



Universidad Nacional de San Luis
Facultad de Ingeniería y Ciencias Agropecuarias

***DISEÑO DE UNA PLANTA PARA LA GENERACIÓN DE
ENERGÍA ELÉCTRICA BASADA EN EL USO DE
REACTORES ANAERÓBICOS***

Bruno Alejandro Ferri

Trabajo Final de Ingeniería Electromecánica

Director
Víctor Ismael Goicoa
Codirector
Waldo Manuel Sanjurjo

DERECHO DE AUTOR

© 2024 Bruno Alejandro Ferri

“Se autoriza la reproducción total o parcial, con fines académicos, por cualquier medio o procedimiento, incluyendo la cita bibliográfica del documento”

RESUMEN

El presente trabajo final aborda el diseño de una planta para la generación de energía eléctrica mediante el aprovechamiento de reactores anaeróbicos, motivada por la creciente demanda energética y la necesidad de investigar nuevas fuentes de energía renovables que contribuyan a mitigar el impacto ambiental de los gases de efecto invernadero. El objetivo principal es desarrollar un sistema eficiente y sostenible para la producción de biogás a partir de residuos orgánicos en combinación con maíz, contribuyendo así a la diversificación de la matriz energética y a la reducción de emisiones de gases de efecto invernadero.

El estudio comienza con una revisión de la teoría sobre la digestión anaeróbica, los tipos de reactores anaeróbicos y sus aplicaciones en la generación de energía. Se analizan los parámetros críticos que influyen en el rendimiento de estos sistemas, tales como la temperatura, el pH, el tiempo de retención hidráulica y la carga orgánica.

Posteriormente, se realizó el análisis prospectivo de la materia prima disponible por un pequeño/mediano productor el cual dispone de 500 madres porcinas capaces de entregar $62,5 m^3$ diarios de purín, seguido del diseño detallado de la planta, que incluye un biodigestor de mezcla completa con un volumen de $2.095 m^3$, capaz de generar $2.300 Nm^3$ diarios de biogás. Se describe la selección y dimensionamiento del reactor anaeróbico, los equipos auxiliares para la purificación y aprovechamiento del biogás. La planta en su totalidad está diseñada para generar una potencia eléctrica de $312 kW$, lo que demuestra su significativo potencial energético.

Los resultados obtenidos demuestran que la planta diseñada, con su considerable capacidad de procesamiento y generación, es capaz de producir energía de manera sostenible, ofreciendo una alternativa viable a las fuentes convencionales. Se concluye que el proyecto presenta viabilidad técnica, respaldada por el diseño detallado y el análisis de rendimiento del biodigestor de mezcla completa y los sistemas auxiliares como por ejemplo el de calefacción.

Palabras claves: Biodigestor – Biogás - Renovable

TABLA DE CONTENIDO

1	CAPÍTULO 1: PROPUESTA	1
1.1	Introducción.....	1
1.1.1	Introducción historica.....	1
1.1.2	Introducción al proyecto.....	2
1.2	Objetivos	5
1.3	Alcances y limitaciones.....	5
1.4	Marco teórico.....	6
1.4.1	Procesos físicos, químicos y biológicos para la producción de biogás.....	6
1.4.2	Procesos de biodigestión.....	7
1.4.3	Parametros físicos-químicos de control	8
1.4.4	Proceso de codigestión.....	11
1.4.5	Reactor anaeróbico o biodigestor	12
1.4.6	El biogás.....	14
1.4.7	Tratamiento del biogás	15
1.4.8	Almacenamiento del biogás	23
1.4.9	Gasómetros de baja presión	24
1.4.10	Usos del biogás	26
1.4.11	Digerido o biofertilizante	31
1.4.12	Construcción de depósitos cilíndricos	32
1.4.13	Transferencia de calor	33
1.4.14	Mecanismo de transferencia de calor	34
1.4.15	Intercambiadores de calor.....	39
1.4.16	Grupos electrógenos con recuperadores de calor.....	43
1.4.17	Sistemas de bombeo	44
1.4.18	Hidrodinámica.....	46
1.4.19	Sopladores	49
2	CAPÍTULO 2: ANÁLISIS	53

2.1	Contemplanzas para el cálculo del reactor	53
2.2	Carga orgánica	53
2.3	Estudio prospectivo del sustrato disponible	53
2.3.1	Composición del Estiércol de Porcino	53
2.3.2	Grano de Maíz: Composición para la Biodigestión.....	54
2.3.3	Sustratos disponibles y sus características prospectivas	55
2.3.4	Características del reactor a utilizar	55
3	CAPÍTULO 3: DESARROLLO	56
3.1	Cálculo del reactor.....	56
3.1.1	Volumen	56
3.1.2	Cálculo estructural del reactor	57
3.1.3	Diseño geométrico del reactor	59
3.2	Cálculos de la producción de biogás	60
3.2.1	Cálculo de los sólidos totales.....	60
3.2.2	Producción de biogás diaria para cada sustrato.....	62
3.3	Cálculos de la energía teórica producida por el reactor	63
3.4	Selección y potencia generada por el grupo electrógeno.....	63
3.4.1	Energía eléctrica generada por día	65
3.4.2	Potencia generada.....	65
3.4.3	Porcentaje de carga.....	65
3.5	Ubicación de la planta	65
3.6	Análisis térmico del reactor.....	66
3.6.1	Calor necesario para el aumento de temperatura del sustrato	66
3.6.2	Pérdidas de calor por la paredes del reactor.....	67
3.6.3	Pérdida de calor por la plataforma del reactor.....	70
3.6.4	Pérdida de calor por la cúpula	71
3.6.5	Cálculo de las pérdidas totales de calor.....	72
3.6.6	Cálculo de la razón de calor por radiación	73

3.6.7	Cálculo de la energía diaria necesaria para mantener la temperatura de operación del reactor	75
3.7	Cálculo del intercambiador de calor	75
3.7.1	Cálculo de la temperatura de salida del líquido caliente.....	77
3.7.2	Cálculo de la temperatura media logaritmica	77
3.7.3	Cálculo del número de Reynolds	78
3.7.4	Cálculo del número de Prandtl.....	78
3.7.5	Cálculo del número de Nusselt	79
3.7.6	Cálculo del coeficiente convectivo externo del serpentín	79
3.7.7	Cálculo del coeficiente convectivo interno del serpentín	80
3.7.8	Cálculo del coeficiente global de transferencia de calor	80
3.7.9	Cálculo de la longitud del tubo	81
3.8	Cálculo del chiller	82
3.8.1	Selección del chiller	86
3.9	Cálculo del soplador	86
3.9.1	Pérdida de carga en el chiller.....	87
3.9.2	Pérdidas de carga primarias.	87
3.9.3	Pérdida de carga total.....	89
3.9.4	Selección del soplador ATEX.....	89
3.10	Cálculo del sistema de bombeo	89
3.10.1	Calculo de las perdidas de cargas primarias.....	90
3.10.2	Cálculo de las pérdidas de cargas secundarias	92
3.10.3	Cálculo de la pérdida de carga total.....	92
3.10.4	Cálculo de la altura de bomba	92
3.10.5	Selección de la bomba.....	93
3.11	Cálculo de la energía eléctrica consumida.....	94
3.12	Diagrama del proceso.....	95
3.13	Layout de la planta	96
3.14	Eficiencia del proceso.....	98

4	CAPÍTULO 4: CONCLUSIONES	100
4.1	Propuestas de mejora.....	102
4.2	Bibliografía	103
4.3	Anexos	104
4.4	Planos	108

INDICE DE FIGURAS

Figura N°1: Participación por fuente de energía	3
Figura N°2: Mercado eléctrico mayorista (Generación renovable/Demanda)	3
Figura N°3: Porcentaje renovable / Demanda MEM.....	4
Figura N°4: Cubrimiento de la demanda por tipo de generación más importación - 9/6/2024 Argentina	4
Figura N°5: Matriz de generación eléctrica – 11/6/2024 Argentina.....	5
Figura N°6: Etapas de la biodigestión.....	8
Figura N°7: Producción de biogás en función de la temperatura del proceso.	9
Figura N°8: Biodigestores batch.	13
Figura N°9: Biodigestor tipo chino.....	13
Figura N°10: Biodigestor construido de membrana de PVC.....	14
Figura N°11: Biodigestor mezcla completa de alta tecnología.	14
Figura N°12: Sistema chiller/enfriamiento para secado del biogás.....	16
Figura N°13: Dos estados diferentes en la carta psicométrica del aire.....	17
Figura N°14: Cámara de biogás interna para almacenamiento.	24
Figura N°15: Gasómetro de campana flotante.	25
Figura N°16: Gasómetro de doble membrana, en platea de hormigón y sobre biodigestor.....	26
Figura N°17: Vista planta y corte transversal de un gasómetro de doble membrana y sus componentes.	26
Figura N°18: Soplador de canal lateral y sopladores lobulares.	27
Figura N°19: Eficiencia eléctrica y térmica de un cogenerador convencional.....	28

Figura N°20: Central de cogeneración de 1MW de potencia eléctrica, con recuperación de calor de sistema de refrigeración.	29
Figura N°21: Motor Biogás-Otto instalado en central de biogás.	29
Figura N°22: Acopio de biofertilizante digerido.	32
Figura N°23: Tanque de hormigón.	33
Figura N°24: Transferencia de calor por conducción.	35
Figura N°25: Convección forzada y natural.	36
Figura N°26: Transferencia de calor por radiación en una superficie.	38
Figura N°27: Flujo de calor a través de una pared compuesta.	38
Figura N°28: Flujo de calor a través de la pared tubular.	40
Figura N°29: Intercambiador serpentín.	42
Figura N°30: Bomba centrífuga para efluentes.	45
Figura N°31: Bomba lobular.	45
Figura N°32: Bomba a tornillo.	46
Figura N°33: Soplador tipo ATEX para biogás.	50
Figura N°34: Vista en perspectiva del diseño del reactor.	60
Figura N°35: Vista de un corte transversal del reactor.	60
Figura N°36: Ilustración del grupo electrógeno seleccionado sin cabina.	64
Figura N°37: Datos del clima para la ciudad de Villa Mercedes, periodo 2023.	66
Figura N°38: Vista en perspectiva superior del reactor.	68
Figura N°39: Vista en perspectiva inferior del reactor.	68
Figura N°40: Corte transversal a la pared del reactor.	69
Figura N°41: Corte transversal a la plataforma del reactor.	70
Figura N°42: Corte transversal a la cúpula del reactor.	72
Figura N°43: Corte transversal del reactor con sus respectivas pérdidas de calor.	73
Figura N°44: Circuito de calor del reactor.	76
Figura N°45: Corte transversal del reactor con el intercambiador dentro.	82
Figura N°46: Vista lateral del reactor con la pared traslucida.	82

Figura N°47: Circuito del biogás.	83
Figura N°48: Representación de dos estados en la carta psicométrica.....	84
Figura N°49: Longitud del circuito de biogás.....	87
Figura N°50: Circuito del sistema de bombeo.	90
Figura N°51: Diagrama del proceso.....	95
Figura N°52: Layout de la planta.....	96
Figura N°53: Vista lateral de la planta.....	97
Figura N°54: Vista perspectiva de la planta.	97
Figura N°55: Vista rayos x de la planta.	98
Figura N°56: Diagrama de la eficiencia del proceso.....	99

INDICE DE TABLAS

Tabla N°1: Comparación entre diferentes métodos de obtención de biometano.	20
Tabla N°2: Niveles de siloxanos admitidos por fabricantes de equipos de uso de biogás.....	21
Tabla N°3: Tabla para la selección de sopladores ATEX.....	52
Tabla N°4: Sustratos disponibles y sus características.	55
Tabla N°5: Características principales del grupo electrógeno seleccionado.	64
Tabla N°6: Características específicas del grupo electrógeno seleccionado.....	64
Tabla N°7: Características de la pared del reactor.....	69
Tabla N°8: Características de la plataforma del reactor.	71
Tabla N°9: Características de la cúpula del reactor.	72
Tabla N°10: Valores de disipación térmica a través de los distintos elementos que componen al reactor.	73
Tabla N°11: Características de radiación para los elementos constructivos del reactor.	74
Tabla N°12: Valores para el ingreso de calor por efectos de la radiación solar.....	74
Tabla N°13: Balance térmico del reactor.....	75
Tabla N°14: Características iniciales del intercambiador de calor.	76
Tabla N°15: Características del fluido a utilizar en el sistema de bombeo.	90

Tabla N°16: Características de consumo eléctrico de los dispositivos principales. .94

INDICE DE ECUACIONES

Ecuación I: Volumen de retencion hidraulico	10
Ecuación II:Balance de energia en proceso de deshumidificacion por enfriamiento	18
Ecuación III:Espesor para tanques de hormigón.....	33
Ecuación IV:Primera Ley de la Termodinamica	34
Ecuación V:Ley de Fourier de la conducción termica.....	35
Ecuación VI:Ley de Newton del enfriamiento.....	36
Ecuación VII:Ley de Stefan-Boltzmann.....	37
Ecuación VIII: Flujo de calor a través de una pared compuesta.....	39
Ecuación IX:Razon de calor por Fourier	39
Ecuación X:Coeficiente total de transferencia de calor	41
Ecuación XI:Temperatura media logaritmica.....	41
Ecuación XII:Chilton, Drew y Jebens para intercambiadores tipo serpentín.....	42
Ecuación XIII:Deducion de la ecuacion de Chilton, Drew y Jebens.....	43
Ecuación XIV:Bernoulli	46
Ecuación XV:Aplicación de la ecuacion de Bernoulli para fluido ideales.....	47
Ecuación XVI:Bernoulli para fluidos reales	47
Ecuación XVII:Bernoulli Generalizada	47
Ecuación XVIII:Teorema de Euler.....	48
Ecuación XIX:Darcy-Weisbach para perdidas primarias	48
Ecuación XX:Poiseulle.....	49
Ecuación XXI:Blasius.....	49
Ecuación XXII:Longitudes equivalentes para perdidas secundarias	49

1 CAPÍTULO 1: PROPUESTA

1.1 INTRODUCCIÓN

1.1.1 INTRODUCCIÓN HISTÓRICA

A finales del siglo XVIII, el científico italiano Alessandro Volta fue el primero en identificar el metano (CH_4) como el gas inflamable que se encontraba en las burbujas que emergían de los pantanos. En ese momento, no podía prever la relevancia que este gas tendría en la sociedad humana en los siglos futuros. Luego durante la Segunda Guerra Mundial, el metano adquirió una importancia especial debido a la escasez de combustibles. A medida que la guerra llegaba a su fin y los combustibles fósiles se volvían fácilmente accesibles, muchas instalaciones dejaron de utilizarlo. Sin embargo, en la década de los 60, India impulsó en gran medida la tecnología de producción de biogás a partir del estiércol bovino con el doble propósito de generar energía y obtener un biofertilizante. En China, en la década de los 70, se promovió la construcción de digestores a través de programas nacionales.

En los países industrializados, la historia de la tecnología de biodigestión fue diferente, ya que su desarrollo respondió más a motivaciones medioambientales que puramente energéticas. Se convirtió en un método clásico para estabilizar lodos activos en plantas de tratamiento de aguas residuales domésticas. En la década de los 80, el interés por la tecnología de digestión anaeróbica resurgió como una forma de recuperación energética en explotaciones agropecuarias y agroindustriales. Sin embargo, a finales de los años 80, con la disminución de los precios del petróleo, el interés disminuyó nuevamente, aunque algunos países industrializados continuaron desarrollando programas de plantas anaeróbicas a gran y pequeña escala.

En la actualidad, el biogás se utiliza en todo el mundo como fuente de combustible tanto a nivel industrial como doméstico. Su explotación ha contribuido al desarrollo económico sostenible y ha proporcionado una fuente de energía renovable como alternativa al carbón y al petróleo.

La actividad agropecuaria y la gestión adecuada de los residuos rurales pueden desempeñar un papel significativo en la producción y conversión de residuos de animales y vegetales (biomasa) en diversas formas de energía. Durante la digestión anaeróbica de la biomasa, a través de una serie de reacciones bioquímicas, se genera biogás, compuesto principalmente por metano (CH_4) y dióxido de carbono (CO_2). Este biogás puede capturarse y

utilizarse como combustible y/o para generar electricidad. Por lo tanto, la digestión anaeróbica, como método de tratamiento de residuos, permite reducir la cantidad de materia orgánica contaminante al tiempo que produce energía en forma de biogás.

Desde la perspectiva de los países desarrollados y en desarrollo, la biotecnología anaeróbica satisface tres necesidades fundamentales: a) mejorar las condiciones sanitarias mediante el control de la contaminación; b) generar energía renovable para uso industrial como también para uso doméstico; y c) proporcionar materiales estabilizados (bio abono) como biofertilizantes para cultivos. En consecuencia, la biotecnología anaeróbica desempeña un papel importante como alternativa de gestión ambiental y valorización de biomasa residual.

[1]

1.1.2 INTRODUCCIÓN AL PROYECTO

La creciente demanda de energía, junto con el imperativo global de reducir las emisiones de gases de efecto invernadero, ha impulsado la búsqueda de fuentes de energía renovable y sostenible. Dentro de este contexto, la generación de energía eléctrica mediante el uso de reactores anaeróbicos emerge como una solución prometedora. Esta tecnología aprovecha la descomposición de materia orgánica en ausencia de oxígeno para producir biogás, una mezcla rica en metano que puede ser utilizada para generar electricidad. El presente proyecto de tesis, titulado "Diseño de una planta para la generación de energía eléctrica basada en el uso de reactores anaeróbicos", se enfoca en el desarrollo de un diseño innovador para una planta que no solo sea eficiente en términos energéticos, sino también sostenible y económicamente viable.

La relevancia de este estudio radica en su potencial para contribuir a la matriz energética con una fuente de energía limpia, reducir la dependencia de combustibles fósiles y mitigar el impacto ambiental asociado a la gestión de residuos orgánicos. A través de la implementación de reactores anaeróbicos, este proyecto busca optimizar el proceso de producción de biogás y su posterior conversión en energía eléctrica, ofreciendo así una alternativa energética renovable para diversas aplicaciones industriales y comunitarias.

