100)$$

$$v = \frac{0,032 \text{ m/s}}{0,4066} = 0,078 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

La esfericidad de la partícula (φ): Este valor se tomó de la literatura (Tacuri, 2015).

Los valores de las variables que se emplearán para calcular la caída de presión del lecho fluidizado.

Al reemplazar en la ecuación 97:

$$\frac{\Delta P}{L} = \frac{150 * 0,00001 Pa * s * 0,078 m/s * (1 - 0,4066)^2}{0,004^2 m^2 * 0,4066^3 * 0,7^2} + \frac{1,75 * 1,2 Kg/m^3 * 0,078^2 (\frac{m}{s})^2 * (1 - 0,4066)}{0,004 m * 0,4066^3 * 0,7} = 118 \frac{Pa}{m}$$

$$\frac{\Delta P}{L} = 0,0011 \frac{atm}{m}$$

ANEXO 8. DIMENSIONES TANQUE

Inicialmente se realizó el dimensionamiento del tanque de almacenamiento TK-100, que tiene por función la recepción de todas las corrientes de aguas residuales domésticas procedentes del complejo hotelero, además es necesario tener en cuenta que en cualquier momento el biodigestor y respectivos filtros pueden tener una falla o pueden necesitar mantenimiento, por ende el tanque debe tener un volumen de hasta tres veces más de su capacidad normal en operación diaria (Mantilla J., Duque C., Galeano C., 2007) , dicho cálculo se puede evidenciar en la ecuación 101:

$$V_{TK-100} = 78,86 \frac{m^3}{dia} * 3 = 236,57 \frac{m^3}{dia} \quad (101)$$

Para establecer el tipo de tanque y material a utilizar que se va a diseñar se usó como guía la norma "STANDAR A.P.I. 650" (API, 2013) que es formulada para tanques de almacenamiento a presión atmosférica, dicho tanque debe estructurarse para suplir las necesidades de almacenamiento de agua residual doméstica para lo cual se selecciona el cilíndrico vertical de fondo plano puesto que el caudal que maneja a diario es relativamente alto y este minimizaría los costos de operación (Rodríguez J., 1980). Posteriormente se eligió el tipo de techo que se deseaba implementar en el tanque y debido a que es un tanque de almacenamiento de aguas residuales domésticas no fue necesario que tuviera techo, sin embargo, debido a que debe ser cerca al complejo hotelero se optó por ponerle techo fijo.

El material del tanque que se seleccionó fue acero estructural A-131 en base a la norma ANSI/AWWA D103 -09 (ANSI, 2014), ya que la temperatura de operación del tanque es la temperatura ambiente de Pedasí, Panamá que oscila entre los 24-26°C, por ende no requiere un calibre de acero muy alto, ni recubrimiento que impida ceder calor al medio.

ANEXO 9. DIMENSIONES BOMBAS

Cuando se tuvo claridad sobre las bombas necesarias dentro de la planta, de acuerdo a la distancia dentro de la distribución de la planta para los equipos, se establece la longitud de tubería de la succión y descarga de cada una de las bombas como se muestra en la tabla 21 y 22:

Tabla 21. Tramos de tubería en la succión y descarga de las bombas de la planta.

BOMBA	TRAMO SUCCIÓN (m)	TRAMO DESCARGA (m)
P-100	7,5	7,5
P-101	7,5	3
P-102	3	3
P-103	3	3
P-104	3	7,5
P-105	3	7,5
P-106	3	7,5

Tabla 22. Tramos de tubería entre equipos para biogás en la planta.

Equipos	Distancia (m)
Biodigestor-Filtro	5
Filtro- Deposito gas	15
Deposito gas- Generador	10
Generador- Aprovechamiento gas	25

Posteriormente se procede a determinar el flujo normal, mínimo y de diseño de las bombas, como se puede evidenciar en la tabla 23.

Tabla 23. Flujos de las bombas de la planta.

BOMBA	FLUJO NORMAL (GPM)	FLUJO MÍNIMO (GPM)	FLUJO DE DISEÑO (GPM)
P-100	8,0719	4,0360	9,6863
P-101	8,0719	4,0360	9,6863
P-102	8,0719	4,0360	9,6863
P-103	8,0719	4,0360	9,6863
P-104	8,0719	4,0360	9,6863
P-105	8,0719	4,0360	9,6863
P-106	8,0719	4,0360	9,6863

Seguido se procede a realizar el cálculo de la caída de presión por medio de la ecuación de Darcy. A continuación en la figura 23,24,25,26,27,28,29 se puede evidenciar los parámetros calculados para determinar la caída de presión por medio de la ecuación de Darcy para cada bomba.

	Succión	Descarga
Diámetro int. (mm)	40,89	40,89
Diámetro int. (in)	1,6098393	1,6098393
Diámetro int. (ft)	0,134151912	0,134151912
L (ft)	135,3893331	24,606
Factor de complejidad (Fc)	2	2
Leq (ft)	313,0936996	56,90244125
Viscosidad dinámica (cP)	0,431	0,431
Viscosidad dinámica (lbm/ft*s)	0,000289589	0,000289589
Q (ft3/s)	0,017984491	0,017984491
Densidad(lb/ft3)	62,43	62,43
Área (ft2)	0,014134603	0,014134603
Velocidad (ft/s)	1,272373249	1,272373249
Gravedad (ft/s2)	32,174	32,174
Reynolds	36797,8818	36797,8818
Tipo de flujo	Turbulento	Turbulento
factor de fricción	0,001739231	0,001739231
Pérdida por fricción (ft)	0,013700155	0,002489901
Caída de presión (psi)	0,408496757	0,074241234
Caída de presión (kPa)	2,816487098	0,511875492

Figura 23. Caída de presión de la bomba P-100 por la ecuación de Darcy.

	Succión	Descarga
Diámetro int. (mm)	40,89	26,64
Diámetro int. (in)	1,6098393	1,0488168
Diámetro int. (ft)	0,134151912	0,087400512
L (ft)	135,3893331	9,8424
Factor de complejidad (Fc)	2	2
Leq (ft)	313,0936996	21,0896805
Viscosidad dinámica (cP)	0,431	0,431
Viscosidad dinámica (lbm/ft*s)	0,000289589	0,000289589
Q (ft3/s)	0,017984491	0,017984491
Densidad(lb/ft3)	62,43	62,43
Área (ft2)	0,014134603	0,005999538
Velocidad (ft/s)	1,272373249	2,997645759
Gravedad (ft/s2)	32,174	32,174
Reynolds	36797,8818	56481,43344
Tipo de flujo	Turbulento	Turbulento
factor de fricción	0,001739231	0,001133116
Pérdida por fricción (ft)	0,013700155	0,003337105
Caída de presión (psi)	0,408496757	0,152727008
Caída de presión (kPa)	2,816487098	1,053016069

Figura 24. Caída de presión de la bomba P-101 por la ecuación de Darcy

	Succión	Descarga
Diámetro int. (mm)	26,64	26,64
Diámetro int. (in)	1,0488168	1,0488168
Diámetro int. (ft)	0,087400512	0,087400512
L (ft)	108,4820448	9,8424
Factor de complejidad (Fc)	2	2
Leq (ft)	232,4485557	21,0896805
Viscosidad dinámica (cP)	0,431	0,431
Viscosidad dinámica (lbm/ft*s)	0,000289589	0,000289589
Q (ft3/s)	0,017984491	0,017984491
Densidad(lb/ft3)	63,68	63,68
Área (ft2)	0,005999538	0,005999538
Velocidad (ft/s)	2,997645759	2,997645759
Gravedad (ft/s2)	32,174	32,174
Reynolds	57612,32871	57612,32871
Tipo de flujo	Turbulento	Turbulento
factor de fricción	0,001110873	0,001110873
Pérdida por fricción (ft)	0,036059273	0,003271599
Caída de presión (psi)	1,650300294	0,149729069
Caída de presión (kPa)	11,37842445	1,032345998

Figura 25. Caída de presión de la bomba P-102 por la ecuación de Darcy.