En el año 2023, Argentina generó un total de energía eléctrica proveniente de fuentes renovables de 20.128 $GW \cdot h$ un 3,75% más que en el año 2022, pero, si se observa en el año 2013 (diez años atrás) la potencia generada era de 1.978 $GW \cdot h$, lo que quiere decir que desde ese año a la actualidad la energía eléctrica generada aumentó en un 917 % mientras que el consumo creció en un 12,5% en dicho intervalo de tiempo. Si se analiza la energía generada en el año 2023, la energía eólica proporcionó un total de 14.475 $GW \cdot h$ lo que significa una

participación del 72% con respecto al total, la energía solar entregó 3.259 *GW.h* [16,2%], en tercer lugar la energía hidráulica entregó un total de 1.184 *GW.h* [6%], en cuarto lugar se encuentra la energía por biomasa con 732 *GW.h* [3,6%] y en último lugar se encuentra la energía generada con biogás con 477,7 *GW.h* [2,4%](Ver “Figura N°1”). Esta última ha tenido un crecimiento del 340% en los últimos 10 años, siendo la que más ha crecido en ese intervalo de tiempo la energía eólica con un aumento del 3.140%. [2]

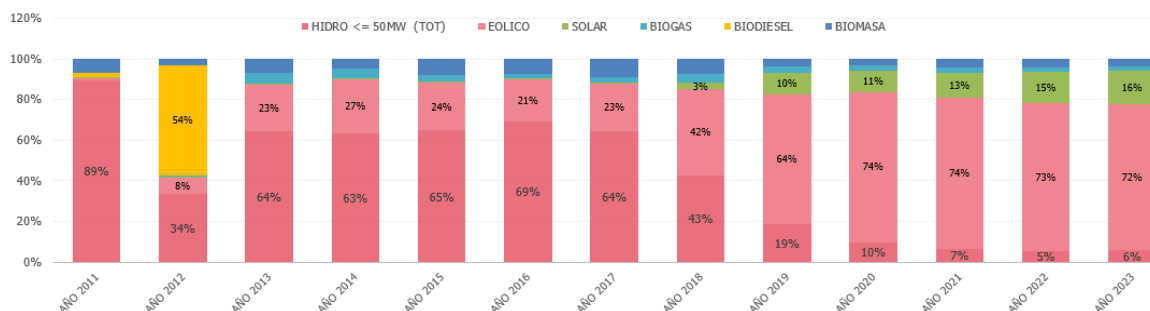


Figura N°1: Participación por fuente de energía.

Fuente: CAMMESA.

Como se puede observar en el siguiente gráfico de la “Figura N°2”, desde el año 2019 al año 2023 la energía renovable generada con respecto a la demanda ha aumentado del 6,1% al 14,3%. [2]

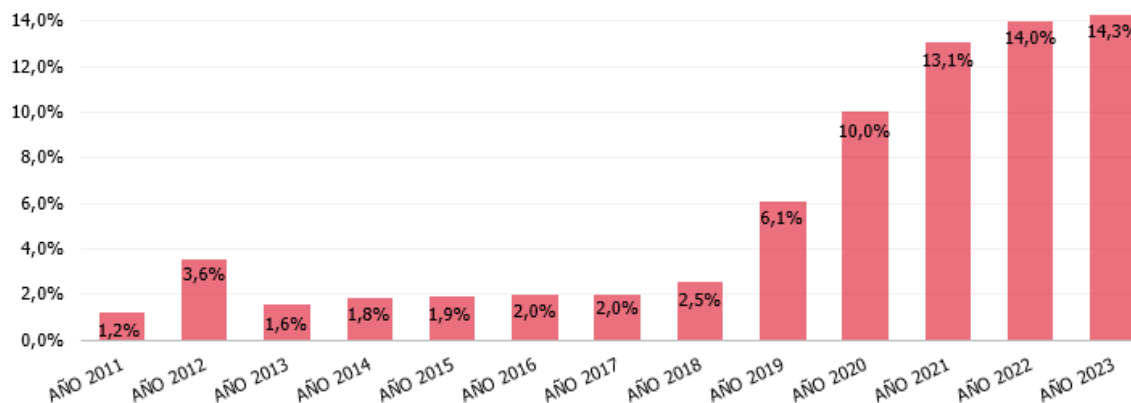


Figura N°2: Mercado eléctrico mayorista (Generación renovable/Demanda).

Fuente: CAMMESA.

En el año 2016 se lanzó el programa “RenovAr” el cual buscaba fomentar las inversiones en energías limpias, con el propósito de aumentar la generación de electricidad proveniente de fuentes renovables. Inicialmente, la meta consistía en alcanzar un 8% de participación de las energías renovables con respecto a la demanda para diciembre del año 2017 y lograr alcanzar un 20% de participación para diciembre del año 2025. [2]

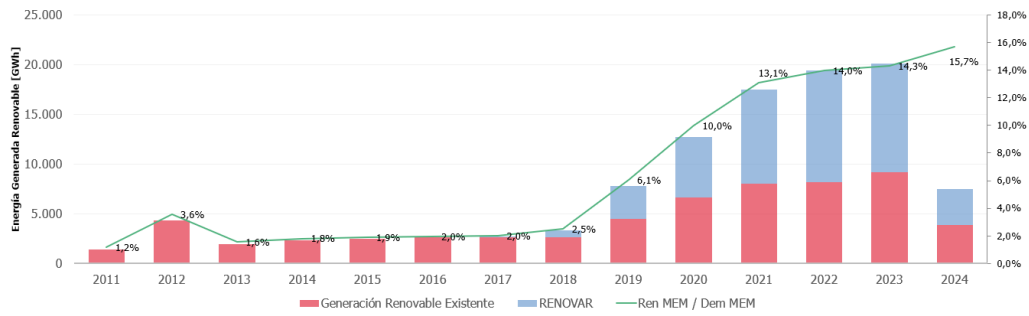


Figura N°3: Porcentaje renovable / Demanda MEM.

Fuente: CAMMESA.

El grafico de la “Figura N°3” denota como ha incrementado significativamente con el pasar del tiempo la participación de generación de energía eléctrica por fuentes renovables gracias al programa gubernamental de la nación Argentina.

El grafico a continuación de la “Figura N°4” fue generado el día 9/6/2024 por la empresa CAMMESA, en el mismo se puede observar cómo se encuentra cubierta la demanda actual por las distintas fuentes de generación, teniendo en cuenta la energía importada. [2]

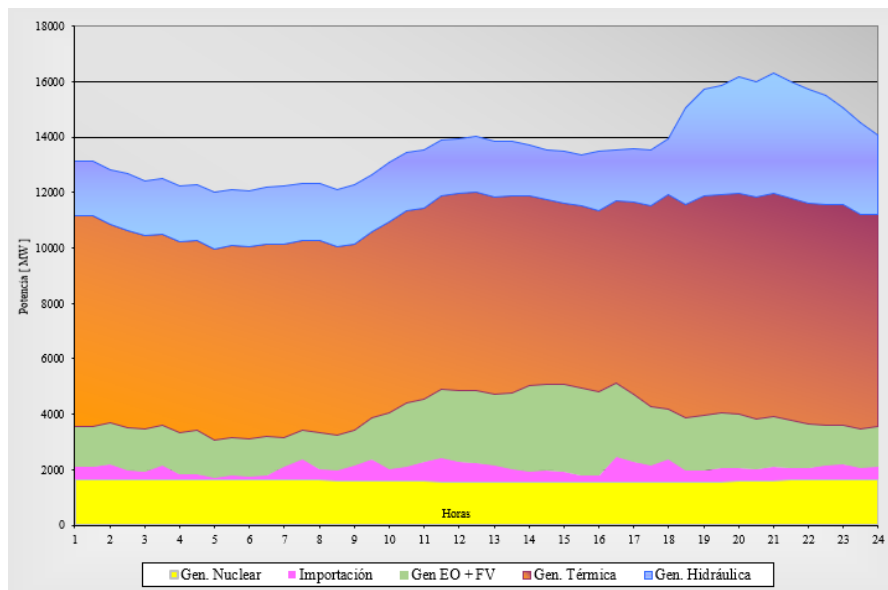


Figura N°4: Cubrimiento de la demanda por tipo de generación más importación - 9/6/2024 Argentina.

Fuente: CAMMESA.

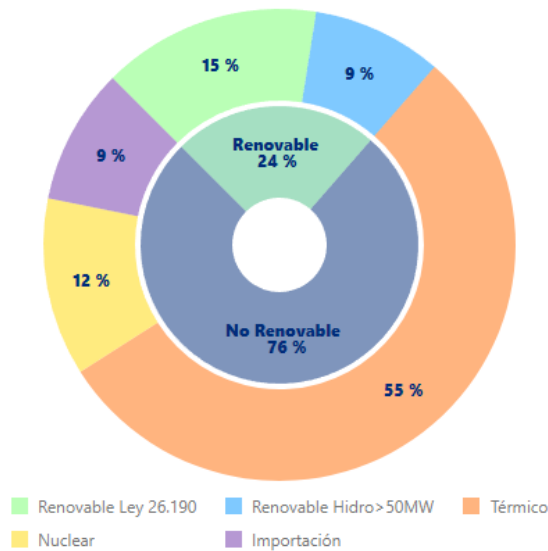


Figura N°5: Matriz de generación eléctrica – 11/6/2024 Argentina.

Fuente: CAMMESA.

1.2 OBJETIVOS

El objetivo principal de este proyecto es diseñar una planta de generación de energía eléctrica que utilice reactores anaeróbicos para la producción de biogás a partir de residuos orgánicos. Los objetivos específicos incluyen:

- Establecer el aporte energético de la materia prima y la tecnología que mejor se adapte a las condiciones del proyecto.
- Diseñar los reactores anaeróbicos necesarios de acuerdo a las condiciones preestablecidas.
- Analizar el tratamiento y la distribución del biogás.
- Cálculo de la potencia eléctrica generada por la planta y la eficiencia de la misma.

1.3 ALCANCES Y LIMITACIONES

En el siguiente trabajo se desarrollará el cálculo, diseño y selección de los componentes electromecánicos que integraran la planta de biogás para la generación de energía eléctrica, tales como:

- Reactor.
- Chiller.
- Bomba mixer.
- Intercambiador de calor.

- Soplador.
- Grupo electrógeno

El mismo tendrá las siguientes excepciones de cálculo y diseño:

- Sistema de control.
- Quema de excedentes.
- Puesta en marcha.
- Planta transformadora de tensión.
- Sistema de alimentación y pretratamientos del sustrato.

Se toma como base para el diseño un pequeño/mediano productor de porcinos localizado en la ciudad de Villa Mercedes, San Luis, Argentina. El mismo cuenta permanentemente con un total de 500 madres productoras de cerdos y con un acopio de granos maíz capaz de proporcionar 3.000 Kg diarios.

Dicho trabajo final, será complementado con el proyecto “Evaluación de proyecto de inversión de empresa dedicada al diseño, instalación y mantenimientos de reactores anaeróbicos” a cargo de la estudiante de la carrera Ingeniería Industrial Garro, Leila Milena. En el mismo se abordará el estudio de inversión, rentabilidad económica, análisis financiero y el estudio del impacto ambiental.

1.4 MARCO TEÓRICO

1.4.1 PROCESOS FÍSICOS, QUÍMICOS Y BIOLÓGICOS PARA LA PRODUCCIÓN DE BIOGÁS

La producción de biogás es un proceso complejo que requiere de la acción coordinada de un grupo de microorganismos especializados en la degradación de una amplia variedad de sustratos orgánicos (restos de comida, desperdicios orgánicos de industrias, subproductos orgánicos de bajo valor comercial, cultivos energéticos, residuos cloacales, estiércol de animales, etc.). La descomposición de estos residuos en el ambiente natural o en reactores especializados, bajo condiciones de anoxia (ausencia de oxígeno), genera las condiciones imprescindibles para el proceso. El biogás producido se encuentra compuesto principalmente por dióxido de carbono (CO_2) y metano (CH_4), y en menor medida otros gases, entre los que se destaca el sulfuro de hidrógeno (H_2S), un gas altamente tóxico, responsable del olor fuerte y desagradable que se percibe en los ambientes naturales donde se genera biogás por la degradación anaeróbica de la materia orgánica. Dado que la solubilidad del oxígeno en agua es baja, cuando los sedimentos de los cuerpos de agua naturales (lagos o

ríos), las lagunas de tratamiento (tambos, granjas de cerdos, feedlots, lagunas cloacales y otros) o los lixiviados de los rellenos sanitarios tienen elevados niveles de materia orgánica, su descomposición microbiana genera biogás, que contiene metano, químicamente comparable al gas natural que se obtiene en la explotación de yacimientos de combustibles fósiles. Para controlar y eficientizar la digestión anaeróbica de la materia orgánica y producir biogás se utilizan biodigestores. Estos son reactores especialmente diseñados para maximizar la eficiencia de conversión de los sustratos en energía y obtener subproductos con valor agregado, como biofertilizantes. [1] [3]

1.4.2 PROCESOS DE BIODIGESTIÓN

En el campo de los procesos biológicos existen dos tipos bien diferenciados. Uno de ellos es el aeróbico, proceso donde participan distintos grupos de microorganismos que digieren la materia orgánica generando productos inocuos (principalmente dióxido de carbono) y materia celular. La característica principal del proceso aeróbico es que el mismo transcurre en presencia de oxígeno.

Por otro lado, tenemos el proceso anaeróbico, el cual se da en reactores o biodigestores, bajo condiciones de anoxia (ausencia de oxígeno). La misma, consta de tres etapas fundamentales:

La hidrólisis: En la cual la materia orgánica compleja (hidratos de carbono, proteínas, lípidos, etc.) es degradada por la acción de microorganismos en materia orgánica soluble (azúcares, aminoácidos, ácidos grasos), lo que genera los sustratos para la siguiente etapa.

La acidogénesis y acetogénesis: En esta etapa distintos grupos de microorganismos, denominados acidogénicos y acetogénicos, procesan esa materia orgánica soluble y liberan principalmente hidrógeno molecular (H_2), CO_2 y acetato (CH_3COO^-). Dado que la acidogénesis es considerada la etapa más rápida del proceso global, resulta fundamental controlarla para evitar que el descenso de pH (acidificación) del medio interfiera con la acción del consorcio microbiano.

La metanogénesis: en esta última etapa, los microorganismos metanogénicos tienen dos vías metabólicas diferentes: la vía acetoclástica, que transforma el ácido acético en CH_4 y CO_2 , y la vía hidrogenotrófica, que a partir del H_2 y el CO_2 genera CH_4 .

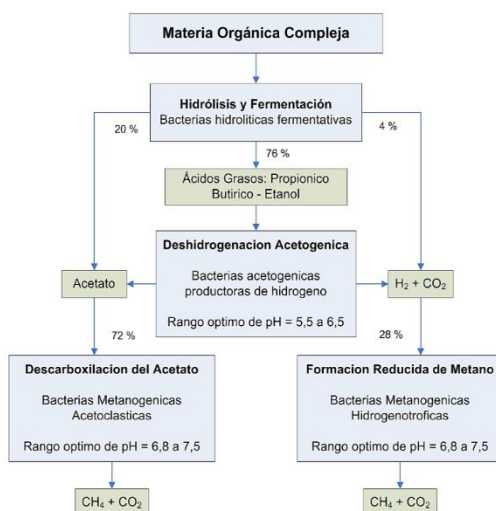


Figura N°6: Etapas de la biodigestión.

Fuente: Trabajo de especialización – Mg. Ing. Goicoa Víctor, 2022.

Las transformaciones químicas y físicas que sufre la materia orgánica en estos procesos no solo conducen a la producción de biogás ($CH_4 + CO_2$), sino que además pueden generar un residuo estabilizado (digerido) que tiene propiedades adecuadas para ser utilizado como biofertilizante. [3] [1]

1.4.3 PARAMETROS FÍSICOS-QUÍMICOS DE CONTROL

Las etapas anteriormente mencionadas deben hacerse en un ambiente controlado, esto debido a que los microorganismos que llevan a cabo de biodegradación son sensibles, en consecuencia, dentro del reactor deben controlarse las siguientes variables para obtener como resultado un proceso óptimo.

pH: Este es una medida de la acidez o alcalinidad de una determinada solución. Guarda una relación con la actividad de los iones hidrógeno y los procesos de generación y degradación de ácidos orgánicos dentro del biodigestor. Es fundamental controlar este factor ya que, como se señaló anteriormente, el sistema biológico encargado de la generación de biogás es altamente dependiente del pH, en especial los microorganismos metanogénicos encargados de la producción de metano. El pH puede variar como consecuencia de las características de la mezcla que ingresa al biodigestor y debido a los procesos que ocurren allí dentro (por ejemplo, acidosis). Un pH óptimo se encuentra en el rango de 7,0 a 7,8.

Potencial redox: Para que los microorganismos metanogénicos se desarrollen a su plena capacidad, es necesario que se encuentren en un medio reductor. Los valores de potencial redox necesarios oscilan entre -370 y -220 mV.

Temperatura: Este es otro factor básico que afecta el funcionamiento de un biodigestor. El mismo depende de muchas variables, como el tipo de tecnología, los materiales usados en su construcción, la región y el clima en donde se encuentre, y la temperatura de la mezcla utilizada para su alimentación. El rango de temperatura en el que se puede producir el proceso de biodigestión es bastante amplio, entre 10 y 55 °C. Según la temperatura, los biodigestores y los procesos pueden agruparse dentro de tres grupos principales:

- Psicofílicos: operan en un rango de 10 °C a 25 °C.
- Mesofílicos: operan en un rango de 25 °C a 40 °C.
- Termofílicos: operan en un rango de 40 °C a 55 °C.

Para un mismo tiempo y material, se producirá más biogás a temperaturas termofílicas que a temperaturas psicofílicas, como puede observarse en el siguiente gráfico.

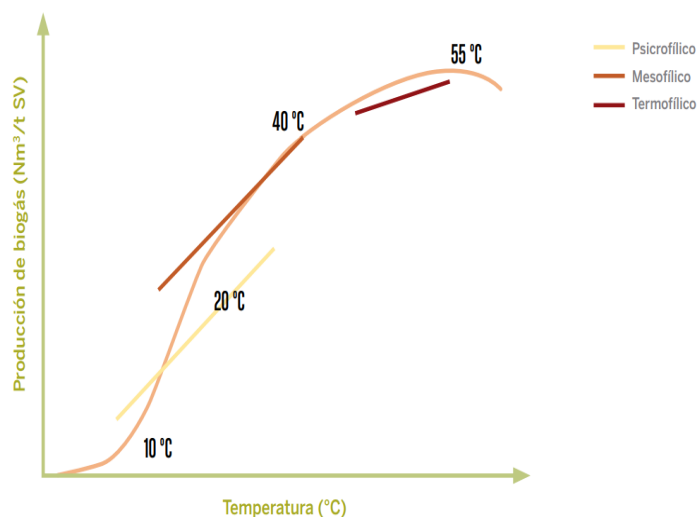


Figura N°7: Producción de biogás en función de la temperatura del proceso.

Fuente: Fuente: Guía teórico-práctica sobre el biogás y los biodigestores - O.N.U. para la alimentación y agricultura, 2019.

Tiempo de retención hidráulica (TRH o THR): indica el tiempo medio de permanencia del sustrato en el biodigestor, sometido a la acción de los microorganismos, y no es más que el cociente entre el volumen del reactor y el caudal diario de carga. Esta variable determina el volumen del reactor y se encuentra directamente relacionada con la temperatura y, en consecuencia, con la tecnología a utilizar. Para producir una determinada cantidad de biogás en rangos psicofílicos se requieren valores de TRH mayores que en rangos mesofílicos o termofílicos. A mayor temperatura, menor TRH. Para los distintos procesos, los TRH pueden ser muy variables:

- **Psicofílicos:** de 50 a 120 días.

- **Mesofílicos:** de 25 a 50 días.
- **Termofílicos:** de 15 a 25 días.

Para dimensionar un biodigestor resulta necesario conocer la tasa diaria de alimentación y el TRH. Esta última variable guardará una relación directa con la temperatura de operación elegida.

$$\text{Volumen del Biodigestor} [m^3] = \text{TRH} [\text{días}] \cdot \text{Cantidad de Carga} \left[\frac{m^3}{\text{días}} \right] \quad \text{Ecuación I}$$

Velocidad de carga orgánica: Este parámetro indica la cantidad de materia orgánica introducida por unidad de volumen y tiempo. La velocidad de carga orgánica (OLR) dependerá del tipo de sustrato orgánico utilizado, ya que este determina el nivel de actividad bioquímica que ocurre dentro del biodigestor. Valores bajos de OLR implican elevados TRH y/o baja concentración de sólidos volátiles (SV) en el influente, mientras que incrementos en la OLR conllevan una reducción en la producción de biogás por unidad de SV introducida. La OLR óptima deberá determinarse para cada instalación y sustrato a utilizar, para optimizar la operación técnica y económica del biodigestor.

Materia seca y grado de mezclado: La materia seca (MS) es la cantidad de material que queda cuando se seca una muestra fresca en estufa a 105,5 °C durante 24 horas y se le extrae toda el agua que contiene. En otras palabras, es la cantidad de sólidos que puede haber en una mezcla. Si bien la biodigestión es un proceso netamente biológico que lleva adelante una gran variedad de microorganismos, puede desarrollarse en medios muy diferentes. De acuerdo con el contenido de MS del sustrato a degradar, los procesos y tecnologías pueden dividirse en tres grandes grupos:

- **Biodigestión húmeda:** Ocurre en un medio líquido con porcentajes de sólidos que van del 1% al 15-17%.
- **Biodigestión líquida:** Se produce mediante procesos y tecnologías desarrollados para tratar grandes cantidades de efluentes netamente líquidos, con porcentajes de sólidos que rara vez superan el 1%, como los reactores UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket), o RAFA (reactor anaeróbico de flujo ascendente), o de lecho fluidizado.
- **Biodigestión seca y/o semiseca:** Se desarrolla con tecnologías que permiten tratar residuos con contenidos de MS superiores al 20 %.

En los biodigestores húmedos, el contenido de MS se determinará en función del nivel tecnológico y el grado de mezclado que se emplearán. En sistemas industriales en los

que se busca maximizar la producción de biogás por metro cúbico de biodigestor, se utilizan contenidos elevados de MS en la mezcla de alimentación y es necesario contar con un sistema de agitación continuo que evite la sedimentación de material inerte y/o la formación de costra superficial por flotación, principalmente de material fibroso. Por el contrario, los sistemas de biodigestión domésticos o de baja tecnología que no cuentan con un sistema eficiente de agitación deben ser alimentados con bajos contenidos de MS. Así, la cantidad de MS de una mezcla está relacionada con las tecnologías de agitación óptimas para cada proceso. Cuanto mayor contenido de MS haya, más cuidado hay que tener en los sistemas de mezcla y agitación. En relación con la temperatura de proceso, cuanto mayor sea, más disminuirá la viscosidad del sustrato dentro del biodigestor, con lo que necesitará menor agitación que un sistema frío con mayor viscosidad.

Sólidos Volátiles: Los sólidos volátiles (SV) son los sólidos que volatilizan a altas temperaturas, superiores a 550 °C. Para su determinación se introduce una muestra de MS en una mufla a esa temperatura durante 6 horas. La diferencia entre la MS y lo que queda (cenizas) son los SV. Este es un dato importante, ya que la producción de biogás está relacionada con los SV, y conociendo los resultados de una muestra se pueden realizar comparaciones entre distintos sustratos y tecnologías.

Relación Carbono-Nitrógeno: La relación carbono/nitrógeno ($\frac{C}{N}$) expresa la proporción entre los mismos componentes en un sustrato orgánico. Ambos elementos son claves para la vida y participan en todos los procesos biológicos, directa o indirectamente. El carbono es la fuente de energía, mientras que el nitrógeno es usado por los microorganismos para la regeneración y el crecimiento celular. Como un biodigestor es un sistema vivo, esta proporción es importante para la actividad microbiana. En función del tipo de material orgánico que alimente al biodigestor, la relación $\frac{C}{N}$ puede no ser la mejor para que los procesos biológicos ocurran, lo que disminuirá la eficiencia del sistema. Los rangos óptimos dentro del biodigestor van de 20:1 a 30:1. [1]

1.4.4 PROCESO DE CODIGESTIÓN

El proceso de codigestión consiste en la mezcla de dos o más sustratos para su transformación en un biodigestor. Permite regular algunos parámetros, como el pH, la relación $\frac{C}{N}$ y otros, de esta manera se busca eficientizar al máximo el proceso fermentativo, con una mayor producción de biogás por cantidad de sustrato. Además, si se considera el biodigestor como una planta de tratamiento, la codigestión permite mejorar el procesamiento de un

determinado efluente; si se lo piensa como una fábrica de biofertilizantes, cuanto más eficiente sea el proceso, mejores nutrientes producirá.

La codigestión es otra herramienta que sirve para romper barreras e integrar producciones, con varios beneficios:

- Optimiza los procesos de biodigestión.
- Mejora la degradabilidad de los sustratos.
- Aumenta la cantidad de biogás por unidad de material.
- Perfecciona la calidad de los biofertilizantes.
- Integra producciones (Feedlots, granjas de cerdos, producción agroindustrial, etc).

1.4.5 REACTOR ANAERÓBICO O BIODIGESTOR

Los biodigestores o también llamado reactores anaeróbicos, son recipientes herméticos diseñados para llevar a cabo los procesos de biodigestión de la materia con el fin de que la misma se realice de manera eficiente cuidando de distintas variables como son la temperatura, la ausencia de oxígeno, la agitación de lodos y la acidez (PH).

En la actualidad existen distintos tipos de biodigestor en cuanto a su diseño de fabricación y a la tecnología que utilicen, sin embargo, podemos distinguirlos como:

Biodigestores tipo Batch: los mismos normalmente se usan para investigación en laboratorios (Figura N°8). Se utilizan para conocer si un material es apto para producir biogás o no, cuánto produce y en qué tiempo, con lo que permiten determinar potenciales de producción de biogás de diferentes sustratos. Pueden ser de distintos materiales y tamaños, pero en general son pequeños, lo que hace más fácil operarlos y manipular diferentes variables, como la agitación y la temperatura, sin grandes costos, lo que permite simular distintos escenarios. Estos biodigestores pueden ser de mezcla completa o parcial; húmedos, semihúmedos o secos, y con o sin manejo del sustrato.



Figura N°8: Biodigestores batch.

Fuente: Guía teórico-práctica sobre el biogás y los biodigestores - O.N.U. para la alimentación y agricultura, 2019.

Biodigestores semicontinuos o continuos sin manejo de sustrato: Estos mismos abarcan los sistemas que trabajan con un contenido de materia seca de entre 1 y 17% en la mezcla. Esta puede ser nula, parcial o completa, en función del nivel tecnológico. Estos a la vez, pueden sub clasificarse como:

- Biodigestores rurales de baja tecnología.
- Biodigestores de laguna abierta de media-baja tecnología.
- Biodigestores de mezcla completa de media-alta tecnología.
- Biodigestores de mezcla completa de alta tecnología.



Figura N°9: Biodigestor tipo chino.

Fuente: Guía teórico-práctica sobre el biogás y los biodigestores - O.N.U. para la alimentación y agricultura, 2019.



Figura N°10: Biodigestor construido de membrana de PVC.

Fuente: Guía teórico-práctica sobre el biogás y los biodigestores - O.N.U. para la alimentación y agricultura, 2019.

Biodigestores semicontinuos o continuos con manejo de sustrato: estos mismos al tener un manejo del sustrato pueden trabajar con un contenido de materia superior al 17%, estos pueden subclasificarse como:

- Biodigestores para efluentes líquidos con altas cargas orgánicas.
- Biodigestores semicontinuos o continuos húmedos en dos etapas.
- Biodigestores semicontinuos o continuos semihúmedos sin manejo del sustrato.
- Biodigestores semicontinuos o continuos secos sin manejo del sustrato. [1]



Figura N°11: Biodigestor mezcla completa de alta tecnología.

Fuente: Planta de biogás Yanquetruz.

1.4.6 EL BIOGÁS

El biogás es una mezcla gaseosa formada principalmente de metano y dióxido de carbono, pero también contiene diversas impurezas. La composición del biogás depende del material digerido y del funcionamiento del proceso. Cuando el biogás tiene un contenido de metano superior al 45% es inflamable.

1.4.6.1 COMPOSICIÓN QUÍMICA

La composición del biogás depende del sustrato que se utilice para alimentar el biodigestor, de la tecnología utilizada y de la temperatura de procesos. Los componentes principales son:

- **Metano (CH_4):** es un gas combustible que se encuentra con una concentración de entre 55% (a partir de la cual se considera que el biogás es inflamable) y 70% molar.
- **Dióxido de carbono (CO_2):** es el segundo gas más importante por su proporción. Su concentración varía en un rango de 25% a 45% molar.
- **Sulfuro de hidrógeno (H_2S):** es generado por microorganismos anaeróbicos reductores de sulfato ante la presencia de este, en cantidades que varían en función de la composición del sustrato utilizado para alimentar el biodigestor. Aún en muy bajas concentraciones, él H_2S es tóxico para humanos y animales, y altamente corrosivo: si no es eliminado del biogás, provoca una drástica disminución de la vida útil de los equipos donde se emplea. En una muestra cruda de biogás, el valor de H_2S puede variar en un rango entre 5.000 y 50.000 partes por millón (ppm).
- **Hidrógeno (H_2):** normalmente, la concentración de este componente es inferior a las 5.000 ppm.
- **Nitrógeno gaseoso (N_2):** su presencia puede llegar a un máximo de 25% molar en biogases obtenidos de rellenos sanitarios; en sistemas con biodigestores, normalmente la concentración no supera el 5% molar.
- **Oxígeno (O_2):** el máximo valor que puede alcanzar en el biogás es de 5% molar.
- **Agua (H_2O):** es normal encontrar vapores de agua, especialmente cuando se trabaja con procesos termofílicos.

La composición del biogás es la que determinará su poder calorífico, es decir, la cantidad de energía por unidad de masa o unidad de volumen de materia que puede desprenderse al producirse una reacción química de oxidación. El poder calorífico expresa la energía que puede liberar la unión química entre un combustible y el comburente.

El principal determinante del poder calorífico del biogás es la cantidad de metano que tenga en su mezcla. El PCI (Poder calorífico) puede variar en un rango de 4300 $\frac{Kcal}{N.m^3}$ a 6450

$\frac{Kcal}{N.m^3}$. [4]

1.4.7 TRATAMIENTO DEL BIOGÁS

El biogás crudo puede combustionarse sin ningún tipo de depuración. Sin embargo, al margen del uso que se le dé al biocombustible, hay algunas impurezas que deben eliminarse para garantizar la vida útil de todos los componentes, como el vapor de agua y el

sulfuro de hidrógeno (sulfhídrico). En cuanto al biogás de rellenos sanitarios, será fundamental eliminar también los siloxanos para garantizar el rendimiento consistente de la maquinaria de uso habitual, como motores de combustión, calderas o turbinas. La remoción del CO_2 se justifica, únicamente, en los casos en los que se quiere obtener biometano, es decir, metano en una concentración de 84% o más ($CH_4 \leq 84\%$) para inyectar a una red de distribución de gas natural o para gas natural vehicular (GNV). [3]

1.4.7.1 ELIMINACIÓN DE LOS VAPORES DE AGUA

Existen distintas formas de eliminar los vapores de agua del biogás y evitar que impidan su utilización. En los biodigestores domésticos, los condensados de agua se eliminan conduciendo la cañería del biogás a trampas de agua ubicadas en diferentes puntos, que la retienen. No es común que cuenten con algún tipo de secado del biogás. En instalaciones industriales se utilizan sistemas para secar el biogás antes de su utilización, ya sea por compresión y/o enfriamiento del gas (chiller), adsorción en carbón activado o silica gel, o absorción en soluciones de glicol o sales higroscópicas. El método más utilizado, por la simplicidad en la operación y por su reducido costo operativo, es el de sistemas de enfriamiento (Figura N°12).



Figura N°12: Sistema chiller/enfriamiento para secado del biogás.

Fuente: VMC.

1.4.7.2 PROCESO DE DESHUMIDIFICACIÓN CON ENFRIAMIENTO

Este proceso termodinámico, conocido como deshumidificación por enfriamiento, tiene como objetivo reducir la humedad específica del gas. Cada gas, a una presión dada, tiene una capacidad máxima de retener vapor de agua, la cual disminuye con la temperatura. Para lograr la deshumidificación, se enfría el gas por debajo de su temperatura de punto de rocío. A esta temperatura crítica, el gas está saturado de vapor de agua (100% de humedad

relativa). Al disminuir aún más la temperatura, el exceso de vapor de agua se condensa, formando gotas líquidas que pueden ser recolectadas y removidas del sistema. Este proceso no solamente disminuye la humedad relativa, sino que también disminuye la cantidad absoluta de vapor de agua en el gas.

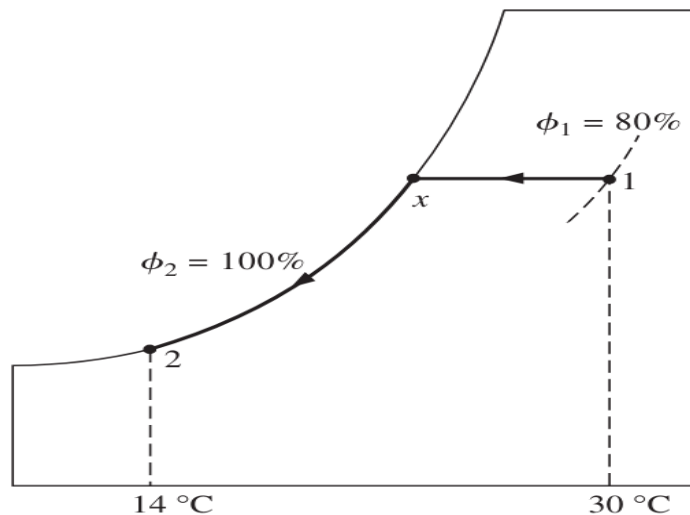


Figura N°13: Dos estados diferentes en la carta psicrométrica del aire.

Fuente: Termodinámica - Yunus A. Cengel, 2012.

El gas caliente y húmedo entra a la sección de enfriamiento en el estado 1. A medida que pasa por los tubos de enfriamiento, su temperatura disminuye y su humedad relativa aumenta a humedad específica constante. Si la sección de enfriamiento tiene la longitud suficiente, el gas alcanzará su punto de rocío (estado x, aire saturado). El enfriamiento adicional del gas resultará en la condensación de una parte de la humedad en el aire. Éste permanece saturado durante todo el proceso de condensación, que sigue una línea de 100 por ciento de humedad relativa hasta que alcanza el estado final (estado 2). El vapor de agua, que se condensa saliendo del aire durante este proceso, se elimina de la sección de enfriamiento por medio de un canal independiente. Suele considerarse que el condensado sale de la sección de enfriamiento a T2. [5]

Balance de masa en el proceso:

$$\dot{m}_{a_1} = \dot{m}_{a_2} = \dot{m}_a$$

(La razón del flujo másico del aire seco permanece constante)

Donde:

- \dot{m}_a : Es el flujo másico que ingresa al proceso.
- \dot{m}_{a_1} : Es el flujo másico para el estado 1.

- \dot{m}_{a_2} : Es el flujo másico para el estado 2.

Balance de masa de agua en el proceso:

$$\dot{m}_{a_1} \cdot \omega_1 = \dot{m}_{a_2} \cdot \omega_2 + \dot{m}_w$$

Balance de energía del proceso:

$$\sum_{in} \dot{m} \cdot h = \dot{Q}_{out} + \sum_{out} \dot{m} \cdot h \quad \text{Ecuación II}$$

Donde:

- \dot{Q}_{out} : Es la razón de calor que se le quita al gas.