	Succión	Descarga
Diámetro int. (mm)	26,64	26,64
Diámetro int. (in)	1,0488168	1,0488168
Diámetro int. (ft)	0,087400512	0,087400512
L (ft)	108,4820448	9,8424
Factor de complejidad (Fc)	2	2
Leq (ft)	232,4485557	21,0896805
Viscosidad dinámica (cP)	0,431	0,431
Viscosidad dinámica (lbm/ft*s)	0,000289589	0,000289589
Q (ft3/s)	0,017984491	0,017984491
Densidad(lb/ft3)	63,68	63,68
Área (ft2)	0,005999538	0,005999538
Velocidad (ft/s)	2,997645759	2,997645759
Gravedad (ft/s2)	32,174	32,174
Reynolds	57612,32871	57612,32871
Tipo de flujo	Turbulento	Turbulento
factor de fricción	0,001110873	0,001110873
Pérdida por fricción (ft)	0,036059273	0,003271599
Caída de presión (psi)	1,650300294	0,149729069
Caída de presión (kPa)	11,37842445	1,032345998

Figura 26. Caída de presión de la bomba P-103 por la ecuación de Darcy.

	Succión	Descarga
Diámetro int. (mm)	26,64	26,64
Diámetro int. (in)	1,0488168	1,0488168
Diámetro int. (ft)	0,087400512	0,087400512
L (ft)	108,4820448	24,606
Factor de complejidad (Fc)	2	2
Leq (ft)	232,4485557	52,72420125
Viscosidad dinámica (cP)	0,431	0,431
Viscosidad dinámica (lbm/ft*s)	0,000289589	0,000289589
Q (ft3/s)	0,017984491	0,017984491
Densidad(lb/ft3)	63,68	63,68
Área (ft2)	0,005999538	0,005999538
Velocidad (ft/s)	2,997645759	2,997645759
Gravedad (ft/s2)	32,174	32,174
Reynolds	57612,32871	57612,32871
Tipo de flujo	Turbulento	Turbulento
factor de fricción	0,001110873	0,001110873
Pérdida por fricción (ft)	0,036059273	0,008178998
Caída de presión (psi)	1,650300294	0,374322673
Caída de presión (kPa)	11,37842445	2,580864996

Figura 27. Caída de presión de la bomba P-104 por la ecuación de Darcy.

	Succión	Descarga
Diámetro int. (mm)	26,64	26,64
Diámetro int. (in)	1,0488168	1,0488168
Diámetro int. (ft)	0,087400512	0,087400512
L (ft)	108,4820448	24,606
Factor de complejidad (Fc)	2	2
Leq (ft)	232,4485557	52,72420125
Viscosidad dinámica (cP)	0,431	0,431
Viscosidad dinámica (lbm/ft*s)	0,000289589	0,000289589
Q (ft3/s)	0,017984491	0,017984491
Densidad(lb/ft3)	63,68	63,68
Área (ft2)	0,005999538	0,005999538
Velocidad (ft/s)	2,997645759	2,997645759
Gravedad (ft/s2)	32,174	32,174
Reynolds	57612,32871	57612,32871
Tipo de flujo	Turbulento	Turbulento
factor de fricción	0,001110873	0,001110873
Pérdida por fricción (ft)	0,036059273	0,008178998
Caída de presión (psi)	1,650300294	0,374322673
Caída de presión (kPa)	11,37842445	2,580864996

Figura 28. Caída de presión de la bomba P-105 por la ecuación de Darcy.

	Succión	Descarga
Diámetro int. (mm)	26,64	40,89
Diámetro int. (in)	1,0488168	1,6098393
Diámetro int. (ft)	0,087400512	0,134151912
L (ft)	108,4820448	24,606
Factor de complejidad (Fc)	2	2
Leq (ft)	232,4485557	56,90244125
Viscosidad dinámica (cP)	0,431	0,431
Viscosidad dinámica (lbm/ft*s)	0,000289589	0,000289589
Q (ft ³ /s)	0,017984491	0,017984491
Densidad(lb/ft ³)	63,68	63,68
Área (ft ²)	0,005999538	0,014134603
Velocidad (ft/s)	2,997645759	1,272373249
Gravedad (ft/s ²)	32,174	32,174
Reynolds	57612,32871	37534,66463
Tipo de flujo	Turbulento	Turbulento
factor de fricción	0,001110873	0,00170509
Pérdida por fricción (ft)	0,036059273	0,002441026
Caída de presión (psi)	1,650300294	0,072783924
Caída de presión (kPa)	11,37842445	0,501827685

Figura 29. Caída de presión de la bomba P-106 por la ecuación de Darcy.

Selección de las bombas:

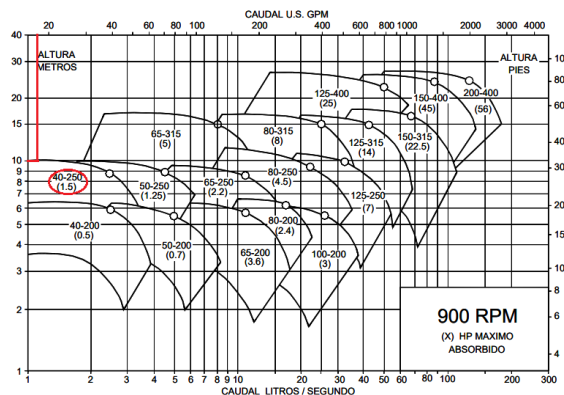


Figura 30. Bomba P-100, P-101, P-102, P-103, P-104, P-105 y P-106 del catálogo de la empresa HIDROSTAL.

A partir de la curva de la bomba 40-250 de HIDROSTAL, se evidencia en la figura 31 que para un caudal de 9,6863 gmp (0,7339 L/s), el NPSHR es aproximadamente 9,8m:

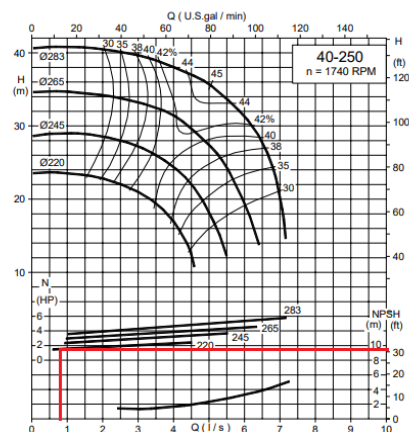


Figura 31. Bomba P-100 a P-106 del catálogo de la empresa HIDROSTAL.

Por tanto se eligen las 7 bombas de la empresa HIDROSTAL.

A partir de la ecuación 102, se definieron los valores para el NPSHA, los respectivos valores se evidencian en la tabla 24:

$$NPSHA = \left(\frac{P_{tank} - P_{sat}(T)}{\rho * g} \right) + h - h_L \quad (102)$$

Tabla 24. NPSHA para cada bomba de la planta.

BOMBA	NPSHA (m)
P-100	10,02
P-101	10,02
P-102	10,02
P-103	10,02
P-104	10,02
P-105	10,02
P-106	10,02

Sabiendo que el NPSHA es 0,5m más que el NPSHR el cual es de 9,8m, entonces el NPSHA es 10,3m. Los datos de este cálculo consignados en la figura 32.

NPSHA del Proceso	
NPSHR (m)	9,8
Presión bomba (Pa)	101325
Presión de saturación (Pa)	186,86
Densidad (kg/m ³)	1020
Gravedad (m/s ²)	9,8
h _L (Pa*m)	2,89E+02
NPSHA (m)	10,3
h	2,89E+02

Figura 32. Cálculo de NPSHA y h.

ANEXO 10. DIMENSIONES TUBERÍAS

1. **Dimensionamiento de tuberías:** Datos tesys: a continuación en la tabla 25 se puede observar la clasificación de los datos por cada extensión de tubería.

Tabla 25. Datos de tuberías.

Tipo de Fluido	Desde	Hasta	Presión (atm)	Temperatura (°C)	Caudal (m^3/d)
Agua	P-100	TK-100	1	26	44
Agua	TK-100	P-101	1	26	44
Agua	P-101	R-100	1	26	44
Lodos	R-100	P-102	1	26	44
Lodos	P-102	R101	1	26	44
Lodos	R-101	P-103	1	26	44
Lodos	R-101	P-104	1	26	44
Lodos	P-103	R-102	1	26	44
Lodos	R-102	P-105	1	26	44
Lodos	R-100	P-106	1	26	44
Biogás	R-100	F-100	1	26	5,37
Biogás	F-100	DE-100	1	26	5,37
Biogás	DE-100	G-100	1	26	5,37

La densidad de los fluidos involucrados en el proceso, se muestra en la tabla 26.

Tabla 26. Densidad de los fluidos.

Tipo de Fluido	Densidad (Kg/m^3)
Agua	1000
Lodos	1020
Biogás	1,2

La longitud y longitud equivalente de accesorios fue calculada a partir de los P&ID en los cuales, es posible identificar la instrumentación, por lo tanto, se determinará la longitud equivalente a partir de los accesorios del proceso. En donde la longitud de la tubería se tomó de la tabla 21, la longitud equivalente total como se muestra en la tabla 27, y se calculó como la suma de la longitud de la tubería y la longitud equivalente total de los accesorios.

Tabla 27. Accesorios del proceso con su respectiva longitud equivalente.

ACCESORIOS			
Nombre	#	L/D	Longitud equivalente (m)
Válvula mariposa	16	40	65,47
Codos	24	30	29,45
Tea	12	20	24,55
Válvula de globo	6	340	208,69
Válvula check	16	135	220,97
Reducción	6	14	8,59
Expansión	6	24	14,73
Total			572,46
Longitud de tubería (m)			543,00
Longitud equivalente total (m)			1115,46

A. Temperatura de diseño. Para elegir el material se necesitó del cálculo de la temperatura de diseño, que se muestra a continuación en la ecuación 103, de la cual se obtuvo un valor de 31,2°C.

$$T_{Diseño} = T_{Normal} * 1,2 \quad (103)$$

$$T_{Diseño} = 26^{\circ}C * 1,2 = 31,2^{\circ}C$$

A partir de la temperatura mencionada anteriormente, se seleccionó un material que no excediera en su temperatura máxima de operación, la temperatura de diseño, por tanto, el material es acero al carbono.

B. Determinación de la presión nominal:

Para poder seleccionar la presión nominal, es necesario conocer la presión de diseño de las tuberías, en donde se toma el criterio de que para recipientes y tuberías la presión mínima es de 50 psig (3,44 bar) por tanto, conociendo la temperatura y presión del fluido, se toma una presión nominal de 4 bar para agua/lodo y 6 bar para biogás.

C. Determinación del diámetro nominal:

Teniendo en cuenta el caudal, presión y tipo de fluido, se seleccionó el diámetro nominal de la tubería, siendo ésta de 1 ¼" para lodo, es decir las líneas (1,2,3,4,10,11,12,13,14,15,16,17,18,19,20) como se puede identificar en la figura 33.

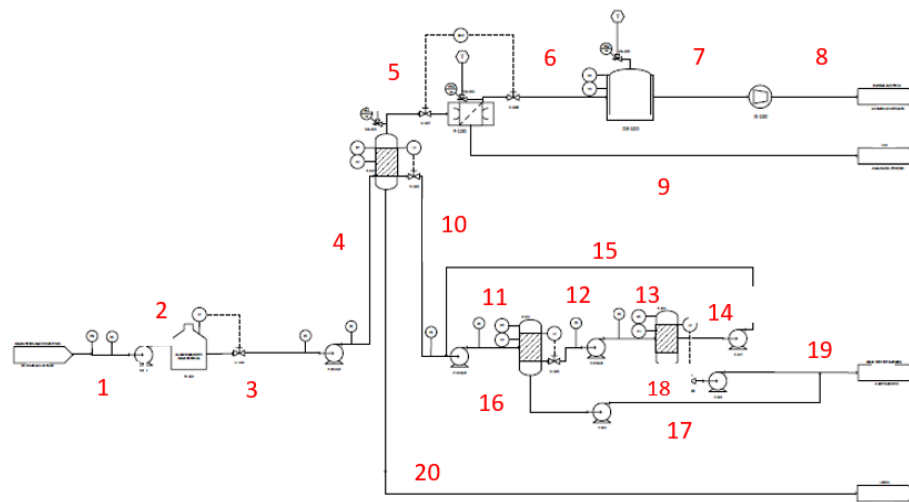


Figura 33. Numeración de líneas de succión y descarga.

Por otro lado, las líneas 5,6,7,8,9 correspondientes a biogás, se calcularon a partir de la velocidad erosional, con la ecuación 104:

$$V = \frac{100}{\sqrt{\frac{29 * SG * P}{Z * R * T}}} \quad (104)$$

En donde sg es la gravedad específica del gas, teniendo como referencia la densidad del aire, P es la presión de la tubería en psia, z es el coeficiente de compresibilidad a una temperatura y presión específica, R es la constante de los gases en $\frac{ft^3 \cdot psia}{lbmol \cdot ^\circ R}$ y la temperatura (T) se encuentra en $^\circ R$.

Para el cálculo del factor de compresibilidad, se tomó la presión crítica que está entre 74-88 atm, en donde se tomó un valor promedio; y temperatura crítica con un valor de $-82.5^\circ C$. A continuación se calculó la presión y temperatura reducida mostradas en la ecuación 105 y 106.

$$Pr = \frac{P}{P_c} \quad (105)$$

$$Tr = \frac{T}{T_c} \quad (106)$$

A partir de las ecuaciones anteriores, se ubica en valor de Z en el diagrama obteniendo un valor de 0,1.

Reemplazando en la ecuación 104:

$$V = \sqrt{\frac{100}{29 \cdot \frac{1,2Kg/m^3}{1,225Kg/m^3} \cdot 50 \text{ psia} \cdot 0,1 \cdot 10,73 \frac{ft^3 \cdot psia}{lbmol \cdot ^\circ R} \cdot 538,47^\circ R}} = 63,78 ft/s$$

Por lo tanto, para esta presión y velocidad, se tiene un tamaño nominal de 3" a 4", teniendo en cuenta el dimensionamiento de tubería con servicio de gases y vapores(bases y criterios). Se tomó un diámetro nominal de 3".

D. Cálculo de espesor mínimo de pared.

Se calcula según la norma ASME B31.1, a partir de la ecuación 107:

$$tm = 0,5 \cdot \frac{P \cdot Do}{SE + P \cdot y} \quad (107)$$

En donde, P es la presión de diseño de la tubería KPa, Do es el diámetro externo, SE es la tensión admisible del material, y "y" es el coeficiente del material. Reemplazando valores en la ecuación 107:

- Para agua/lodo:

$$tm = 0,5 \cdot \frac{50psi \cdot \frac{6,9Kpa}{1psi} \cdot 32mm}{12ksi \cdot \frac{1000psi}{1ksi} \cdot \frac{6,9Kpa}{1psi} + 50psi \cdot \frac{6,9Kpa}{1psi} \cdot 0,4}$$

$$tm = 0,066mm$$

- Para biogás:

$$tm = 0,5 \cdot \frac{50psi \cdot \frac{6,9Kpa}{1psi} \cdot 80mm}{12ksi \cdot \frac{1000psi}{1ksi} \cdot \frac{6,9Kpa}{1psi} + 50psi \cdot \frac{6,9Kpa}{1psi} \cdot 0,4}$$

$$tm = 0,166mm$$

E. Cálculo del espesor pedido.

Según las normativas, se debe añadir tolerancias y márgenes según la normativa UNE-EN 13480-3 para calcular el espesor de pedido mínimo que debe tener la tubería:

$$e_{ord} \geq e + c_o + c_1 + c_2 \quad (108)$$

En donde, e es el espesor mínimo de pared calculado en la ecuación 96, c_o es el margen de erosión o corrosión fijado en 1mm, c_1 es el valor absoluto de la tolerancia negativa tomado de las normas del material, en la aplicación de cálculo de tuberías se considera por defecto 1 mm, c_2 es el margen para el posible adelgazamiento durante el proceso de fabricación, para tuberías rectas (como es la del colector) este factor es 0. Al reemplazar en la ecuación 108:

- Para agua/lodo:

$$e_{ord} \geq 0,066mm + 1mm + 1mm = 2,066mm$$

- Para biogás:

$$e_{ord} \geq 0,166mm + 1mm + 1mm = 2,166mm$$

Según la normativa ANSI, se debe encontrar la tubería normalizada con un espesor inmediatamente superior al calculado, consecuencia de lo anterior se toman diámetros de 1 1/2" (40mm) para agua/lodo con diámetro externo de 48,3 mm; para gas se seleccionó un diámetro nominal de 4" (100mm) con diámetro externo de 114,3 mm y un espesor de 2,77mm y 3,05 mm respectivamente.