1.4.7.3 ELIMINACIÓN DEL SULFURO DE HIDRÓGENO

La eliminación del sulfhídrico, fundamental en cualquier instalación de biogás, puede realizarse por distintas vías. Las más utilizadas son:

- **Agregado de cloruro ferroso o férrico con la alimentación del biodigestor:** la utilización de sales metálicas compuestas principalmente de hierro permite evitar que el sulfuro se libere con el biogás por la formación de sales insolubles, que no afectan la biodigestión. La precipitación del sulfuro ferroso es un proceso rápido. El uso combinado de sales férricas y ferrosas genera una mayor eficiencia para controlar las concentraciones de sulfuro disuelto.
- **Agregado de oxígeno:** esta forma de eliminación de sulfhídrico es comúnmente utilizada en plantas de biodigestión agroindustriales por su eficacia, su reducido costo operativo y su bajo costo de inversión. Se basa en la adición de aire a una tasa de 4-6% del biogás, para permitir el desarrollo de microorganismos aeróbicos que atacan el H_2S . Normalmente, la inyección se realiza en el mismo biodigestor. Como este método de purificación tiene un riesgo elevado de provocar explosión, la dosificación de aire tiene que ser limitada y controlada, y su concentración máxima puede ser del 12% del volumen de biogás.
- **Filtros por absorción:** se trata de columnas de purificación por donde se hace circular el biogás y, a contracorriente, se asperja una solución de hidróxido de sodio disuelta en agua. De esta forma, se logra eliminar el sulfhídrico a partir de la formación de sulfuro de sodio (Na_2S).

- **Filtros por adsorción:** el sulfuro de hidrógeno es adsorbido por superficies. Existen numerosos materiales que permiten este proceso de filtrado, como el carbón activado, algunos silicagel, tamices celulósicos orgánicos y limaduras de hierro. La desventaja de estos filtros es que dependen mucho de la humedad, la temperatura y la presión en el medio de filtrado. En el caso de los filtros de viruta de hierro (oxidada), que son los más empleados en instalaciones domiciliarias, su eficacia es muy baja y, en volúmenes industriales de biogás, el costo de reposición es elevado.
- **Filtros biológicos:** son filtros en los que se desarrolla una biota capaz de remover el sulfuro de hidrógeno. Este proceso se basa en la oxidación microbológica del sulfuro a sulfatos o azufre elemental, fijando CO_2 simultáneamente como función estequiométrica de la oxidación del sulfuro. Tienen la ventaja de que, bien manejados, pueden tener una vida útil casi ilimitada, con bajos costos operativos, permitiendo trabajar en diversas condiciones y sin generar un remanente contaminante del tipo “gas de cola”. Su desventaja radica en que el procedimiento es lento, y requiere un largo tiempo de puesta en marcha hasta que el filtro se colonice correctamente con los microorganismos deseados. [1]

1.4.7.4 ELIMINACIÓN DEL DIÓXIDO DE CARBONO

En los casos en que el biogás se utiliza para inyectar en redes de distribución de gas o para sustituir GNC (gas natural comprimido), es primordial realizar una purificación secundaria para eliminar la mayor cantidad de impurezas y obtener biometano. A continuación, y en la “Tabla N°1” se describen las formas de remoción comúnmente utilizadas.

- **Lavado químico:** consiste en la formación de enlaces químicos reversibles entre el soluto y el solvente. Permite eliminar el CO_2 y el H_2S del biogás. Para esto se emplean soluciones acuosas de aminas, metildietanolamina (DMEA) o monoetanolamina (MEA), en concentraciones de entre 20 y 70% en peso de amina en agua.
- **Lavado con agua bajo presión:** es una técnica sencilla, económica y eficiente, inclusive con bajos caudales de biogás. Se basa en el principio de solubilización del CO_2 en agua: la cantidad de este gas disuelto en agua aumenta a altas presiones y bajas temperaturas. El proceso de absorción es contracorriente. Con este sistema, el CO_2 y el H_2S se disuelven y salen por el fondo de la torre de lavado. El agua puede ser regenerada para ser reutilizada.

- **Adsorbimiento a presión oscilante (PSA):** consiste en la adsorción de CO_2 , H_2S , humedad y otras impurezas, en un adsorbente comercial, que consiste generalmente en sólidos granulares con grandes áreas superficiales por unidad de volumen. Por lo general, la adsorción se lleva a cabo a alta temperatura y presión. Tiene como inconvenientes que es un proceso costoso, con altas caídas de presión y altos requerimientos de calor.
- **Lavado físico con disolventes orgánicos:** es comparable a la tecnología de lavado con agua y permite eliminar CO_2 , H_2S , NH_3 y H_2O . El disolvente puede ser regenerado mediante una columna de desorción, para lo que se requieren temperaturas de $-50\text{ }^\circ C$.
- **Lavado químico con disolventes orgánicos:** combina la fisorción y la quimisorción. Si bien en la teoría este sistema permite eliminar H_2S , en la práctica se requiere una etapa de desulfuración del biogás antes de la columna de adsorción para evitar reacciones no deseadas en el proceso. La presión de trabajo de la columna es de pocos bares y para regenerar el disolvente se necesita un nivel de temperatura de $120\text{ }^\circ C$ a $160\text{ }^\circ C$.
- **Separación con membranas:** data de la década de 1970, pero recién en los últimos años los avances importantes en la investigación de este campo justifican su implementación técnica y económica como uno de los mejores sistemas de purificación del biogás, compitiendo con las tecnologías de adsorción con oscilación de presión y la absorción química. Para lograr una pureza de $CH_4 > 96\%$ es necesario trabajar con temperatura controlada de biogás ($45\text{ }^\circ C$) y presión controlada de alrededor de 8 bar.
- **Separación criogénica:** hace uso de bajas temperaturas, de alrededor de $-90\text{ }^\circ C$, que combina con presiones altas, de aproximadamente 40 bares. El proceso permite licuar el CO_2 , que, de esta manera, es fácilmente separado del biogás enriquecido. Esta tecnología permite alcanzar una pureza de hasta 99% de CH_4 , obtener CO_2 líquido sin liberación a la atmósfera y procesar grandes cantidades de biogás de manera continua y eficiente. Sin embargo, tiene las desventajas de que requiere una gran cantidad de equipos (compresores, turbinas e intercambiadores de calor) y mucha energía para llevar a cabo el proceso. Esto eleva extremadamente los costos de inversión y de operación con respecto a otras tecnologías de obtención de biometano, aunque en los últimos años se realizaron avances significativos que la volverán una alternativa económicamente viable en el corto plazo. [1]

Tabla N°1: Comparación entre diferentes métodos de obtención de biometano.

Fuente: Guía teórico-práctica sobre el biogás y los biodigestores - O.N.U. para la alimentación y agricultura, 2019.

	Adsorción a presión oscilante (PSA)	Lavado con agua bajo presión (PWS)	Lavado químico (MEA, DMEA)	Lavado físico con disolventes orgánicos	Separación con membranas
Necesidad de purificación preventiva	Sí	No	No	No	No
Presión operativa (bar)	4-7	4-7	-	4-8	8
Pérdida de metano (%)	6-10	<2	<0,1	2-4	<2
Contenido de metano en el Biometano (%)	>97	>96	>96	>97	>97
Eficiencia total (%)	91	94	90	-	>95
Consumo de energía eléctrica (kWh/Nm ³ tratado)	0,25	0,40	0,12	0,24	0,17
Requerimiento de calor (°C)	No	No	160	55-80	-
Control respecto a la carga nominal (%)	±10-15	50-100	50-100	10-100	0-100

1.4.7.5 ELIMINACIÓN DE LOS COMPUESTOS MINORITARIOS

SILOXANOS

Los siloxanos son un grupo de compuestos orgánicos que contienen un enlace sílice-oxígeno ($Si - O$) y radicales orgánicos (metil, etil y otros grupos orgánicos) unidos al átomo de silicio. En el biogás suelen encontrarse siloxanos lineales y cíclicos. Incluso en bajas concentraciones (<0,5 ppm), los siloxanos pueden causar daños significativos a los motores, turbinas y/o calderas: son componentes persistentes cuya concentración aumenta en el tiempo si no son eliminados. Para garantizar la vida útil de los equipos, es necesario monitorearlos y eliminarlos.

Tabla N°2: Niveles de siloxanos admitidos por fabricantes de equipos de uso de biogás.

Fuente: Guía teórico-práctica sobre el biogás y los biodigestores - O.N.U. para la alimentación y agricultura, 2019.

Uso de biogás	Fabricante	Siloxanos (mg/m ³)	Referencia
Calderas	-	NA*	Hingerl, 2011.
Biometano	-	Depende del uso final	
Motores de combustión interna	Jenbacher	10,00	Wheless y Pierce, 2004.
	Deutz	5,00	
	Caterpillar	28,00	
	Waukesha	25,00	
Microturbinas	Capstone	0,03	
	Ingersoll-Rand	0,06	

En la “Tabla N°2” se presentan los valores máximos de siloxanos admitidos en el biogás por diferentes fabricantes de equipos. No existe un método universal de eliminación de siloxanos.

Algunos de los procesos utilizados son los siguientes:

- **Absorción con solventes orgánicos:** se eliminan los siloxanos mediante absorción física empleando disolventes, con una eficiencia de remoción que puede ser superior al 97%. La desventaja de este sistema es que la eliminación completa es difícil de alcanzar.
- **Absorción química:** como los siloxanos son estables a productos químicos y a la degradación, pueden emplearse bases fuertes o ácidos. El problema de utilizar bases fuertes es que con presencia de CO_2 en el biogás se forman carbonatos que precipitan, mientras que los ácidos (sulfúrico o nítrico) permiten una alta eficiencia de remoción. La tecnología tiene como desventaja que utiliza sustancias altamente corrosivas y peligrosas, cuestionables ambientalmente y que pueden ocasionar un daño importante en los equipos utilizados.
- **Adsorción en materiales:** para este proceso se utilizan diferentes materiales, como Tenax TA malla 60/80, Amberlite XAD II 20/malla 60, gel sílice 13X malla 45/60 y/o carbón activado (partículas de 2,5 mm malla 60/80). Estos procesos tienen una eficiencia de remoción alta. Los materiales de sílice tienen una capacidad de eliminación mayor que el carbón activado y pueden ser regenerados sometidos a 250 °C durante 20 minutos, mientras que el carbón activado tiene un poder de regeneración menor. Cualquiera de los materiales tiene la desventaja de que necesita alta presión y la eficiencia de remoción disminuye en función de la humedad contenida en el biogás.
- **Separación criogénica:** llevando la temperatura del biogás a -70 °C se logra una eliminación del 99,3%.
- **Adsorción en lechos regenerables:** lechos activados de alúmina permiten eliminar los siloxanos del biogás. Estos sistemas pueden regenerar la alúmina activada una vez saturada con siloxanos, haciendo pasar un gas a través del lecho.

La eliminación de los siloxanos del biogás dependerá de factores que deben tenerse en cuenta:

1. Tipo de siloxano (conviene conocer la composición exacta).
2. Contenido de humedad del biogás que será tratado.

OXIGENO/AIRE

La presencia de oxígeno y/o nitrógeno indica que de algún modo ha entrado aire en contacto con el biogás. Esto sucede principalmente en rellenos sanitarios y/o en biodigestores donde se utiliza inyección de aire para purificación del sulfuro de hidrógeno. Es importante conocer la concentración de oxígeno ya que, dependiendo de la temperatura del biogás, una mezcla de aire entre 4 y 16% puede volverlo explosivo. El oxígeno puede ser eliminado con membranas o adsorción por oscilación a presión a temperaturas bajas. El costo de eliminarlo es elevado, por lo que se debe evitar la introducción de aire en el biogás con controles cuidadosos en la línea. [1]

1.4.8 ALMACENAMIENTO DEL BIOGÁS

La mayoría de los biodigestores y/o centrales de biogás se diseñan para consumir la producción diariamente, por lo que este se almacena a baja presión (<30 mbar), sin ningún tipo de compresión, para utilizarlo en cocinas, sistemas de calefacción, sistemas de iluminación, calderas para generación de vapor, generación eléctrica y/o cogeneración eléctrica-térmica.

El biogás se utiliza comprimido en los casos en que se inyecta como biometano a redes domiciliarias y/o transporte. Es necesario, en toda línea de biogás, incorporar sistemas de seguridad que garanticen el buen funcionamiento de todos los equipos, de la salud humana y animal, y el cuidado del ambiente.

Entre los principales problemas para tener en cuenta se encuentran los relacionados con sobrepresión y/o vacío. Un biodigestor o una planta de biogás no deja de ser un sistema vivo. Si hay un problema en la línea, o si por un período de tiempo se corta el uso de biogás, este comienza a acumularse dentro del biodigestor y en los sistemas de almacenamiento, con lo que la presión que ejerce empieza a incrementarse. También puede ocurrir que en el biodigestor se presente una fuga de líquidos, ya sea por un quiebre en su estructura o simplemente por el mal cierre de una válvula. Esta salida comienza a ejercer presión negativa en la cámara de biogás, lo que provoca un vacío que, si no se compensa, puede llegar a tener graves efectos en la estructura de los biodigestores, especialmente en aquellos de gran tamaño. Para prevenir estos inconvenientes, es importante contar con sistemas de seguridad de sobrepresión y vacío. La elección de los materiales es un factor determinante para la seguridad, ya que esta se ve muchas veces comprometida por el uso de elementos no apropiados, elegidos por su menor costo económico y no por su viabilidad técnica. En biodigestores piloto caseros los riesgos son menores, pero a medida que la escala del proyecto aumenta, la mala elección de los materiales supone graves riesgos para el proyecto,

para las personas que trabajan allí y para el ambiente, debido a los componentes altamente corrosivos del biogás y los efluentes dentro de un biodigestor, en su fase tanto líquida como gaseosa. En proyectos domiciliarios, uno de los productos más usados son las cañerías de riego, por su costo económico, durabilidad y resistencia a los gases corrosivos propios del biogás. En muchos casos, por querer hacer instalaciones similares a las de gas natural, se utilizan cañerías con presencia de metales, que se corroen pronto, principalmente por la acción del sulfuro de hidrógeno. En proyectos mayores, suelen utilizarse cañerías de acero inoxidable y de PEAD para la conducción del biogás. [1]

1.4.9 GASOMETROS DE BAJA PRESIÓN

Comprimir el biogás crudo para utilizarlo posteriormente no es eficiente; para que lo sea, es necesario purificar el metano. Es por este motivo que para el almacenamiento del biogás a bajas presiones se utilizan gasómetros, cuya función es la de mantener una presión constante dentro del biodigestor y en la línea de consumo, equilibrando las fluctuaciones de la producción y los cambios de volumen. Con los gasómetros se logra, a un bajo costo, mantener la presión del biogás en un rango de 4 a 25 mbar. El volumen del gasómetro dependerá de la producción diaria y del consumo por hora de biogás. Para el almacenamiento del biogás a baja presión existen diferentes tipos de sistemas, que se usan tanto a escala domiciliaria como industrial:

- **Cámara de biogás en el biodigestor:** Es el sistema más simple, almacena el biogás en el interior del biodigestor. El inconveniente, si no está asociado a algún tipo de gasómetro, es que no permite mantener constante la presión del biogás. El volumen de almacenamiento se dimensiona en base al consumo horario de biogás (Figura N°14).

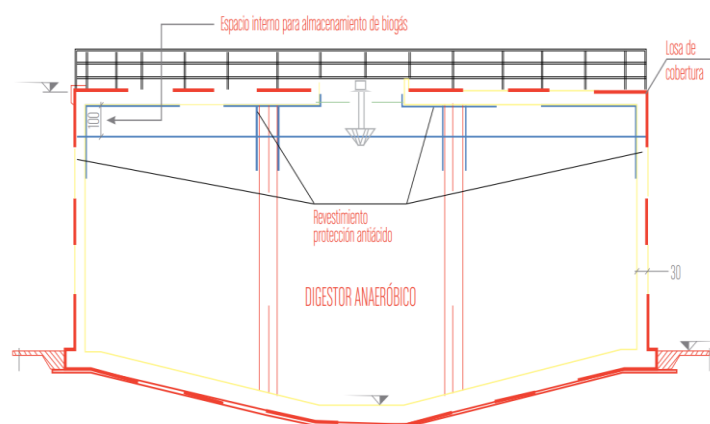


Figura N°14: Cámara de biogás interna para almacenamiento.

Fuente: Guía teórico-práctica sobre el biogás y los biodigestores - O.N.U. para la alimentación y agricultura, 2019.

- **Gasómetro de campana flotante:** Estos sistemas son empleados principalmente en biodigestores domiciliarios, aunque en algunos casos se utilizan en centrales de biogás de escala industrial. La campana cumple la función de almacenar el biogás y mantener constante la presión hasta un máximo de 100 mbar, pero comúnmente en un rango de 15 a 30 mbar. Esta puede flotar sobre el mismo líquido en fermentación y/o construirse un sistema independiente con un recipiente que contenga agua. En ambos casos, el líquido funciona como sello hidráulico. Los materiales empleados para la construcción de este tipo de gasómetros son plásticos reforzados con fibra de vidrio (PRFV), concreto y/o acero (Figura N°15). En cualquiera de los casos, es necesario que el material empleado esté protegido para resistir el ataque químico que produce el sulfhídrico del biogás. Por medio de mecanismos que permiten lastrar la campana flotante, se garantiza una presión constante al biogás almacenado, al margen de su volumen: la presión será establecida por el lastre utilizado.



Figura N°15: Gasómetro de campana flotante.

Fuente: Guía teórico-práctica sobre el biogás y los biodigestores - O.N.U. para la alimentación y agricultura, 2019.

- **Gasómetro de doble membrana:** Otro sistema utilizado para el almacenamiento del biogás a baja presión, pero constante, al margen del volumen acumulado, es el de doble membrana. Este sistema puede estar montado sobre el biodigestor o en una platea de concreto independiente (Figura N°16).



Figura N°16: Gasómetro de doble membrana, en platea de hormigón y sobre biodigestor.

Fuente: Catalogo - TECON.