Luego se determinó la presión de diseño y la presión nominal teniendo en cuenta el espesor normalizado del tubo, según la ecuación 109.

$$P = \frac{2 * e * SE}{D_o - 2 * e * \gamma} \quad (109)$$

- Para agua/lodo:

$$P = \frac{2 * 2,77mm * 0,97}{48,3mm - 2 * 2,77mm * 0,4} = 0,117Kpa$$

- Para biogás:

$$P = \frac{2 * 3,05mm * 0,97}{114,3mm - 2 * 3,05mm * 0,4} = 0,053Kpa$$

Posteriormente, se selecciona nuevamente una presión nominal, la cual tiene presiones nominales para todo el sistema de 1 bar.

F. Cálculo de velocidad.

Se calcula de acuerdo a la ecuación 110, en donde Q es el caudal en m/s, y D es el diámetro interno en m cédula 40.

$$v = \frac{4 * Q}{\pi * D^2} \quad (110)$$

- Para agua/lodo:

$$v = \frac{4 * 44 \frac{m^3}{d} * \frac{1d}{24h} * \frac{1h}{3600s}}{\pi * (40,9mm * \frac{1m}{1000mm})^2}$$

$$v = 0,387m/s$$

- Para biogás:

$$v = \frac{4 \cdot 44 \frac{m^3}{d} \cdot \frac{1d}{24h} \cdot \frac{1h}{3600s}}{\pi \cdot (102,3mm \cdot \frac{1m}{1000mm})^2}$$

$$v = 0,049m/s$$

G. Cálculo de pérdida de carga lineal.

Para este cálculo, se tiene en cuenta el coeficiente de rozamiento λ :

$$\lambda = \left[\left(\frac{64}{Re} \right)^{12} + \frac{1}{(A+B)^{3/2}} \right]^{1/12} \quad (111)$$

En donde A y B, se muestran en la ecuación 112 y 113 respectivamente:

$$A = \left[0,8687 \cdot \ln \frac{1}{\left(\frac{7}{Re} \right)^{0,9} + \frac{0,27 \cdot \varepsilon}{D}} \right]^{16} \quad (112)$$

$$B = \left(\frac{13269}{Re} \right)^{16} \quad (113)$$

En donde $Re = \frac{v \cdot \rho \cdot D}{\mu}$, siendo μ la viscosidad dinámica del fluido, ρ la densidad, D el diámetro interior y ε la rugosidad del material, siendo 0,5 mm para acero.

- Para agua/lodo:

$$Re = \frac{0,387 \frac{m}{s} \cdot 1020 \frac{Kg}{m^3} \cdot 0,0409m}{8,71E-4 \frac{Kg}{m \cdot s}}$$

$$Re = 18565,55$$

$$A = \left[0,8687 \cdot \ln \frac{1}{\left(\frac{7}{18565,55} \right)^{0,9} + \frac{0,27 \cdot 0,0005m}{0,0409m}} \right]^{16}$$

$$A = 7,0E+10$$

$$B = \left(\frac{13269}{18565,55} \right)^{16}$$

$$B = 0,004$$

$$\lambda = \left[\left(\frac{64}{18565,55} \right)^{12} + \frac{1}{(7,0E10+0,004)^{3/2}} \right]^{1/12}$$

$$\lambda = 0,043$$

- Para biogás:

$$Re = \frac{0,049 \frac{m}{s} \cdot 1,2 \frac{Kg}{m^3} \cdot 0,1023m}{1,38E-5 \frac{Kg}{m \cdot s}}$$

$$Re = 3,72E5$$

$$A = \left[0,8687 \cdot \ln \frac{1}{\left(\frac{7}{3,72E+5} \right)^{0,9} + \frac{0,27 \cdot 0,0005m}{0,1023m}} \right]^{16}$$

$$A = 1,32E12$$

$$B = \left(\frac{13269}{3,72E5} \right)^{16}$$

$$B = 6,987E-24$$

$$\lambda = \left[\left(\frac{64}{3,72E5} \right)^{12} + \frac{1}{(1,32E12+6,987E-24)^{3/2}} \right]^{1/12}$$

$$\lambda = 0,03$$

ANEXO 11. COSTOS

El costo de las bombas P-100 a P-106 se evidencia en la tabla 28.

Tabla 28. Costos de las bombas de la planta (Mercadolibre,2019).

Bomba	Potencia (HP)	Costo (COP)
P-100	0,262	\$ 360.000
P-101	1,179	\$ 580.000
P-102	1,179	\$ 580.000
P-103	1,179	\$ 580.000
P-104	1,000	\$ 504.000
P-105	1,000	\$ 504.000
P-106	1,239	\$ 580.000

El costo de los tramos de tubería se evidencian en la tabla 29:

Tabla 29. Costos de tramos de tubería (Mercadolibre,2019).

COSTO TUBERÍAS			
Nombre	Longitud tubería (m)	Costo por metro	Costo total
Agua/Lodo	543	\$ 2.167	\$ 1.176.507
Biogás	55	\$ 2.500	\$ 137.500
Total			\$ 1.314.007

En la tabla 30 podemos apreciar los costos por zona del proceso en la planta diseñada de forma conceptual a lo largo de este documento.

Tabla 30. Costos por zona del proceso de la planta.

Producto	Materia prima o producto		Ensamble	
	Dolares	Pesos colombianos	Dolares	Pesos colombianos
ZONA DE PRETRATAMIENTO				
Bomba centrífuga (P-100)	114,8691768	360000	113,957243	357142
Tanque de almacenamiento de aguas residuales (TK-100)	15,39757498	48256	113,957243	357142
TOTAL	\$			1.122.540
ZONA DE REACCIÓN				
Bomba centrífuga (P-101)	185,067007	580000	113,957243	357142
Biodigestor (R-100)	3828,972559	12000000	113,957243	357142
Bomba centrífuga (P-102)	185,067007	580000	113,957243	357142
Filtro de BOD (R-101)	2297,383535	7200000	113,957243	357142
Bomba centrífuga (P-103)	185,067007	580000	113,957243	357142
Filtro de COD (R-102)	2297,383535	7200000	113,957243	357142
Bomba centrífuga (P-104)	160,8168475	504000	113,957243	357142
Bomba centrífuga (P-105)	160,8168475	504000	113,957243	357142
Bomba centrífuga (P-106)	185,067007	580000	113,957243	357142
TOTAL	\$			32.942.278
ZONA DE PURIFICACIÓN Y APROVECHAMIENTO				
Filtro de H2S (F-100)	352,5845565	1105000	113,957243	357142
Depósito de Biogás (DE-100)	15,39757498	48256	113,957243	357142
Generador eléctrico (GE-100)	6000	18804000	113,957243	357142
TOTAL	\$			21.028.682

Los costos anteriormente mencionados en la tabla 30 no corresponden a la inversión total de la planta, puesto que para el ensamble óptimo de cada equipo se requiere de algunos accesorios que facilitan el funcionamiento de la misma, por lo cual en la tabla

31 se consignan los valores adicionales para tener un valor de inversión total y análisis de recuperación posterior.

Tabla 31. Costo de accesorios(mercadolibre,2019).

COSTO ACCESORIOS			
Nombre	Cantidad	Costo por unidad	Costo total
Válvula mariposa	16	\$ 46.900	\$ 750.400
Codos	9	\$ 86.000	\$ 774.000
Tea	12	\$ 74.000	\$ 888.000
Válvula de globo	6	\$ 27.000	\$ 162.000
Válvula check	16	\$ 110.000	\$ 1.760.000
		Total	\$ 4.334.400

Finalizada la respectiva cotización de todos los equipos y accesorios de la planta, se procede a hacer un estimado del costo total de inversión, valor que es consignado en la tabla 32.

Tabla 32. Costo total de inversión.

COSTO TOTAL DE INVERSIÓN		
Tipo de inversión	Pesos colombianos	Dólares
Inversión de equipos de proceso	\$ 55.093.500	\$ 17.579
Inversión de accesorios	\$ 4.334.400	\$ 1.383
Inversión de tubería	\$ 1.314.007	\$ 419
INVERSIÓN TOTAL	\$ 60.741.907	\$ 19.381,59

Tabla 33. Consumo de electricidad para hallar el flujo de caja.

	CONSUMO DE ELECTRICIDAD EN EL HOTEL (PAB)
Porcentaje anual consumido por el hotel	0,012%
Consumo electrico anual del hotel	240000
Cargos por consumo, energía eléctrica, distribución, alumbrado público, distribución.	\$ 41.280

Tabla 34. Producción de electricidad para hallar el flujo de caja.

	PRODUCCIÓN DE ELECTRICIDAD DE LA PLANTA (PAB)
Energía anual producida por la planta (kWh)	12564
Cargos por consumo, energía eléctrica, distribución, alumbrado público, distribución.	\$ 34.174

A partir de la ecuación 114 se determina el periodo de recuperación de la inversión.

$$PRI = IO/F \quad (114)$$

Donde PRI= Periodo de recuperación de la inversión, IO= Inversión inicial y F=Flujo de caja anual.

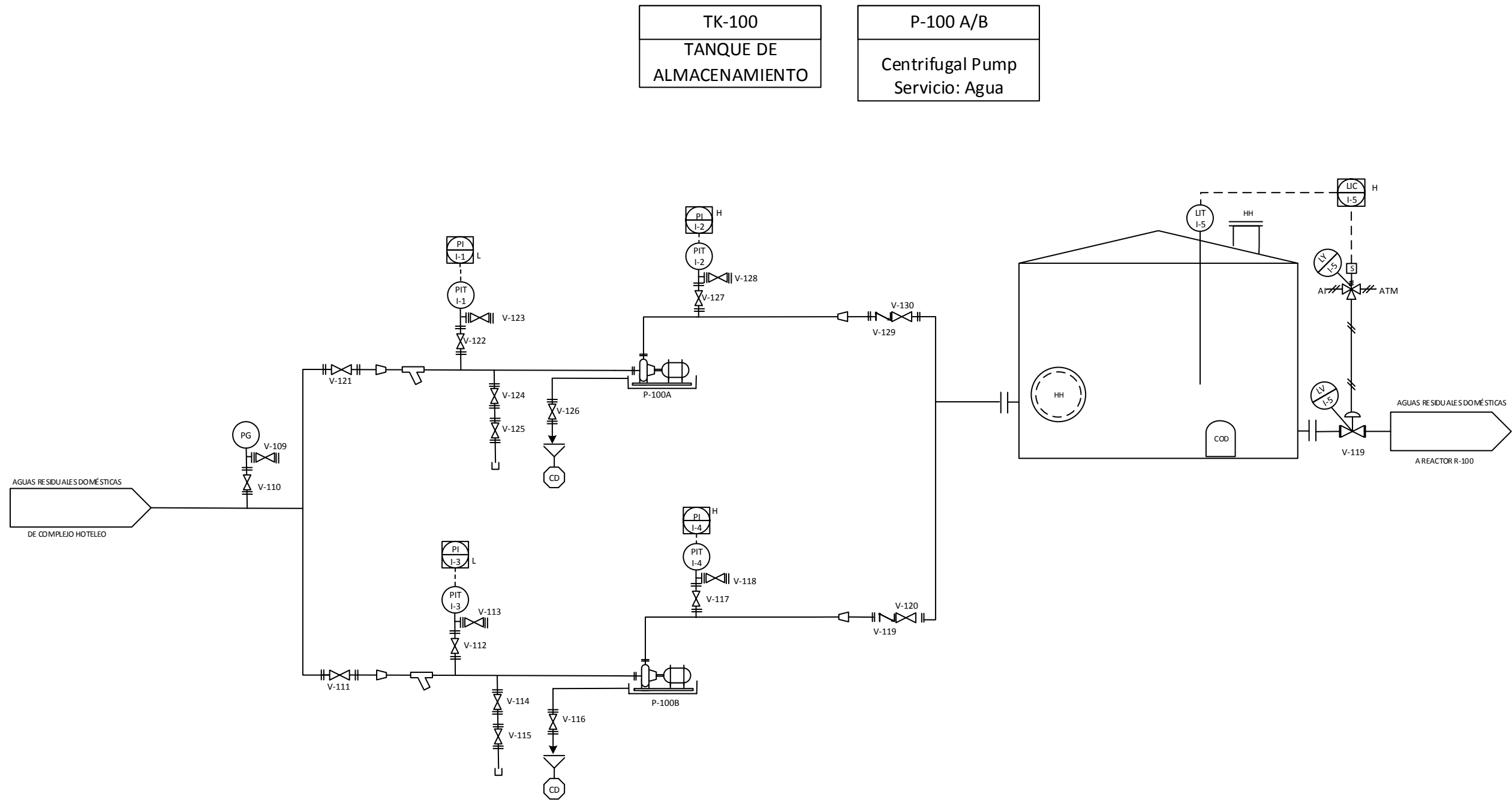
$$PRI = \frac{19437 PAB}{7106 PAB} = 2,7353 \text{ años}$$

Debido a que la cifra calculada anteriormente mediante la ecuación 40 no es un valor exacto, se procede a calcular la cantidad de meses (ecuación 115) y días (ecuación 116) en los que los decimales se difieren.

$$0.7353 * 12 = 8,82 \text{ meses} \quad (115)$$

$$0.82 * 30 = 24,6 \text{ días} \quad (116)$$

Por lo cual se obtiene que el periodo de recuperación de la inversión son 2 años, 8 meses y 24 días.



TK-100
TANQUE DE
ALMACENAMIENTO

P-100 A/B
Centrifugal Pump
Servicio: Agua

NOTAS

- Los indicadores de presión (I-3, I-1) envían una señal por baja presión al HMI.
- Los indicadores de presión (I-4, I-2) envían una señal por alta presión al HMI.

CONVENCIONES

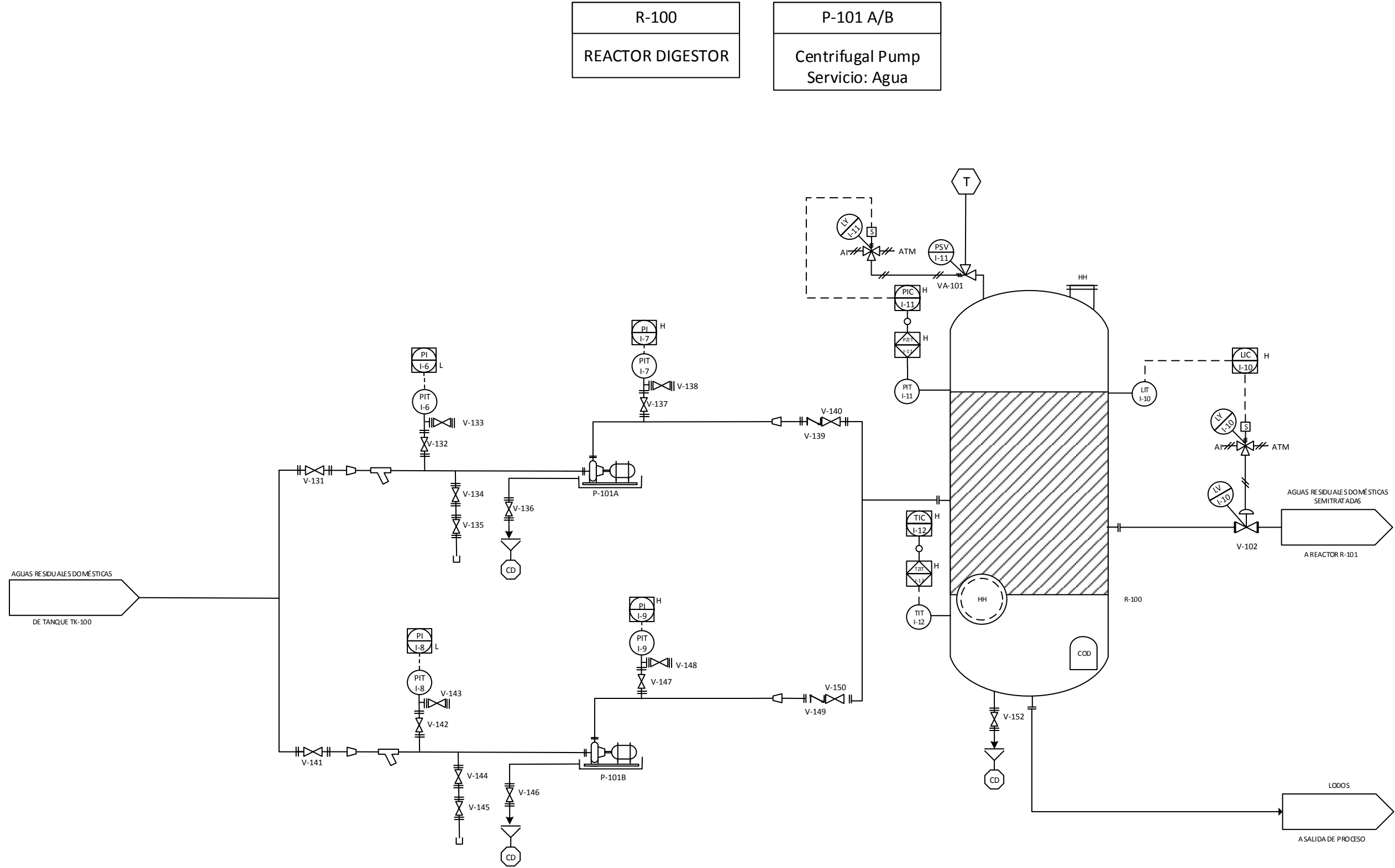
- CD: Drenaje cerrado de las bombas P-100A/B.
- HH: Handhole.
- COD: Puerta de limpieza.
- S: Válvula solenoide.
- AI: aire de instrumentos.
- ATM: atmosférico.