En cualquiera de los casos, está compuesto por una membrana exterior y una interior, de geotextiles de poliéster recubiertos con PVC: el material externo deberá resistir el ataque de los rayos UV y contar con retardante de llama; el material interno deberá ser resistente al ataque químico e impermeable al metano (Figura N°17).

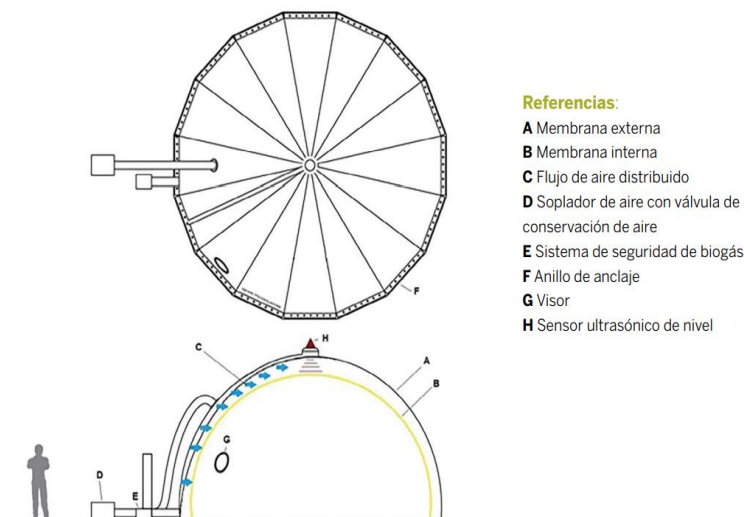


Figura N°17: Vista planta y corte transversal de un gasómetro de doble membrana y sus componentes.

Fuente: Guía teórico-práctica sobre el biogás y los biodigestores - O.N.U. para la alimentación y agricultura, 2019.

Estos gasómetros se basan en la creación de una cámara de aire entre la membrana exterior y la interior, en la que se ejerce una presión mediante un soplante que garantiza que la presión del biogás almacenado se mantenga constante. Este sistema es de bajo costo operativo y fácil instalación. El problema que puede presentar si las membranas utilizadas no son adecuadas o el anclaje no está bien diseñado es que se deteriore fácilmente por la acción del viento o el granizo. [1]

1.4.10 USOS DEL BIOGÁS

El biogás puede ser utilizado con diferentes fines en un amplio espectro de equipos. Dado que su poder calorífico es menor al del gas natural o el gas licuado de petróleo, para la

combustión es necesario realizar algunas adaptaciones en el equipamiento (salvo que se purifique para obtener biometano). La combustión del biogás requiere un mínimo de aire de 21% en los equipos de gas natural o gas licuado de petróleo, y una modificación en la apertura de la válvula dosificadora de gas, para permitir un mayor caudal y modificar las entradas de aire, de modo de lograr una combustión eficiente. [1] [3]

1.4.10.1 COMBUSTIÓN DIRECTA

El uso más simple que se le puede dar al biogás es la combustión directa en cocinas residenciales, calefones, heladeras rurales, lámparas de gas, pantallas de calefacción de galpones y/o calderas para generación de agua caliente o vapor. Para esto, solo se precisa eliminar el sulfhídrico y el vapor de agua. En cocinas residenciales, calefones domiciliarios, heladeras rurales y/o lámparas de gas, basta con una presión de 7 *mbar*, lo que se logra a nivel domiciliario con los sistemas de gasómetros descritos anteriormente. En el caso de calefacción de galpones zootécnicos y/o calderas industriales, será necesario utilizar equipos adicionales que garanticen una presión constante de alimentación al quemador del biogás. Para esto se utilizan sopladores de canal lateral y/o lobulares: estos equipos no comprimen el biogás, pero logran aumentar la presión hasta por lo menos 200 *mbar* y garantizan un caudal constante de alimentación al punto de consumo final. Los sopladores de canal lateral son empleados, comúnmente, para caudales por debajo de los 100 $N \cdot m^3 \frac{\text{biogas}}{\text{hora}}$, mientras que los sopladores lobulares se usan en centrales de biogás que generan elevados caudales diarios de gas (Figura N°18). En ambos casos será necesario utilizar equipos que cumplan con las normas de seguridad para operar con gases combustibles. [1]



Figura N°18: Soplador de canal lateral y sopladores lobulares.

Fuente: Guía teórico-práctica sobre el biogás y los biodigestores - O.N.U. para la alimentación y agricultura, 2019.

1.4.10.2 COGENERACIÓN ELÉCTRICA Y TÉRMICA

La forma más eficiente de utilizar el biogás en una central de generación es produciendo cogeneración eléctrica-térmica (CHP), ya que de este modo se logran eficiencias de hasta el 90% de utilización de la energía contenida en el biogás. En la (Figura N°19) se esquematiza este aprovechamiento en un cogenerador convencional, con una potencia nominal del motor de 519 *kWe*. Los sistemas de cogeneración permiten recuperar la energía que comúnmente se pierde en forma de calor en los motores de combustión interna; la recuperación se realiza del sistema de refrigeración del motor y aceite, y de los gases de escape.

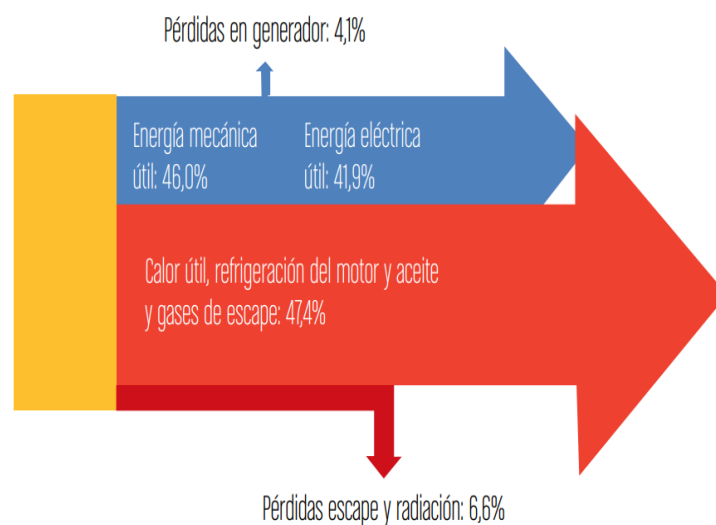


Figura N°19: Eficiencia eléctrica y térmica de un cogenerador convencional.

Fuente: Guía teórico-práctica sobre el biogás y los biodigestores - O.N.U. para la alimentación y agricultura, 2019.

Las unidades CHP más utilizadas son centrales térmicas compuestas por un motor de combustión acoplado a un generador síncrono, diseñados para trabajar a 1.500 revoluciones por minuto (rpm). Los motores utilizados pueden ser del tipo Gas-Otto o Gas-Diesel. Ambos deben operar bajo el principio del ciclo Otto, la única diferencia radica en la relación de compresión. Alternativamente, en los motores de combustión se pueden utilizar microturbinas o celdas de combustibles. En una central de biogás que produce energía eléctrica para inyectar en la red, la utilización de CHP es fundamental para recuperar parte del calor y calefaccionar el proceso de biodigestión. Normalmente, un tercio del calor que se logra producir en una central CHP es utilizado para el autoconsumo del biodigestor, mientras que el resto se pierde en la atmósfera o puede usarse para algún proceso industrial. Esto dependerá de la proximidad de la central de biogás a una industria que requiera energía térmica, para generar calor o frío. El calor recuperado en las centrales CHP puede emplearse con diferentes fines: calefacción domiciliaria, generación de vapor, secado de granos, calefacción en complejos residenciales o turísticos, entre otros. Una alternativa muy

conveniente es destinar el calor para refrigeración, con procesos de adsorción y absorción (Figura N°20). [1]



Figura N°20: Central de cogeneración de 1MW de potencia eléctrica, con recuperación de calor de sistema de refrigeración.

Fuente: TEDOM <http://www.ingen.com.ar/>.

Estos equipos tienen menor desgaste y menor consumo de energía que los sistemas de refrigeración con compresores. [1]

1.4.10.3 GENERACIÓN ELÉCTRICA CON MOTORES BIOGÁS-OTTO

Si bien tanto los motores que funcionan con nafta como los que funcionan con diesel pueden ser adaptados para hacerlo con biogás, es mejor utilizarlo en motores fabricados específicamente. De cualquier manera, a todos se los denomina Biogás-Otto, ya que su operación se basa en los principios del ciclo Otto. En las centrales de baja potencia (≤ 300 kWe) es común que se empleen motores diesel o de nafta que las mismas fábricas adaptan para utilizar biogás, con una eficiencia eléctrica en general por debajo del 35% (Figura N°21).



Figura N°21: Motor Biogás-Otto instalado en central de biogás.

Fuente: Planta de biogás Yanquetruz.

Por el contrario, cuando la potencia necesaria supera los 300 kW_e , se utilizan motores diseñados y fabricados para trabajar con biogás, con mezcladores de gas específicamente configurados que permiten tener una alta densidad de potencia a una velocidad constante. Al igual que cuando el biogás se usa para combustión directa, se trabaja a presión baja ($\leq 80 \text{ mbar}$), empleando sopladores de canal lateral y/o lobulares para garantizar una alimentación del motor a presión constante. Estos equipos pueden funcionar con biogás con al menos 45% de metano, pero será fundamental que esté libre de agua y mantener la concentración de sulfhídrico por debajo de 200 ppm. [1]

1.4.10.4 GENERACIÓN ELÉCTRICA CON MICROTURBINAS

Estos equipos funcionan bajo el principio del ciclo Brayton (o Joule), que modela el comportamiento de turbinas como las de los aviones, y son una alternativa menos difundida que los motores Biogás-Otto para producir energía eléctrica y/o térmica a partir de biogás. Las microturbinas consisten en un generador de energía acoplado a una turbina de gas y/o biogás a pequeña escala. El aire es comprimido e introducido en la cámara de combustión a alta presión y mezclado con el biogás; la mezcla combustiona, se expande y sale a través de la turbina. Normalmente, estos sistemas se utilizan en instalaciones con potencias inferiores a los 200 kW_e . Respecto de los motores Biogás-Otto de baja potencia, las microturbinas presentan ventajas: logran una mejor eficiencia eléctrica y térmica; tienen un tamaño y peso hasta 50% inferior; su costo de mantenimiento es muy bajo por tener solo una parte móvil; generan menos ruido y producen menos emisiones de óxido de nitrógeno (NO_x). Por último, en caso de realizar cogeneración eléctrica-térmica, permiten una recuperación mejor del calor, ya que este solo se pierde a través de los gases de escape. Las desventajas de estos equipos frente a los motores Biogás-Otto son su mayor costo de inversión, el requisito de comprimir el biogás a una presión de 5 bar y la necesidad de técnicos altamente capacitados para realizar el mantenimiento y las reparaciones. [1]

1.4.10.5 GENERACIÓN ELÉCTRICA CON CELDAS DE COMBUSTIBLE

Las celdas de combustible son dispositivos electroquímicos que permiten convertir la energía de una reacción química en energía eléctrica. Están compuestas básicamente por tres partes: un ánodo, un cátodo y un electrolito (conductor iónico) ubicado entre ambos. El principio de funcionamiento es similar al de una batería, con la diferencia de que estas celdas están diseñadas para permitir el abastecimiento continuo de los reactivos consumidos. Estos equipos permiten alcanzar eficiencias energéticas altas, con una conversión eléctrica de entre 40 y 60%, y pueden llegar a 85-90% cuando se realiza cogeneración para recuperación de calor.

En este tipo de sistemas, el biogás actúa como reductor y el aire como oxidante, para permitir la ocurrencia del proceso electroquímico. Como este proceso no implica la combustión de los reactivos, las emisiones contaminantes a la atmósfera son mínimas y no se generan emisiones de NO_x , SO_x ni material particulado. [1]

1.4.10.6 BIOMETANO

Para utilizar el biogás para inyección en redes de distribución de gas o como combustible vehicular es necesario convertirlo en biometano ($CH_4 \geq 84\%$). Normalmente, los requerimientos locales en los países que hoy promueven su uso (por ejemplo, Brasil, Italia, Holanda, entre otros) exigen una concentración de CH_4 superior a 92%, pero esto dependerá del punto de inyección y del destino final. [1]

1.4.11 DIGERIDO O BIOFERTILIZANTE

Generalmente, se sobreentiende que la principal función de los sistemas de biodigestión anaeróbica es producir energía renovable (biogás). Sin embargo, en muchos lugares, los biodigestores tienen como objetivo principal la obtención de biofertilizantes, debido al valor agronómico que le da el tratamiento físico-químico de la materia orgánica que se realiza durante el proceso. El material orgánico que se obtiene en la salida de un biodigestor puede ser considerado un efluente en los casos en que su disposición final se realiza en un curso hídrico, y requiere un tratamiento secundario para cumplir con los parámetros de vertido que determina la autoridad de aplicación en cada sitio. En cambio, cuando el producto orgánico del proceso anaeróbico se usa con fines agronómicos, se denomina "digerido". El contenido de humedad del digerido depende del tipo de biodigestión anaeróbica (seca, semiseca o húmeda) empleado, mientras que la calidad y la cantidad de los nutrientes está directamente relacionada con el tipo de sustratos usados para alimentar el biodigestor. Cuando los digeridos tienen destino agronómico, es importante garantizar que en el proceso anaeróbico no se emplee agua o sustratos con concentraciones de metales pesados u otros tóxicos, que permanecen en el producto final de la digestión. Como se señaló, en un reactor anaeróbico los microorganismos degradan la materia orgánica, lo que produce biogás y al mismo tiempo libera nutrientes y metabolitos al medio. Los biodigestores mesofílicos y termofílicos logran reducir en más de un 50% el contenido de materia seca de la mezcla utilizada para la alimentación, de lo que resulta un digerido con una materia orgánica microbiológicamente más estable que los materiales originales. [1]

El uso agronómico de los digeridos permite sustituir parcial o totalmente el empleo de fertilizantes inorgánicos (urea, fosfato monoamónico y otros) y mejora las propiedades físico-químicas de los suelos por el aporte de materia orgánica. Adicionalmente, los digeridos

contienen hormonas vegetales de crecimiento, que son desechos del metabolismo de los microorganismos típicos de este tipo de fermentación anaeróbica, ausentes en el compost. Los digeridos líquidos contienen los cinco grupos hormonales principales: adeninas, purinas, auxinas, giberelinas y citoquininas. [1]



Figura N°22: Acopio de biofertilizante digerido.

Fuente: Guía teórico-práctica sobre el biogás y los biodigestores - O.N.U. para la alimentación y agricultura, 2019.

1.4.12 CONSTRUCCIÓN DE DEPÓSITOS CILÍNDRICOS

1.4.12.1 GENERALIDADES

El hormigón armado constituye un material idóneo para la construcción de muchos tipos de depósitos por su facilidad de moldeo, bajo coste, gran durabilidad y mantenimiento económico. Aparte de la capacidad resistente de la estructura, el principal problema que hay que abordar en el proyecto de depósitos es su estanquidad, por lo que será preciso emplear hormigones impermeables y controlar la fisuración mediante un diseño y armado convenientes.

Los métodos clásicos de cálculo de depósitos de hormigón armado, basados en la igualdad de deformaciones del acero y del hormigón a tracción, han sido abandonados por dar lugar a tensiones de trabajo muy bajas para el acero, lo que entraña un coste excesivo. Hoy en día, los avances conseguidos en la calidad de los hormigones y de los aceros, unidos a los actuales métodos de cálculo basados en el método de los estados límites, hacen posible que se obtengan soluciones más económicas y de mayor vida útil, perfectamente aptas para el servicio mediante un adecuado control de la fisuración.

El cálculo puede abordarse, con cierta facilidad, considerando la pared del depósito como una lámina cilíndrica de revolución sometida a la presión hidrostática (Figura N°23). Al existir simetría respecto al eje del cilindro, tanto de la lámina como de la carga, el problema se simplifica notablemente. [6]

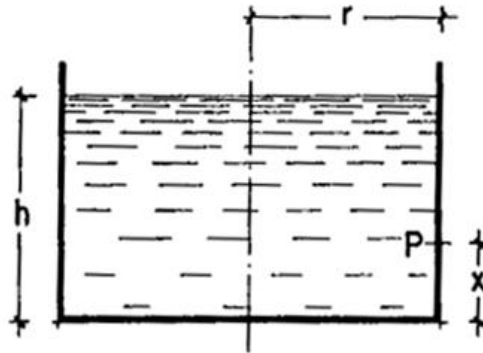


Figura N°23: Tanque de hormigón.

Fuente: Hormigón armado – J. Montoya (2011).

1.4.12.2 DIMENSIONAMIENTO DE DEPÓSITOS CILÍNDRICOS

El funcionamiento resistente de los depósitos cilíndricos es más favorable incluso que en los depósitos de planta rectangular. El procedimiento que debe seguirse para la comprobación de ambos tipos de depósitos es análogo.

Al resultar menores los esfuerzos en las paredes cilíndricas, se adoptan también espesores menores que en las paredes rectangulares. Puede servir como orientación el valor:

$$e = 0,05 \cdot h + 0,01 \cdot r \geq 0,2 \text{ m} \quad \text{Ecuación III}$$

Donde:

- h : es la altura del depósito.
- r : es el radio del depósito.

El espesor de la solera debe ser $e' \approx 0,1 \cdot h$ pero no menor que 0,20 m. [6]

1.4.13 TRANSFERENCIA DE CALOR

La transferencia de calor es el proceso por el cual la energía térmica se transfiere de una región de mayor temperatura a otra de menor temperatura dentro de un cuerpo o entre diferentes cuerpos. Es un fenómeno fundamental en muchas ramas de la ingeniería, como la mecánica, química, nuclear, entre otras.

Los mecanismos por los cuales ocurre la transferencia de calor son: conducción, convección y radiación. La conducción involucra transferencia de energía cinética y vibración entre átomos y moléculas en contacto sin movimiento global del medio. La convección requiere un fluido en movimiento que transporte energía entre la superficie de un sólido y el fluido propiamente, y también puede ocurrir entre fluidos. La radiación consiste en la emisión de ondas electromagnéticas o fotones que transportan energía.