	Firma
Wendy Steffany Isaza A. Eliana Fernanda Niño R.	

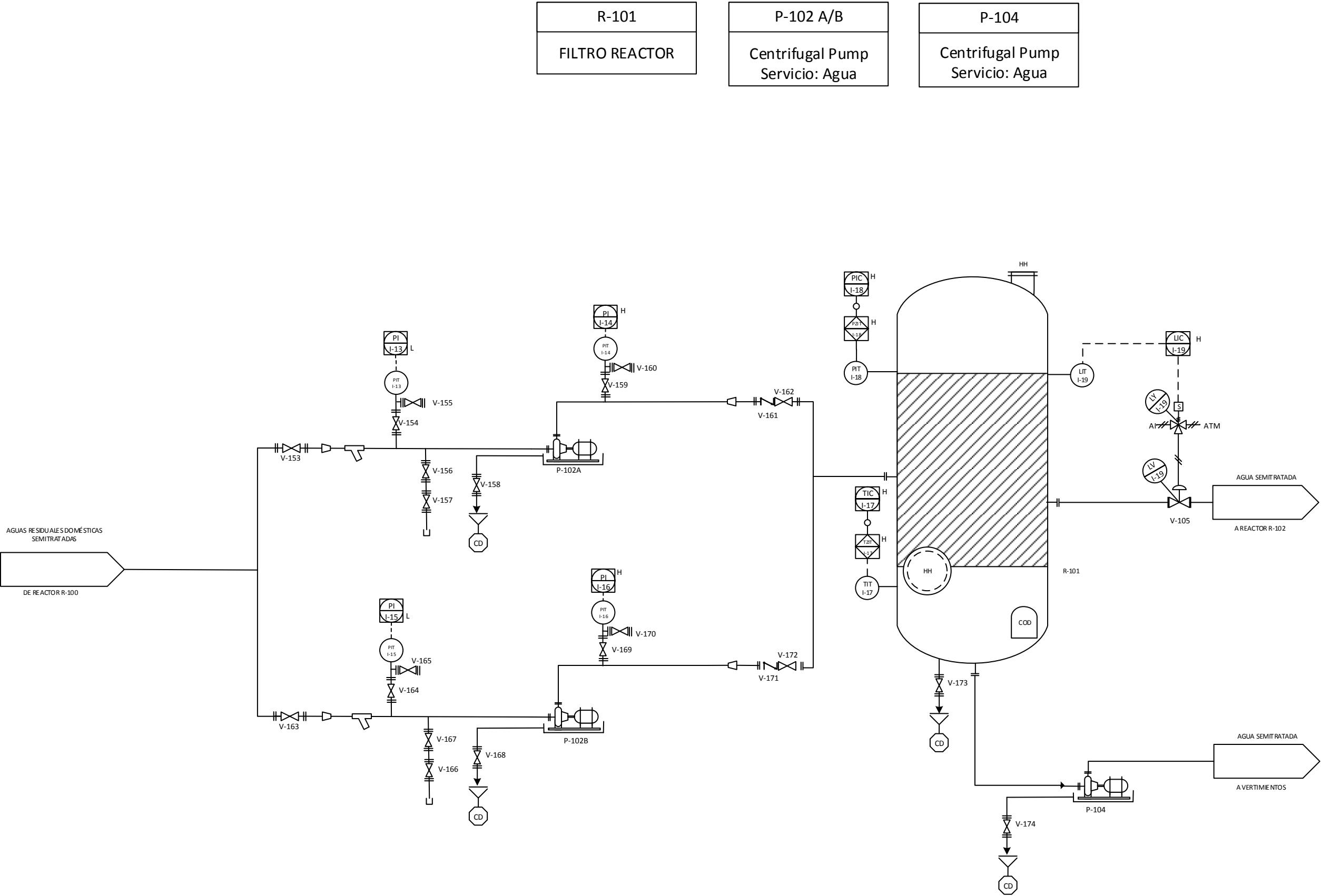
REV.	APROBADO	FECHA
------	----------	-------



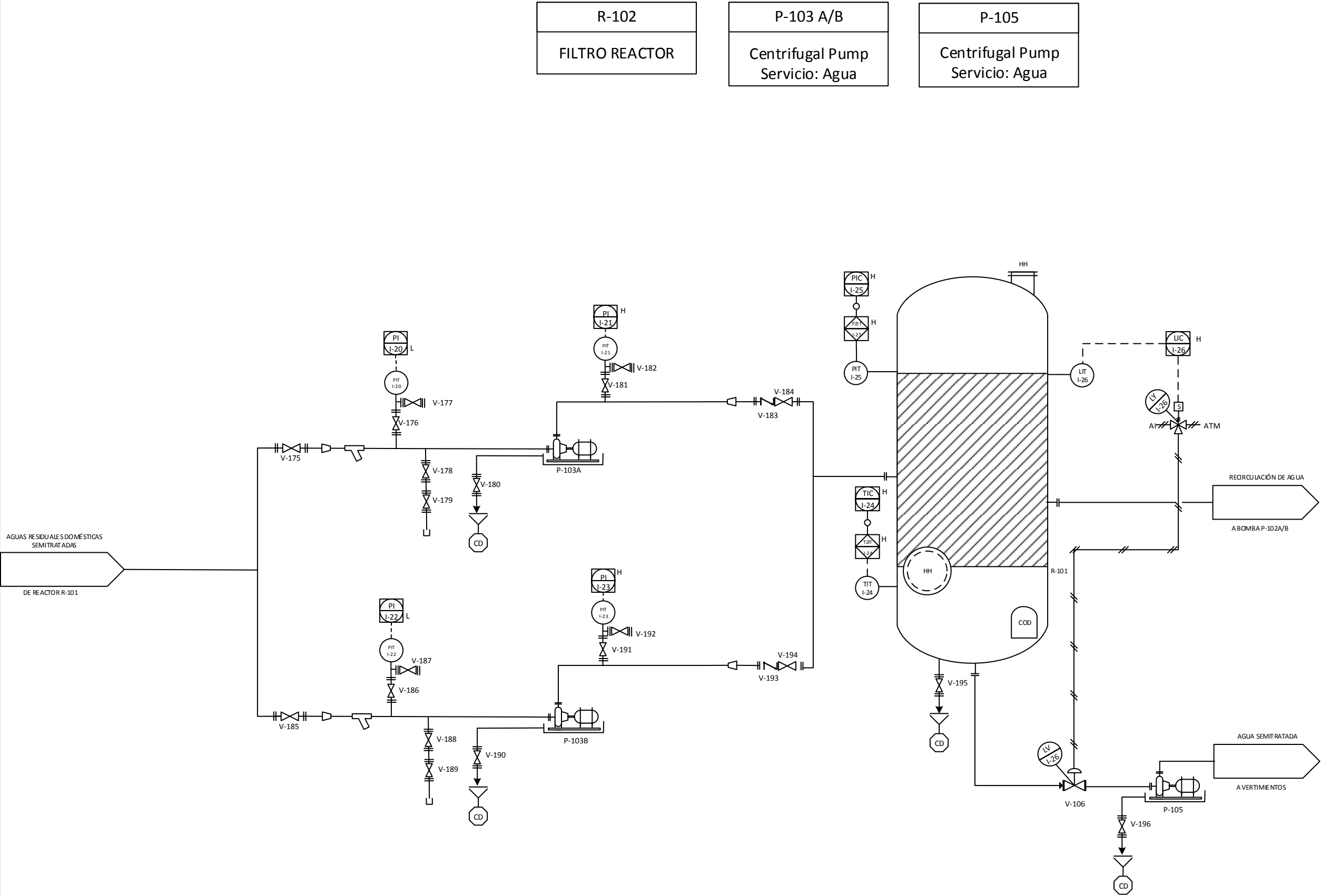
TÍTULO		
Producción de energía eléctrica a partir de Aguas Residuales Domésticas		
SEMESTRE		
2019-I		
DESCRIPCIÓN		
P&ID TANQUE TK-100		
PLANO Nº	HOJA	REVISIÓN
P&ID-01	1 de 1	A1