El análisis de la transferencia de calor resulta esencial en numerosas aplicaciones prácticas de ingeniería como intercambiadores de calor, aislamiento térmico, calefacción, refrigeración, centrales de generación eléctrica, entre muchos otros la ecuación principal que gobierna la transferencia de calor en un sistema cerrado es la primera Ley de la Termodinámica.

$$\dot{Q} = \Delta U + W$$

Donde:

- \dot{Q} : Transferencia neta de calor hacia o desde el sistema.
- ΔU : Cambio en la energía interna del sistema.
- W : Trabajo realizado por o sobre el sistema.

Si el sistema en cuestión es isocórico, es decir, el sistema es cerrado y el proceso se da a volumen constante, se puede eliminar el término del trabajo mecánico.

$$\Delta \dot{Q} = \Delta U$$

Esto significa que la transferencia de calor neta, dependerá únicamente de la variación de la energía interna del sistema. Siendo:

$$\Delta \dot{Q} = \Delta U = \dot{m} \cdot c_v \cdot \Delta T \quad \text{Ecuación IV}$$

Donde:

- \dot{m} : Flujo másico.
- c_v : Calor específico de la masa en cuestión.
- ΔT : Es la variación de la temperatura. [7]

1.4.14 MECANISMO DE TRANSFERENCIA DE CALOR

1.4.14.1 CONDUCCIÓN

La conducción es la transferencia de energía de las partículas más energéticas de una sustancia hacia las adyacentes menos energéticas, como resultado de interacciones entre esas partículas. La conducción puede tener lugar en los sólidos y líquidos. En los líquidos la conducción se debe a las colisiones y a la difusión de las moléculas durante su movimiento aleatorio. En los sólidos se debe a la combinación de las vibraciones de las moléculas en una retícula y al transporte de energía por parte de los electrones libres. La rapidez o razón de la conducción de calor a través de un medio depende de la configuración geométrica de éste, su espesor y el material de que esté hecho, así como de la diferencia de temperatura a través de él.

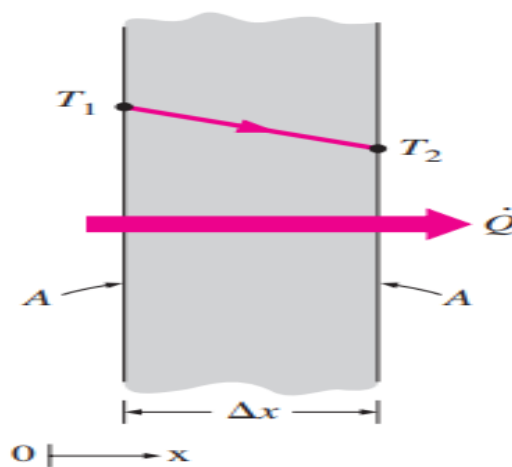


Figura N°24: Transferencia de calor por conducción.

Fuente: Transferencia de calor – Yunus A. Cengel (2004).

Ley de Fourier de la conducción de calor:

$$\dot{Q}_{cond} = K \cdot A \cdot \frac{dT}{dx} [W] \quad \text{Ecuación V}$$

Donde:

- K : Representa la conductividad térmica del material.
- A : Representa el área de contacto perpendicular al flujo.
- $\frac{dT}{dx}$: Representa el gradiente de temperatura. [8]

1.4.14.2 CONVECCIÓN

La convección es el modo de transferencia de energía entre una superficie sólida y el líquido o gas adyacente que está en movimiento, y también puede ocurrir entre diferentes fluidos, comprendiendo los efectos combinados de la conducción y el movimiento de fluidos. Entre más rápido es el movimiento de un fluido, mayor es la transferencia de calor por convección. En ausencia de cualquier movimiento masivo de fluido, la transferencia de calor

entre una superficie sólida y el fluido adyacente es por conducción pura. La presencia de movimiento masivo del fluido acrecienta la transferencia de calor entre la superficie sólida y el fluido, pero también complica la determinación de las razones de esa transferencia.

La convección recibe el nombre de convección forzada si el fluido es forzado a fluir sobre la superficie mediante medios externos como un ventilador, una bomba o el viento. Como contraste, se dice que es convección natural (o libre) si el movimiento del fluido es causado por las fuerzas de empuje que son inducidas por las diferencias de densidad debidas a la variación de la temperatura en ese fluido (Figura N° 25).

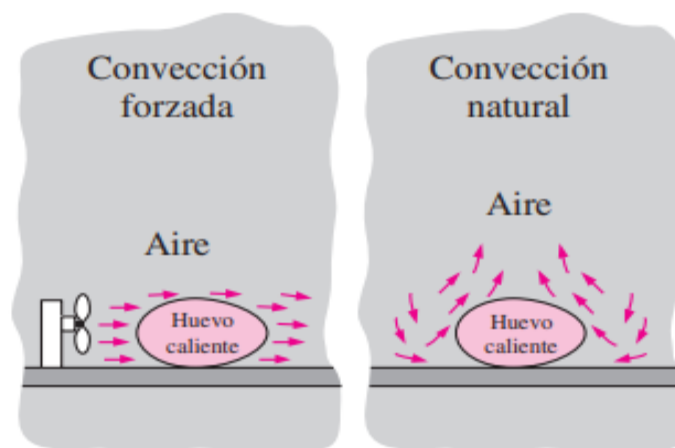


Figura N°25: Convección forzada y natural.

Fuente: Transferencia de calor – Yunus A. Cengel (2004).

A pesar de la complejidad de la convección, se observa que la rapidez de la transferencia de calor por convección es proporcional a la diferencia de temperatura y se expresa en forma conveniente por la ley de Newton del enfriamiento.

$$\dot{Q}_{conv} = h \cdot A_s \cdot (T_s - T_{\infty}) [W] \quad \text{Ecuación VI}$$

Donde:

- h : es el coeficiente de transferencia de calor por convección.
- A_s : es el área superficial a través de la cual tiene lugar la transferencia de calor por convección.
- T_s : es la temperatura de la superficie.
- T_{∞} : es la temperatura del fluido suficientemente alejado de esta superficie.

El coeficiente de transferencia de calor por convección h no es una propiedad del fluido. Es un parámetro que se determina en forma experimental y cuyo valor depende de todas las variables que influyen sobre la convección, como la configuración geométrica de la

superficie, la naturaleza del movimiento del fluido, las propiedades de éste y la velocidad masiva del mismo. [8]

1.4.14.3 RADIACIÓN

La radiación es la energía emitida por la materia en forma de ondas electromagnéticas (o fotones) como resultado de los cambios en las configuraciones electrónicas de los átomos o moléculas. A diferencia de la conducción y la convección, la transferencia de calor por radiación no requiere la presencia de un medio interventor. De hecho, la transferencia de calor por radiación es la más rápida (a la velocidad de la luz) y no sufre atenuación en un vacío. Ésta es la manera en la que la energía del Sol llega a la Tierra.

La radiación es un fenómeno volumétrico y todos los sólidos, líquidos y gases emiten, absorben o transmiten radiación en diversos grados. Sin embargo, la radiación suele considerarse como un fenómeno superficial para los sólidos que son opacos a la radiación térmica, como los metales, la madera y las rocas, ya que las radiaciones emitidas por las regiones interiores de un material de ese tipo nunca pueden llegar a la superficie, y la radiación incidente sobre esos cuerpos suele absorberse en unas cuantas micras hacia adentro de dichos sólidos.

La razón máxima de la radiación que se puede emitir desde una superficie a una temperatura termodinámica T_s (en K o R) es expresada por la ley de Stefan-Boltzmann.

La radiación emitida por todas las superficies reales es menor que la emitida por un cuerpo negro a la misma temperatura y se expresa como:

$$\dot{Q}_{emitida} = \sigma \cdot \varepsilon \cdot A_s \cdot (T_s^4 - T_{alred}^4) [W] \quad \text{Ecuación VII}$$

Donde:

- σ : es la constante de Stefan-Boltzmann $5.67 \times 10^{-8} \frac{W}{m^2 \cdot K^4}$.
- ε : es la emisividad de la superficie.
- A_s : es el área superficial.
- T_s : es la temperatura superficial.
- T_{alred} : es la temperatura de los alrededores.

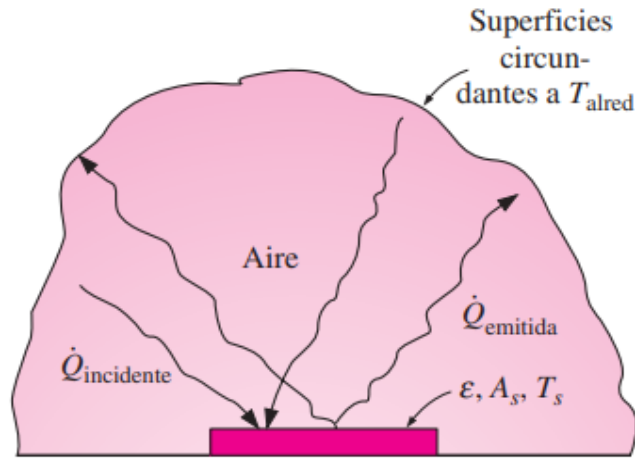


Figura N°26: Transferencia de calor por radiación en una superficie.

Fuente: Transferencia de calor – Yunus A. Cengel (2004).

La emisividad cuyo valor está en el intervalo $0 \leq \varepsilon \leq 1$, es una medida de cuán próxima está una superficie de ser un cuerpo negro, para el cual $\varepsilon = 1$. [8]

1.4.14.4 FLUJO DE CALOR A TRAVÉS DE UNA PARED COMPUESTA

La “Ecuación VIII” es objeto de estudio, para, cuando se habla de una pared compuesta de varios materiales colocados en serie, así como lo es en las construcciones de hornos en donde las paredes deben poseer ladrillos que soporten las altas temperaturas seguido de una pared aislante.

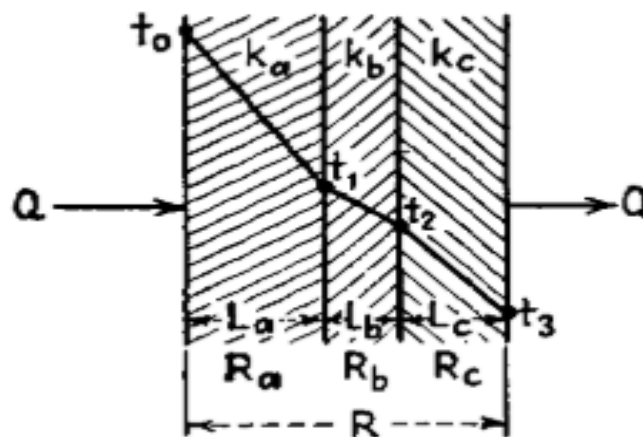


Figura N°27: Flujo de calor a través de una pared compuesta.

Fuente: Procesos de transferencia de calor – D.Q Kern (1999).

El flujo de calor que atraviesa el material “a” debe vencer la resistencia R_a , pero al pasar a través del material a el calor también pasa a través de los materiales b y c en serie. El calor entrando en la cara izquierda debe ser igual al calor que sale en la cara derecha, puesto que el estado estable sanciona el almacenamiento de calor. Si R_a , R_b y R_c , son

diferentes, como resultado de diferente conductividad y grosor, la razón de la diferencia de temperatura a través de cada capa a su resistencia, deberá ser la misma que la razón de la diferencia total de temperatura a la resistencia total. [7]

$$Q = \frac{\Delta t}{R} = \frac{\Delta t_a}{R_a} = \frac{\Delta t_b}{R_b} = \frac{\Delta t_c}{R_c}$$

Para cualquier sistema compuesto que utilice temperaturas reales:

$$Q = \frac{\Delta t}{R} = \frac{t_0 - t_1}{R_a} = \frac{t_1 - t_2}{R_b} = \frac{t_2 - t_3}{R_c}$$

Reacomodando y sustituyendo:

$$Q = \frac{\Delta t}{R} = \frac{t_0 - t_3}{\frac{L_a}{K_a \cdot A} + \frac{L_b}{K_b \cdot A} + \frac{L_c}{K_c \cdot A}}$$

Ecuación VIII

1.4.15 INTERCAMBIADORES DE CALOR

Los intercambiadores de calor son aparatos que facilitan el intercambio de calor entre dos fluidos que se encuentran a temperaturas diferentes y evitan al mismo tiempo que se mezclen entre sí. En la práctica, los intercambiadores de calor son de uso común en una amplia variedad de aplicaciones, desde los sistemas domésticos de calefacción y acondicionamiento del aire hasta los procesos químicos y la producción de energía en las plantas grandes. En los biodigestores juegan un papel fundamental para poder transferir calor desde una fuente externa al reactor (grupo electrógeno) al fluido que se encuentra en el interior del reactor (sustrato).

En el análisis de los intercambiadores de calor resulta conveniente trabajar con un coeficiente total de transferencia de calor U que toma en cuenta la contribución de todos estos efectos sobre dicha transferencia. La razón de la transferencia de calor entre los dos fluidos (fluido caliente y fluido frío) en un punto dado a un intercambiador depende de la magnitud de la diferencia de temperatura local, la cual varía a lo largo de dicho intercambiador. [8]

Ecuación de Fourier para la razón de calor total aplicada a intercambiadores.

$$\dot{Q} = A_s \cdot U \cdot \Delta T_m$$

Ecuación IX

Donde:

- A_s : Es el área de transferencia del calor.
- ΔT_m : Es la diferencia promedio de temperatura entre los dos fluidos.
- U : Es el coeficiente total de transferencia de calor.

1.4.15.1 COEFICIENTE TOTAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR

El coeficiente total de transferencia de calor (U) es una medida fundamental en la ingeniería térmica que describe la eficiencia con la que se transfiere calor a través de un intercambiador de calor. Este coeficiente representa la combinación de las resistencias térmicas internas y externas del intercambiador, así como la conductividad térmica de los materiales utilizados y la geometría del dispositivo. Su cálculo preciso es esencial para el diseño, la operación y la optimización de intercambiadores de calor en una variedad de aplicaciones industriales.

El coeficiente total de transferencia de calor se compone de tres términos principales:

1. Resistencia interna debida al coeficiente convectivo interno (R_i): El cual describe la transferencia de calor por convección del lado interno del intercambiador, para el caso de la "Figura N°28", está comprendido desde fluido caliente a las paredes del tubo.
2. Resistencia térmica debida a la conducción (R_{pared}): Este representa la tasa de transferencia de calor por conducción a través del material del tubo.
3. Resistencia externa debida al coeficiente convectivo externo (R_o): El cual referencia la transferencia de calor desde la pared del tubo al fluido que se encuentra en la parte exterior.

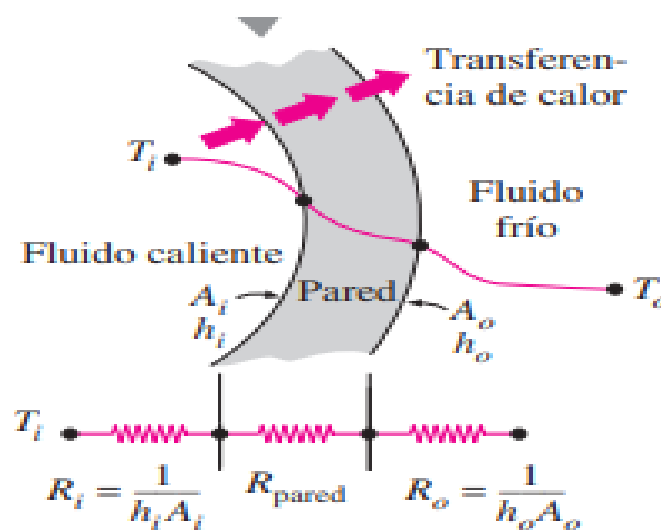


Figura N°28: Flujo de calor a través de la pared tubular.

Fuente: Transferencia de calor – Yunus A. Cengel (2004).

Ecuación par el coeficiente total de transferencia de calor en función del área de transferencia:

$$U \cdot A = \frac{1}{\frac{1}{h_i \cdot A_i} + \frac{L}{K \cdot A} + \frac{1}{h_o \cdot A_o}} \quad \text{Ecuación X}$$

Donde:

- h_i : Coeficiente convectivo interno.
- A_i : Área interna del tubo.
- L : Longitud del tubo.
- K : Coeficiente conductivo del material del tubo.
- A : Espesor de la pared.
- h_o : Coeficiente convectivo del lado externo.
- A_o : Área externa del tubo. [8]

1.4.15.2 DIFERENCIA PROMEDIO DE TEMPERATURA

La temperatura media logarítmica (ΔT_m) es un parámetro fundamental utilizado en el diseño y análisis de intercambiadores de calor. Representa la fuerza impulsora promedio para la transferencia de calor entre dos fluidos a diferentes temperaturas que fluyen a través del intercambiador. En un intercambiador de calor, los dos fluidos se encuentran separados por una pared sólida que permite la transferencia de calor por conducción. El fluido caliente cede energía térmica al fluido frío a través de esta pared. La diferencia de temperaturas entre los dos fluidos varía a lo largo del intercambiador debido a la transferencia de calor. Dicha variación se representa con la siguiente ecuación:

$$\Delta T_{ml} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)} \quad \text{Ecuación XI}$$

Donde:

- ΔT_1 : Es la diferencia entre las temperaturas de entrada de los fluidos.
- ΔT_2 : Es la diferencia entre las temperaturas de salida de los fluidos. [7]

1.4.15.3 INTERCAMBIADOR TIPO SERPENTÍN

El serpentín de tubos proporciona uno de los medios más baratos de obtener superficie para transferencia de calor. Generalmente, se construyen doblando longitudes variables de tubería de cobre, acero o aleaciones, para darle forma de hélices, o serpentines

helicoidales dobles en los que la entrada y salida están convenientemente localizadas lado a lado. Los serpentines helicoidales de cualquier tipo se instalan frecuentemente en recipientes cilíndricos verticales, ya sea con agitador o sin él, y siempre se provee de espacio entre el serpentín y la pared del recipiente para circulación. Cuando estos serpentines se usan con agitación mecánica, el eje vertical del agitador corresponde usualmente al eje vertical del cilindro.

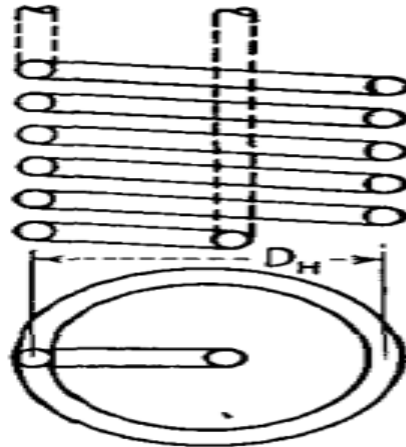


Figura N°29: Intercambiador serpentín.

Fuente: Procesos de transferencia de calor – D.Q Kern (1999).

Estos tipos son similares a un intercambiador tubular, aunque limitados a pequeñas superficies. Debido al aumento en turbulencia debe esperarse que los coeficientes de película para los tubos en un serpentín sean mayores para un cierto flujo en peso que para un tubo recto. [7]

COEFICIENTES EXTERIORES PARA FLUIDOS CON AGITACIÓN MECÁNICA

Chilton, Drew y Jebens obtuvieron una correlación para transferencia de calor a fluidos en recipientes con agitación mecánica calentados o enfriados mediante serpentines sumergidos y utilizando parámetros adimensionales como se muestra en la siguiente ecuación:

$$\frac{h_o \cdot D_i}{k} = 0,87 \cdot \left(\frac{L^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \right)^{\frac{2}{3}} \cdot \left(\frac{C \cdot \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

Ecuación XII

Donde:

- h_o : Coeficiente convectivo exterior.
- D_i : Diámetro interno del depósito.
- k : Conductividad térmica.

- L : Longitud de la pala del agitador.
- N : Numero de revoluciones del agitador.
- ρ : Densidad promedio de la masa líquida.
- μ : Viscosidad promedio de la masa líquida.
- C : Calor específico.
- μ_w : Viscosidad cinemática.

De la misma ecuación se puede deducir que:

$$Nu = 0,87 \cdot Re^{\frac{2}{3}} \cdot Pr^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu_s}{\mu_w} \right)^{0,14} \quad \text{Ecuación XIII}$$

Donde:

- $Re = \frac{L^2 n \rho}{\mu}$ (Número de Reynolds).
- $Nu = \frac{h_{c_{ext}} \cdot D_{ext}}{k_{liq}}$ (Número de Nusselt).
- $Pr = \frac{C \mu}{k}$ (Número de Prandtl) [7]

1.4.16 GRUPOS ELECTRÓGENOS CON RECUPERADORES DE CALOR

1.4.16.1 PRINCIPIOS DE LA RECUPERACIÓN DE CALOR

La recuperación de calor implica capturar el calor residual de una fuente, como los gases de escape de un motor de combustión o una turbina de gas, y reutilizarlo para generar energía adicional o para proporcionar calefacción. Esto se realiza mediante el uso de recuperadores de calor, que son intercambiadores de calor diseñados para transferir calor de los gases de escape a otro medio, como agua o aire, sin mezclarlos directamente.

1.4.16.2 TIPOS DE RECUPERADORES DE CALOR

- **Recuperadores de calor de tubos y carcassas:** Utilizan tubos a través de los cuales fluye uno de los fluidos, mientras que el otro fluido fluye por el exterior de los tubos dentro de una carcassa.
- **Recuperadores de calor de placas:** Consisten en placas de metal corrugado que forman canales para los fluidos, permitiendo una transferencia de calor eficiente entre los fluidos que fluyen por canales adyacentes.

- **Recuperadores de calor regenerativos:** Permiten que un mismo medio (por ejemplo, cerámica) se caliente y luego transfiera calor al aire de combustión o a otro fluido.

1.4.16.3 APLICACIONES DE LA RECUPERACIÓN DE CALOR

- **Generación combinada de calor y electricidad (CHP):** Produce simultáneamente electricidad y calor útil a partir de un único proceso de combustión, mejorando la eficiencia energética.
- **Pre calentamiento del aire de combustión:** Usa el calor residual para precalentar el aire que entra en un horno, reduciendo el consumo de combustible.
- **Producción de vapor o agua caliente:** El calor recuperado puede utilizarse para generar vapor o calentar agua, que a su vez puede usarse en procesos industriales o para calefacción. [9]

1.4.17 SISTEMAS DE BOMBEO

A la hora de elegir los equipos que moverán los sólidos y los líquidos, es importante tener en cuenta garantías de funcionamiento para los sustratos, que aseguren los caudales y presiones de trabajo deseados. Las bombas permiten realizar las mezclas previas al biodigestor, ingresar el sustrato diario desde las cámaras de precarga, recircular el líquido interno para calentarlo con intercambiadores de calor o servir como sistemas de mezclado por recirculación. Uno de los problemas más importantes a pequeña y mediana escala es la utilización de bombas de fluidos que no están diseñadas para biodigestores, y menos si tienen una mezcla muy sólida. No sólo es importante la cantidad de sólidos, sino también el tipo y forma. Las fibras vegetales, que muchas veces aparecen en residuos agropecuarios, pueden generar fácilmente taponamientos y obstrucciones en los sistemas de carga y recirculación, sobre todo en los ejes de las bombas centrífugas. La mala elección en el sistema de bombeo puede llevar al fracaso completo de un proyecto. Las bombas que se emplean en las plantas de biogás para mover los sustratos pueden ser de tipo centrífugas. Estos equipos consisten en un rotor que gira rápidamente en una vena fluida. Permiten entregar altos caudales y son de construcción robusta. Pueden tener motor sumergido e incorporar un triturador para disminuir el tamaño particular. Normalmente, este tipo de bombas son adecuadas para trabajar con efluentes con contenido de materia seca por debajo de 8% m/m y con tamaño de partículas inferior a 5 cm.



Figura N°30: Bomba centrífuga para efluentes.

Fuente: Grundfos – Web.

El otro tipo de bombas empleadas en biodigestores son las de desplazamiento positivo o alternativo. Estos equipos operan con el principio de entregar un desplazamiento positivo a la vena fluida, en uno o varios cuerpos de la bomba. Permiten mover sustratos con altos contenidos de sólidos y mezclar materias primas sólidas con líquidos. En esta categoría pueden distinguirse las bombas de pistón, las lobulares (Figura N°31) y las de tornillo (Figura N°32). [1]



Figura N°31: Bomba lobular.

Fuente: Guía teórico-práctica sobre el biogás y los biodigestores - O.N.U. para la alimentación y agricultura, 2019.



Figura N°32: Bomba a tornillo.

Fuente: Guía teórico-práctica sobre el biogás y los biodigestores - O.N.U. para la alimentación y agricultura, 2019.

1.4.18 HIDRODINÁMICA

La hidrodinámica es la rama de la mecánica de fluidos que estudia el movimiento y los efectos de los fluidos, tanto líquidos como gases, y sus interacciones con los cuerpos sólidos. Su estudio es importante para comprender y predecir el comportamiento de los fluidos en movimiento, optimizar diseños y mejorar la eficiencia de sistemas que involucran flujos de fluidos. [10]

1.4.18.1 PRINCIPIO DE BERNOULLI

Este principio establece que, en un fluido ideal, en ausencia de fricción y transferencia de calor, la suma de la energía cinética, la energía potencial y la energía de presión en un punto dado del flujo es constante a lo largo de una corriente de fluido. La ecuación de Bernoulli es fundamental para comprender el comportamiento del flujo en sistemas hidráulicos y se expresa como:

$$P + \frac{1}{2} \cdot \rho \cdot v^2 + \rho \cdot g \cdot h = C$$

Ecuación XIV

Donde:

- P : Es la presión en un punto dado el fluido [Pa].
- ρ : Es la densidad del fluido [$\frac{Kg}{m^3}$].
- v : Es la velocidad del fluido [$\frac{m}{s}$].
- g : Es la aceleración debida a la gravedad [$\frac{m}{s^2}$].

- h : La altura del punto considerado sobre un nivel de referencia [m].

De este principio se puede deducir la ecuación de Bernoulli para un tubo de corriente, siempre y cuando se tome al fluido como ideal e incompresible que se mueve a régimen constante.

$$P_1 + \frac{1}{2} \cdot \rho \cdot v_1^2 + \rho \cdot g \cdot h_1 = P_2 + \frac{1}{2} \cdot \rho \cdot v_2^2 + \rho \cdot g \cdot h_2 \quad \text{Ecuación XV}$$

Donde:

- P_1, v_1, h_1 : Son en referencia al punto 1.
- P_2, v_2, h_2 : Son en referencia al punto 2. [10]

1.4.18.2 ECUACIÓN DE BERNOULLI PARA UN FLUIDO REAL

En un fluido real la viscosidad del fluido origina un rozamiento tanto del fluido con su entorno, como también un rozamiento entre las partículas que lo componen. Por esto la ecuación antes mencionada sufre una variación e integra las pérdidas de rozamiento comprendidas entre dos puntos de estudio.

$$\frac{P_1}{\rho \cdot g} + z_1 + \frac{v_1^2}{2 \cdot g} - H_{r1-2} = \frac{P_2}{\rho \cdot g} + z_2 + \frac{v_2^2}{2 \cdot g} \quad \text{Ecuación XVI}$$

Donde:

- H_{r1-2} : Es la altura de pérdida de carga entre el punto 1 y 2. [10]

1.4.18.3 ECUACIÓN DE BERNOULLI GENERALIZADA

Si la corriente de fluido a traviesa una o varias máquinas que le suministran energía, el mismo experimentara un incremento de energía, el cual estará expresado en términos de altura y al cual se le llamara H_B . Como las maquina pueden ser una o varias, el termino se representara como la sumatoria de las mismas. [10]

$$\frac{P_1}{\rho \cdot g} + z_1 + \frac{v_1^2}{2 \cdot g} - H_{r1-2} + \sum H_B = \frac{P_2}{\rho \cdot g} + z_2 + \frac{v_2^2}{2 \cdot g} \quad \text{Ecuación XVII}$$

1.4.18.4 TEOREMA DE EULER

Este teorema establece que, en una máquina hidráulica, como una bomba, la potencia requerida para el bombeo de un fluido está relacionada con la altura de elevación y el flujo volumétrico mediante la siguiente ecuación:

$$P = \rho \cdot g \cdot Q \cdot H_B$$

Ecuación XVIII

Donde:

- P : Es la potencia.
- ρ : Es la densidad del fluido.
- g : Es la aceleración debida a la gravedad.
- Q : Representa el caudal de la bomba.
- H_B : Es la altura de bomba. [10]

1.4.18.5 PÉRDIDAS PRIMARIAS Y SECUNDARIAS EN LAS TUBERÍAS

Las pérdidas de carga en las tuberías son de dos clases, primarias y secundarias. Las pérdidas primarias son aquellas que se generan por el rozamiento del fluido con la superficie circundante, el rozamiento entre capas del fluido o entre las partículas que lo componen. En cambio, las pérdidas secundarias son las pérdidas de forma, que tienen lugar en las transiciones como lo son los codos, válvulas o todo tipo de accesorios que se encuentre a lo largo de la tubería. [10]

PÉRDIDAS DE CARGA PRIMARIAS

Ecuación de DARCY-WEISBACH para el cálculo de pérdidas primarias:

$$H_{rp} = \lambda \cdot \frac{L}{D} \cdot \frac{v^2}{2g}$$

Ecuación XIX

Donde:

- λ : Coeficiente de pérdida de carga primario.
- L : Longitud de la tubería.
- D : Diámetro de la tubería.

- v : Velocidad del fluido.
- g : Gravedad.

El coeficiente de pérdida de carga primario, se puede calcular de varias formas dependiendo el tipo de régimen del fluido.

Para cuando el régimen es laminar en donde el número de Reynolds es menor a 2.000, la ecuación a utilizar es la de Poiseulle:

$$\lambda = \frac{64}{Re} \quad \text{Ecuación XX}$$

Donde:

- Re : Es el número de Reynolds.

Para cuando el régimen es turbulento y tuberías lisas, el número de Reynolds se encuentre los valores de $2.000 < Re < 100.000$, la ecuación a utilizar es la Blasius:

$$\lambda = \frac{0.316}{Re^{\frac{1}{4}}} \quad \text{Ecuación XXI}$$

PÉRDIDAS DE CARGA SECUNDARIAS

Ecuación de las pérdidas menores o ecuación de las longitudes equivalentes:

$$H_{rs} = K \cdot \frac{v^2}{2g} \quad \text{Ecuación XXII}$$

Donde:

- K : Coeficiente adimensional de resistencia que depende del elemento que produzca la pérdida de carga.
- v : Velocidad del fluido.
- g : Gravedad. [10]

1.4.19 SOPLADORES

Los sopladores de biogás son dispositivos mecánicos utilizados para incrementar la presión del biogás y moverlo a través de un sistema o proceso. El biogás producido por la

descomposición anaeróbica de materia orgánica, es utilizado como fuente de energía renovable. Los sopladores juegan un papel crucial en los sistemas de biogás por varias razones:

1. **Transporte del biogás:** Los sopladores se utilizan para mover el biogás desde el punto de producción, reactor anaeróbico, a otros puntos donde se utilizará o procesará. Esto es importante para mantener un flujo constante y asegurar que el biogás llegue a donde se necesita.
2. **Aumento de la presión:** En muchos casos, el biogás necesita ser comprimido para su almacenamiento o para ser utilizado eficientemente en motores, turbinas o sistemas de calefacción. Los sopladores aumentan la presión del biogás para satisfacer estos requisitos.
3. **Mejora de la eficiencia de los sistemas de tratamiento y limpieza:** El biogás debe ser limpiado y tratado para remover impurezas y contaminantes antes de su uso. Los sopladores son fundamentales para mover el biogás a través de sistemas de limpieza como filtros y scrubbers.
4. **Optimización de la digestión anaeróbica:** En algunos sistemas, los sopladores se utilizan para recircular el biogás de vuelta al digestor anaeróbico, mejorando la mezcla y la eficiencia de la digestión. [1]



Figura N°33: Soplador tipo ATEX para biogás.

Fuente: Guía teórico-práctica sobre el biogás y los biodigestores - O.N.U. para la alimentación y agricultura, 2019.

Un ventilador o soplador esencialmente es una bomba de gas en vez de líquido (Figura N°33). Por lo tanto, se puede decir que un soplador es una turbo maquina, hidraulica generadora para gases.

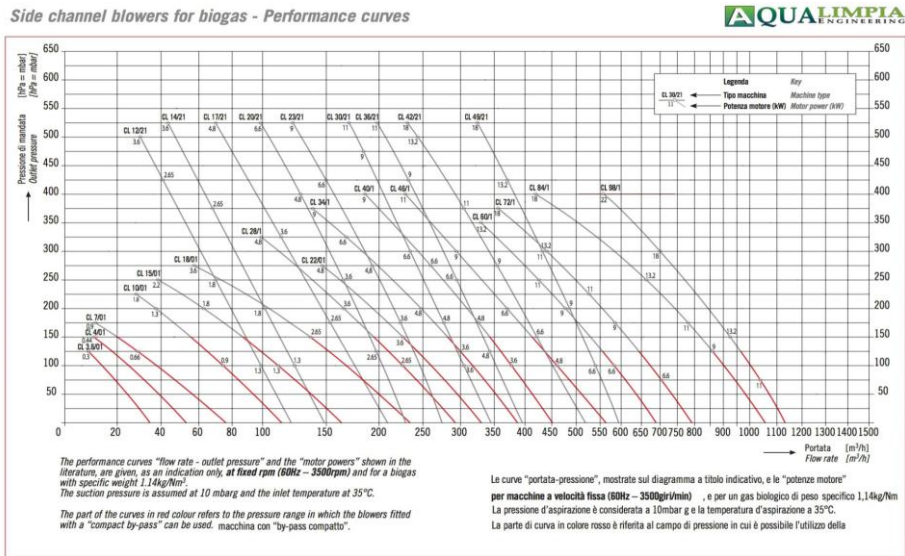
Los líquidos son poco compresibles y los gases muy compresibles. La compresibilidad puede o no afectar al diseño de la máquina y repercutir o no en la aplicabilidad de las fórmulas desarrolladas anteriormente “Hidrodinamica” para las bombas a los ventiladores, según que la variación de la densidad, y por tanto de volumen específico, sea o no importante. Si el gas puede considerarse prácticamente incompresible a su paso por la máquina, la teoría y funcionamiento de la bomba de gas será idéntica a la de la bomba de líquido. Esto sucede cuando el incremento de presiones es pequeña (Presion aportada por la turbomaquina).

Si el gas no puede considerarse incompresible, las fórmulas desarrolladas en el anteriormente en “Hidrodinamica” para las bombas no serán aplicables a los ventiladores. Si el gas puede considerarse incompresible, la máquina se llama ventilador y si el gas ha de considerarse compresible, la máquina se llama turbocompresor. La linea de separación entre el ventilador y compresor es convencional. Antiguamente se decía que si $\Delta P \leq 1.000 \text{ mmH}_2\text{O}$, el efecto de la compresibilidad podría despreciarse y la máquina era un ventilador. Este limite sigue siendo válido para los ventiladores industriales de poca calidad. en que no se busca un rendimiento grande, sino un precio reducido; pero al crecer las potencias de los ventiladores con el desarrollo de las técnicas de ventilación, refrigeración y aire acondicionado, en los ventiladores de calidad dicho límite hay que establecerlo más bajo. Convencionalmente se puede establecer:

- Maquinas de poca calidad: $\Delta P \leq 100 \text{ mBar}$ – Ventiladores.
 - $\Delta P > 100 \text{ mBar}$ – Turbocompresores.
- Máquinas de alta calidad: $\Delta P \leq 30 \text{ mBar}$ – Ventiladores.
 - $\Delta P > 30 \text{ mBar}$ – Turbocompresores. [10]

Tabla N°3: Tabla para la selección de sopladores ATEX.

Fuente: Aqualimpia – Web.