NOTAS		
- Los indicadores de presión (I-6, I-8) envían una señal por baja presión al HMI.		
- Los indicadores de presión (I-7, I-9) envían una señal por alta presión al HMI.		
CONVENCIONES		
- CD: Drenaje cerrado de las bombas P-100A/B.		
- HH: Handhole.		
- COD: Puerta de limpieza.		
[S] Válvula solenoide.		
- AI: aire de instrumentos.		
- ATM: atmosférico.		
		Firma
Wendy Steffany Isaza A. Eliana Fernanda Niño R.		
REV.	APROBADO	FECHA
		
TÍTULO		
Producción de energía eléctrica a partir de Aguas Residuales Domésticas		
SEMESTRE		
2019-I		
DESCRIPCIÓN		
P&ID REACTOR R-100		
PLANO Nº	HOJA	REVISIÓN
P&ID-02	1 de 1	A1



NOTAS		
- Los indicadores de presión (I-13, I-15) envían una señal por baja presión al HMI.		
- Los indicadores de presión (I-14, I-16) envían una señal por alta presión al HMI.		
CONVENCIONES		
- CD: Drenaje cerrado de las bombas P-100A/B.		
- HH: Handhole.		
- COD: Puerta de limpieza.		
[S] Válvula solenoide.		
- AI: aire de instrumentos.		
- ATM: atmosférico.		
		Firma
Wendy Steffany Isaza A. Eliana Fernanda Niño R.		
REV.	APROBADO	FECHA
		
TÍTULO		
Producción de energía eléctrica a partir de Aguas Residuales Domésticas		
SEMESTRE		
2019-I		
DESCRIPCIÓN		
P&ID REACTOR R-101		
PLANO Nº	HOJA	REVISIÓN
P&ID-03	1 de 1	A1



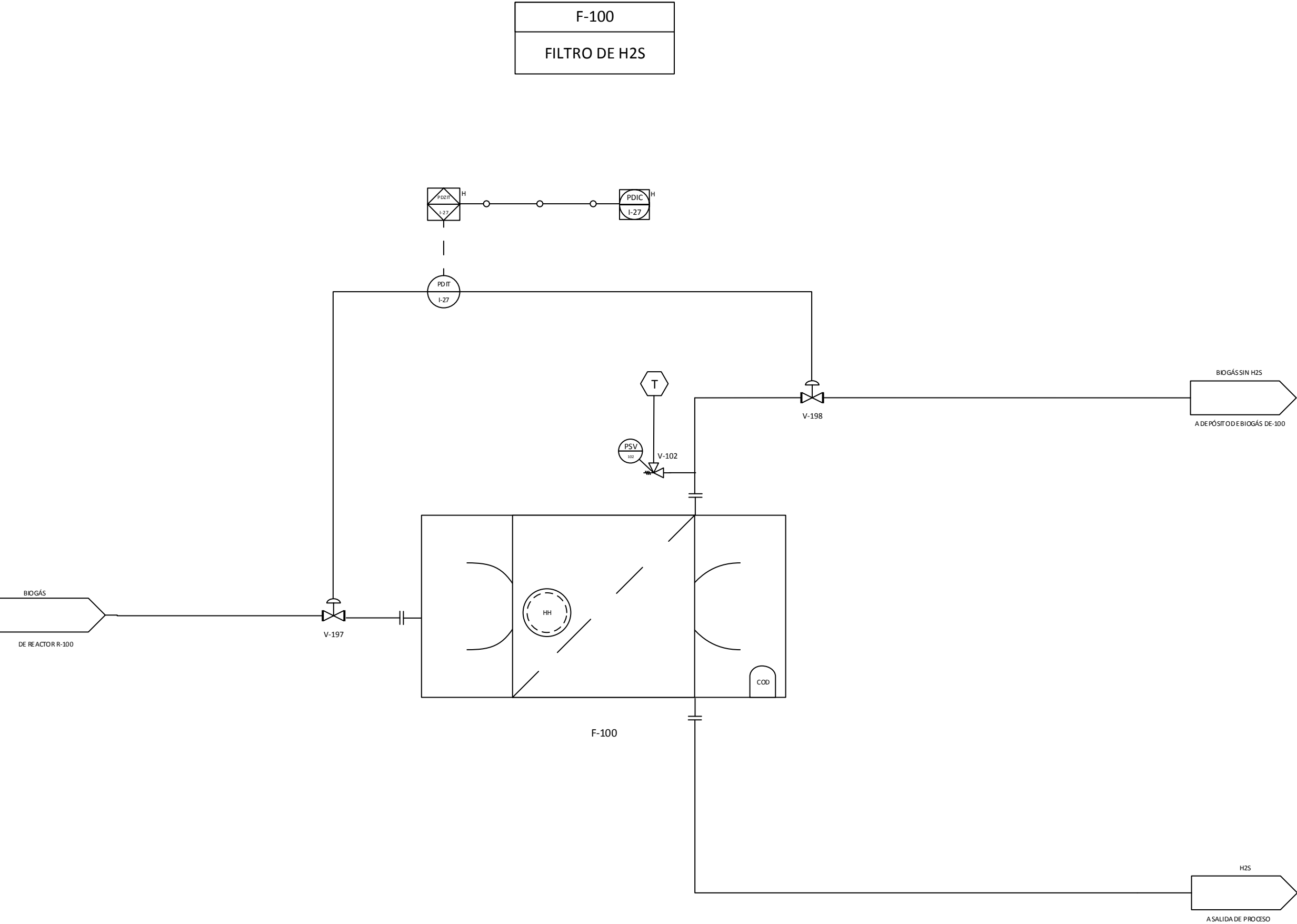
NOTAS

- Los indicadores de presión (I-20, I-22) envían una señal por baja presión al HMI.
- Los indicadores de presión (I-21, I-23) envían una señal por alta presión al HMI.

CONVENCIONES

- CD: Drenaje cerrado de las bombas P-100A/B.
- HH: Handhole.
- COD: Puerta de limpieza.
- S: Válvula solenoide.
- AI: aire de instrumentos.
- ATM: atmosférico.

Firma		
Wendy Steffany Isaza A. Eliana Fernanda Niño R.		
REV.	APROBADO	FECHA
		
TÍTULO		
Producción de energía eléctrica a partir de Aguas Residuales Domésticas		
SEMESTRE		
2019-I		
DESCRIPCIÓN		
P&ID REACTOR R-102		
PLANO Nº	HOJA	REVISIÓN
P&ID-04	1 de 1	A1



NOTAS

CONVENCIONES

- HH: Handhole.

- COD: Puerta de limpieza.

T

Tea.

Firma	
Wendy Steffany Isaza A. Eliana Fernanda Niño R.	
REV.	APROBADO
FECHA	



UNIVERSIDAD DE BOGOTÁ JORGE TADEO LOZANO

TÍTULO

Producción de energía eléctrica a partir de Aguas Residuales Domésticas

SEMESTRE

2019-I

DESCRIPCIÓN

P&ID FILTRO H2S F-100

PLANO Nº

P&ID-05

HOJA

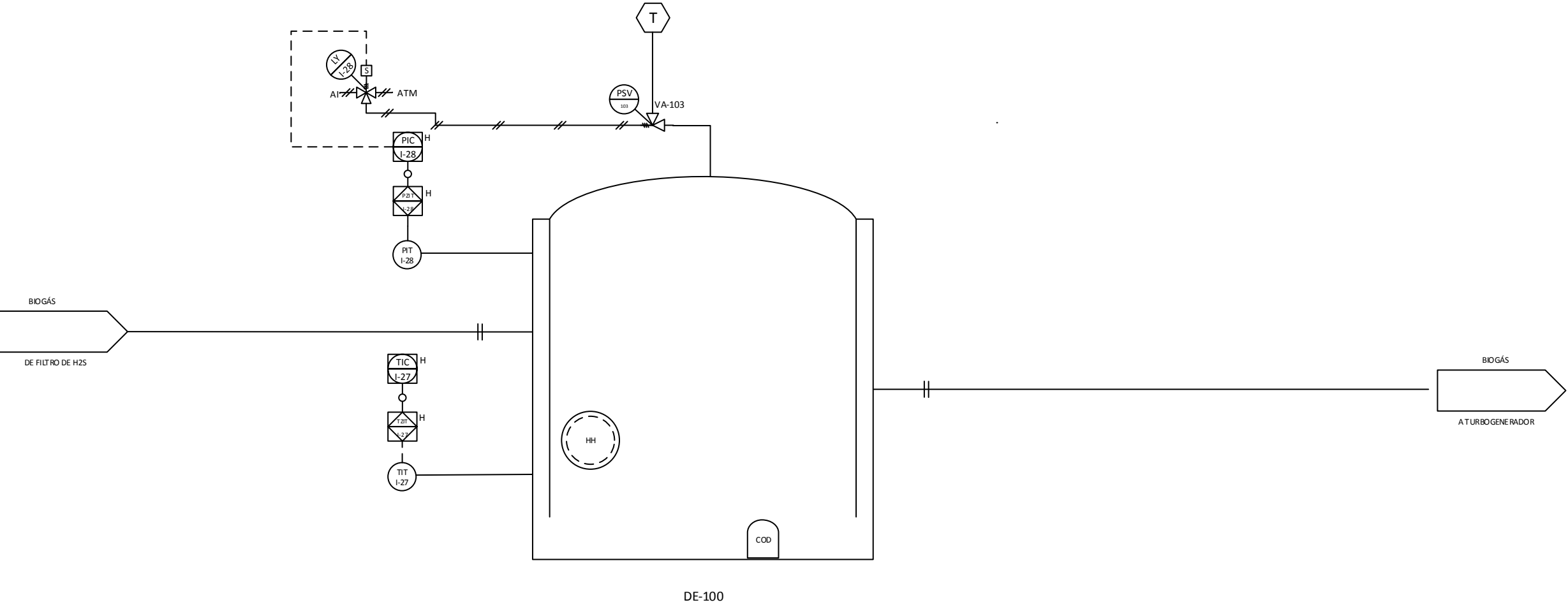
1 de 1

REVISIÓN

A1

DE-100

DEPÓSITO DE BIOGÁS



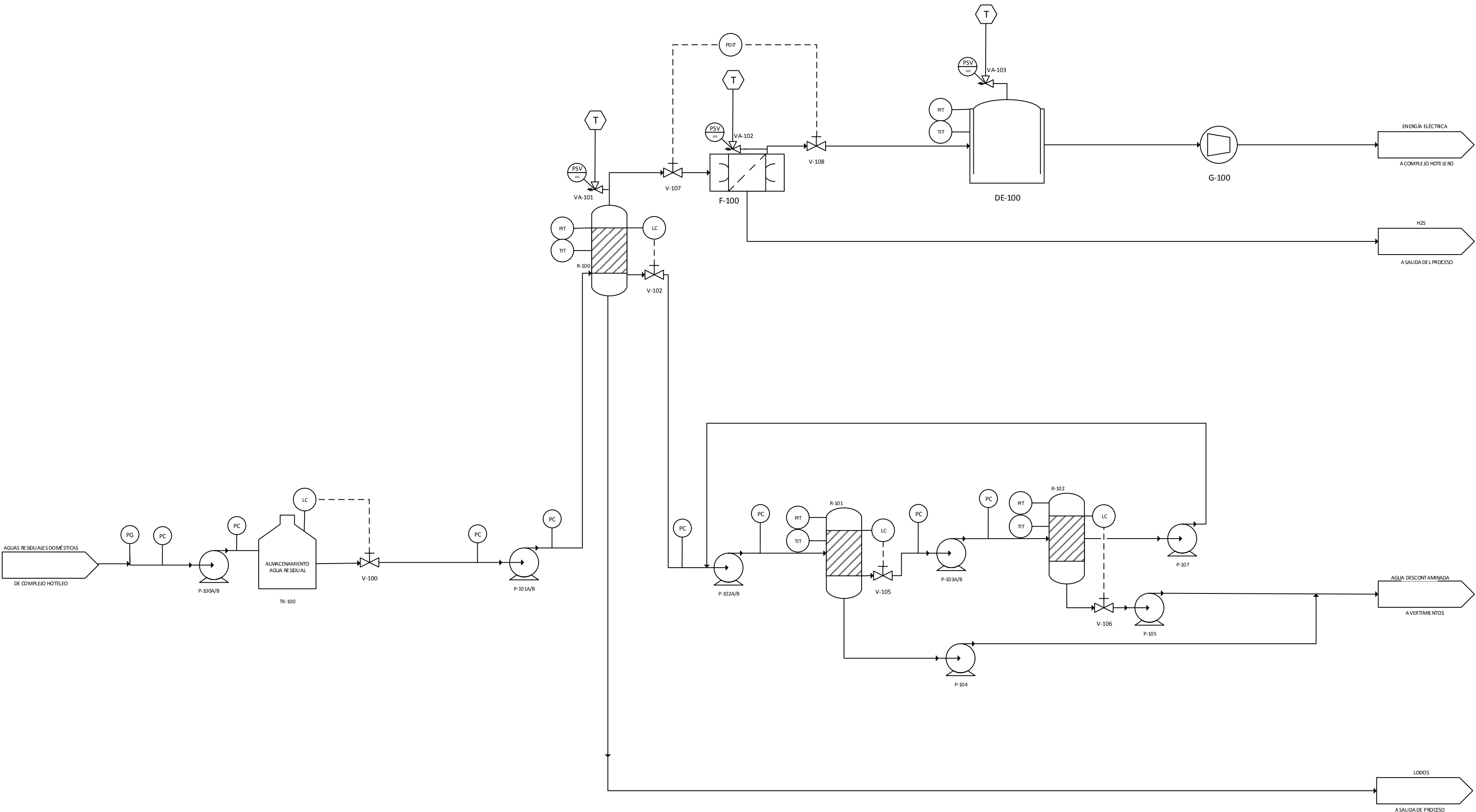
NOTAS

CONVENCIONES

- HH: Handhole.
- COD: Puerta de limpieza.
- T Tea.
- S Válvula solenoide.
- AI: aire de instrumentos.
- ATM: atmosférico.

		Firma	
Wendy Steffany Isaza A. Eliana Fernanda Niño R.			
REV.	APROBADO		FECHA
 UTADEO UNIVERSIDAD DE BOGOTÁ JORGE TADEO LOZANO			
TÍTULO			
Producción de energía eléctrica a partir de Aguas Residuales Domésticas			
SEMESTRE		2019-I	
DESCRIPCIÓN			
P&ID DEPÓSITO DE BIOGÁS			
PLANO N°		HOJA 1 de 1	REVISIÓN A1
P&ID-06			

P-100 A/B BOMBA DE AGUA	R-100 REACTOR DIGESTOR	P-104 BOMBA	G-100 TURBOGENERADOR
TK-100 TANQUE DE ALMACENAMIENTO	R-101 REACTOR FILTRO DE BOD	R-102 REACTOR FILTRO DE COD	P-107 BOMBA
P-101 BOMBA	F-100 FILTRO DE REMOCIÓN DE H2S	DE-100 DEPÓSITO DE BIOGÁS	
P-102 BOMBA	P-103 BOMBA	P-105 BOMBA	



NOTAS		
CONVENIONES		
T Tea		
PLANOS DE REFERENCIA		
Firma		
Wendy Steffany Isaza A. Eliana Fernanda Niño R.		
REV.	APROBADO	FECHA
UTADEO UNIVERSIDAD DE LOS ANDES VENEZUELA		
TÍTULO Producción de energía eléctrica a partir de Aguas Residuales Domésticas		
SEMESTRE 2019-I		
DESCRIPCIÓN PFD Planta de Producción de energía eléctrica		
PLANO Nº	HOJA	REVISIÓN
PFD-01	1 de 1	A1