2 CAPÍTULO 2: ANÁLISIS

2.1 CONTEMPLANZAS PARA EL CÁLCULO DEL REACTOR

A continuación, se dará inicio al diseño del reactor anaeróbico. Cabe resaltar que el cálculo y diseño del sistema de alimentación quedan exceptuados del trabajo electromecánico. Tomando como punto de partida para el presente trabajo lo consecutivo al mismo.

2.2 CARGA ORGÁNICA

- Se dispone de una granja porcina con 500 hembras reproductoras más sus respectivas crías que generan 125 litros de purín cada una al día (contemplando el agua utilizada para la recolección del mismo), lo que se traduce en un efluente diario disponible de 62.500 litros de purín.
- Asimismo, se cuenta con un cultivo de maíz que puede abastecer al biodigestor con 3.000 kilogramos de grano por día.

La combinación de ambos sustratos nos dará lugar a una codigestión, lo cual aumentará la eficiencia del proceso.

2.3 ESTUDIO PROSPECTIVO DEL SUSTRATO DISPONIBLE

2.3.1 COMPOSICIÓN DEL ESTIÉRCOL DE PORCINO

El estiércol de porcino contiene una mezcla de heces y orina de cerdos, agua y restos de alimentos. La composición varía según la dieta, la edad de los animales, y el sistema de alojamiento, pero generalmente se caracteriza por:

- **Sólidos Totales (ST):** Varía del 3% al 10%, dependiendo del manejo del agua.
- **Sólidos Volátiles (SV):** Aproximadamente el 77,5% a 85% de los ST, indicando el potencial de producción de biogás.
- **Nutrientes:** Rico en nitrógeno, fósforo, y potasio, útiles como fertilizantes después del proceso de digestión anaerobia.

2.3.1.1 POTENCIAL DE PRODUCCIÓN DE BIOGÁS

El estiércol de porcino es un sustrato atractivo para la producción de biogás debido a su alto contenido de materia orgánica. La cantidad de biogás que puede producir varía, pero estudios han reportado rangos de 200 a 400 litros de biogás por kilogramo de SV (Anexo N°1). La composición del biogás incluye un 60% a 70% de metano (CH_4), con el resto siendo principalmente dióxido de carbono (CO_2) y trazas de otros gases.

2.3.1.2 TRATAMIENTO Y DIGESTIÓN ANAEROBICA

La eficiencia en la producción de biogás puede mejorarse mediante el tratamiento previo del estiércol porcino, como la separación mecánica de sólidos, ajuste de pH, o codigestión con otros sustratos orgánicos para equilibrar la relación carbono/nitrógeno (C/N). La digestión anaerobia se realiza típicamente en reactores a temperaturas mesofílicas ($25^{\circ}C$ a $40^{\circ}C$) o termofílicas ($40^{\circ}C$ a $55^{\circ}C$), siendo el proceso mesofílico más común por su estabilidad y menor energía de entrada.

2.3.2 GRANO DE MAÍZ: COMPOSICIÓN PARA LA BIODIGESTIÓN

- **Porcentaje de Sólidos Totales (ST):** En el caso del grano de maíz, antes de cualquier proceso de hidratación o pretratamiento, el porcentaje de ST es muy alto, cercano al 85-90% del peso total, dado que se está hablando de un material seco.
- **Porcentaje de Sólidos Volátiles (SV):** Los sólidos volátiles representan la porción orgánica de los sólidos totales que pueden ser biodegradados para producir biogás. En el grano de maíz, el porcentaje de SV sobre los ST puede ser bastante alto, generalmente en el rango del 87,5% a 98%. Esto refleja el alto contenido de materia orgánica biodegradable, principalmente almidón, que es favorable para la producción de biogás.

2.3.2.1 IMPLICACIONES PARA LA PRODUCCIÓN DE BIOGÁS

- **Biogás por kg de SV:** Dada la alta concentración de almidón y otros carbohidratos fermentables en el grano de maíz, y asumiendo una conversión eficiente a través de la digestión anaerobia, se puede esperar una producción de biogás en el rango de $650 \frac{L}{kg SV}$ a $800 \frac{L}{kg SV}$ (Anexo N°1). La eficiencia de esta conversión depende en gran medida del proceso de pretratamiento y las condiciones de digestión, como la temperatura, el pH, y la presencia de microorganismos adecuados.

2.3.3 SUSTRATOS DISPONIBLES Y SUS CARACTERÍSTICAS PROSPECTIVAS

En la siguiente (Tabla N°4) se resumen las distintas características de cada sustrato disponible.

Tabla N°4: Sustratos disponibles y sus características.

Fuente: Elaboración propia.

Sustrato	Purín de cerdo	Grano de maíz
Cantidad diaria	62.500 L	3.000 kg
Potencial de biogás	20 a 25 $\frac{m^3}{t}$	200 a 300 $\frac{m^3}{t}$
Contenido de sólidos totales (ST)	3 a 10 %	85 a 98 %
Contenido de sólidos volátiles (SV)	77,5 a 85 %	87,5 a 95 %
Relación C/N	Baja	Alta
Pretratamiento recomendado	Ninguno	Molienda o Maceración
Observaciones	Bajo contenido de sólidos y alta disponibilidad de nitrógeno	Alto contenido energético

2.3.4 CARACTERÍSTICAS DEL REACTOR A UTILIZAR

Para el desarrollo del diseño del reactor, se consideran especificaciones particulares que optimizan su funcionamiento. Estas especificaciones incluyen:

- **Periodo de retención hidráulica:** Establecido en 30 días, este parámetro indica el tiempo que el sustrato permanece en el sistema, asegurando una digestión anaeróbica adecuada para los sustratos disponibles.
- **Temperatura de funcionamiento:** Se establece a 35°C, un nivel óptimo que favorece la actividad de los microorganismos metanogénicos en un ambiente mesofílico, principalmente para el purín cerdo para el cual se recomienda mínimo una temperatura no menor a los 30°C.
- **Sistema tecnológico empleado:** Se utiliza un biodigestor con diseño de campana fija, operando bajo un régimen semicontinuo, lo cual facilita la gestión y mejora la eficiencia del proceso.

- **Método de agitación:** Implementa un sistema mecánico de agitación centralizado, crucial para mantener una mezcla homogénea del sustrato y optimizar el contacto entre los microorganismos y los materiales orgánicos.

Estas características son esenciales para asegurar la eficiencia y efectividad del reactor en la producción de biogás.

3 CAPÍTULO 3: DESARROLLO

3.1 CÁLCULO DEL REACTOR

3.1.1 VOLUMEN

Para el cálculo del volumen se utilizará la “Ecuación I”, antes descrita; contemplando una densidad para el grano de maíz de $750 \frac{kg}{m^3}$.

$$Volumen\ del\ Biodigestor[m^3] = TRH [dias] \cdot Cantidad\ de\ Carga \left[\frac{m^3}{dias} \right]$$

Sustituyendo, se obtiene:

$$Volumen\ del\ Biodigestor[m^3] = 30 [dias] \cdot \left(62,5 \left[\frac{m^3}{dias} \right] + 4 \left[\frac{m^3}{dias} \right] \right)$$

$$Volumen\ del\ Biodigestor = 1.995 m^3$$

Donde:

- $62,5 \left[\frac{m^3}{dias} \right]$: corresponde al purín del cerdo.
- $4 \left[\frac{m^3}{dias} \right]$: corresponde al maíz en grano.

El volumen obtenido es el teórico, por lo tanto, al mismo se le deberá agregar un margen para maniobras, mantenimiento y para futuros accesorios que conlleve la salida del biogás; es por ello, que en primera instancia se le agrega un 5% de capacidad por seguridad, ya que el fluido al estar agitado mecánicamente también puede tomar una altura superior.

$$Volumen\ total\ del\ Biodigestor = 1.995 m^3 + 5\%$$

Resultado:

$$Volumen\ total\ del\ Biodigestor = 2.094,75 m^3$$

3.1.2 CÁLCULO ESTRUCTURAL DEL REACTOR

De acuerdo a los cálculos previos, el reactor deberá tener un volumen total de $2.094,75 \text{ m}^3$. El material seleccionado para la estructura del reactor es el hormigón armado, debido a su buena resistencia, la durabilidad que posee, la resistencia a la corrosión y el bajo costo de fabricación.

3.1.2.1 CÁLCULO DEL ESPESOR

Para el reactor se ha adoptado un radio de 12 metros, con el fin de disminuir la altura final del mismo y consecuentemente también lo hará con el riesgo de las tareas de mantenimiento de los futuros operarios. Como el cuerpo del reactor es de forma cilíndrica podemos calcular la altura de la siguiente forma:

$$h = \frac{\text{Volumen total del Biodigestor}}{\pi \cdot r^2}$$

Donde:

- r : es el radio del reactor.

Sustituyendo los valores:

$$h = \frac{2.094,75 \text{ m}^3}{\pi \cdot 12 \text{ m}^2}$$

Resultando:

$$h = 4,63 \text{ m}$$

De la cual, el 95% de la altura estará ocupada por la carga orgánica, por ende, la altura a utilizar para el cálculo estructural es de $4,39 \text{ m}$.

De acuerdo a la "Ecuación III", se tiene:

$$e = 0,05 \cdot h + 0,01 \cdot r \geq 0,2 \text{ m}$$

Sustituyendo los valores, se obtiene que:

$$e = 0,05 \cdot 4,39 \text{ m} + 0,01 \cdot 12 \text{ m} \geq 0,2 \text{ m}$$

Resultando un espesor de:

$$e = 0,3399 \text{ m}$$

Para verificar que el material soportara los esfuerzos de compresión, primero se calcula la presión hidrostática máxima ejercida por el fluido y luego el esfuerzo máximo ejercido por el propio peso de las paredes.

La presión hidrostática máxima ejercida por el fluido se puede calcular como:

$$P_H = \rho \cdot g \cdot h$$

Sustituyendo los valores:

$$P_H = 1020 \frac{Kg}{m^3} \cdot 9,81 \frac{m}{s^2} \cdot 4,39 m$$

Resultando:

$$P_H = 43.927,21 \frac{N}{m^2} \text{ ó } 43.927,21 Pa$$

El esfuerzo máximo ejercido por el propio peso de la pared, se puede calcular como:

$$\sigma_P = \frac{((\pi \cdot (r_{ext})^2) - (\pi \cdot (r_{int})^2) \cdot h) \cdot \delta \cdot g}{2 \cdot \pi \cdot r_{int} \cdot h}$$

Donde:

- r_{ext} : Radio externo de las paredes del cilindro.
- r_{int} : Radio interno de las paredes del cilindro.
- h : Altura de las paredes.
- δ : Densidad del hormigón.
- g : Aceleración de la gravedad.

Reemplazando valores:

$$\sigma_P = \frac{((\pi \cdot (12,3399 m)^2) - (\pi \cdot (12 m)^2) \cdot 5,59 m) \cdot 2500 \frac{Kg}{m^3} \cdot 9,81 \frac{m}{s^2}}{2 \cdot \pi \cdot 12 m \cdot 5,59 m}$$

Resultando:

$$\sigma_P = 8.456,6 \frac{N}{m^2} \text{ ó } 8.456,6 Pa$$

La suma de esfuerzo deberá ser menor o igual al esfuerzo admisible por el material seleccionado (Hormigón H30) con un coeficiente de seguridad de tres. (Ver Anexo N°14).

Verificación:

$$P_H + \sigma_P \leq \frac{\sigma_{adm}}{cs}$$

Donde:

- σ_{adm} : Resistencia al esfuerzo del hormigón armado.
- cs : Coeficiente de seguridad.

Reemplazando valores, se obtiene:

$$43.927,21 Pa + 8.456,6 Pa \leq \frac{29.420.000 Pa}{3}$$

Resultando:

$$52.383,8 Pa \leq 9.806.666 Pa$$

Por lo tanto, Verifica por compresión.

3.1.2.2 CÁLCULO DE LA SOLERA (BASE DEL TANQUE)

De acuerdo a la "Ecuación III", con la altura del fluido de 4,39 m se recomienda una altura mínima de solera e' :

$$e' = 4,39 m \cdot 0,1$$

$$e' = 0,439 m$$

3.1.3 DISEÑO GEOMÉTRICO DEL REACTOR

En referencia a los datos obtenidos anteriormente, se define un modelo tridimensional del reactor. (Ver "Figura N°34")

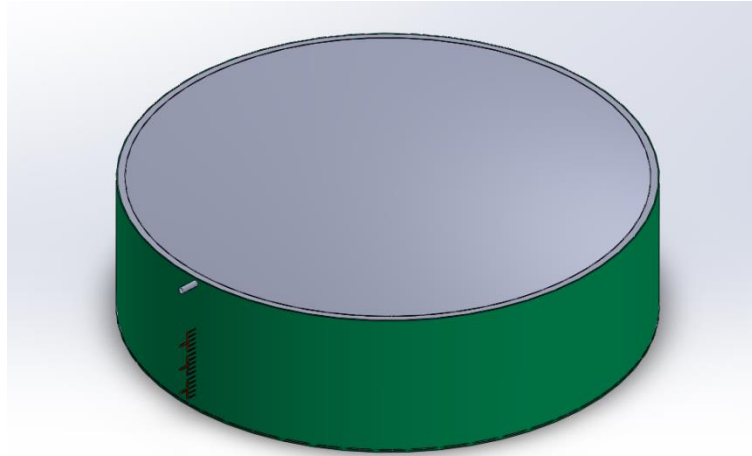


Figura N°34: Vista en perspectiva del diseño del reactor.

Fuente: Elaboración propia.

Respecto a las paredes periféricas, presentan una elevación inicial para contención a los digeridos de $4,63\text{ m}$ y un grosor de $0,34\text{ m}$. En el caso de la base, se optó por un grosor de $0,44\text{ m}$. Tanto para la base como para las paredes, se seleccionó hormigón armado como material de construcción debido a su capacidad para resistir la presión estática del contenido interno. Además, este material no solo ofrece una resistencia robusta, sino que también asegura una eficaz aislación térmica. (Ver Plano N°3).

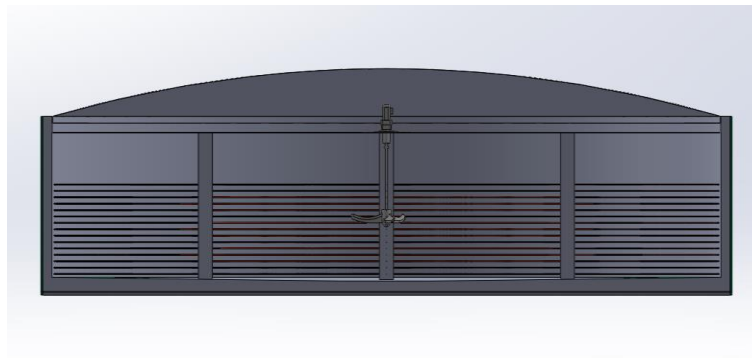


Figura N°35: Vista de un corte transversal del reactor.

Fuente: Elaboración propia.

3.2 CÁLCULOS DE LA PRODUCCIÓN DE BIOGÁS

Para lograr conocer la cantidad de biogás producida por el sustrato digerido dentro del biodigestor, es necesario primero saber cuál es la cantidad de sólidos totales de cada sustrato disponible.

3.2.1 CÁLCULO DE LOS SÓLIDOS TOTALES

Purín de cerdo:

Debido a la baja concentración de sólidos en la solución (inferiores al 4%), la densidad para el purín de cerdo es de $1.020 \frac{kg}{m^3}$.

Conversión de unidades:

$$\text{Kilogramos de excreta humeda} = 62.500 L \cdot \frac{1020 kg}{1000 L}$$

$$\text{Kilogramos de excreta humeda} = 63.750 kg$$

Siguiendo con el cálculo y teniendo en cuenta una eficiencia del 90% para la recolección de las excretas:

$$\text{Sólidos totales para el purín}(ST_p) = 63.750 kg \cdot 3\% \cdot 90\%$$

$$\text{Sólidos totales para el purín}(ST_p) = 1.721,25 kg$$

Granos de maíz:

$$\text{Sólidos totales para el maíz}(ST_m) = 3.000 kg \cdot 87\%$$

En donde el 87%, es el porcentaje de kilogramos secos en relación al 100% de kilogramos húmedos.

$$\text{Sólidos totales para el maíz}(ST_m) = 2.610 kg$$

CÁLCULO DE LOS SÓLIDOS VOLÁTILES

Purín de cerdo:

$$\text{Sólidos volátiles de las excretas}(SV_p) = ST_p \cdot 77,5 \%$$

Sustituyendo:

$$\text{Sólidos volátiles de las excretas}(SV_p) = 1.721,25 kg \cdot 77,5 \%$$

$$\text{Sólidos volátiles de las excretas}(SV_p) = 1.333,96 kg$$

Granos de maíz:

$$\text{Sólidos volátiles del maíz}(SV_m) = ST_m \cdot 98 \%$$

Sustituyendo:

$$\text{Sólidos volátiles del maíz}(SV_m) = 2.610 \text{ kg} \cdot 98 \%$$

$$\text{Sólidos volátiles del maíz}(SV_m) = 2.557,8 \text{ kg}$$

3.2.2 PRODUCCIÓN DE BIOGÁS DIARIA PARA CADA SUSTRATO

Para los siguientes cálculos se tienen en cuenta los datos proporcionados por el "Anexo N°1" a fines de conocer la cantidad de biogás producido por cada tonelada de sólidos volátiles.

Purín de cerdo:

$$\text{Biogas del purin } (B_p)[m^3] = SV_p \cdot 400 N \frac{m^3}{t}$$

Sustituyendo:

$$\text{Biogas del purin } (B_p)[m^3] = 1,33396 t \cdot 400 N \frac{m^3}{t}$$

$$\text{Biogas del purin } (B_p) = 533,58 \text{ Nm}^3$$

Granos de maíz:

$$\text{Biogas del maíz } (B_m)[m^3] = SV_m \cdot 690 N \frac{m^3}{t}$$

Sustituyendo:

$$\text{Biogas del maíz } (B_m)[m^3] = 2,5578 \text{ tn} \cdot 690 N \frac{m^3}{t}$$

$$\text{Biogas del maíz } (B_m) = 1.764,88 \text{ Nm}^3$$

Por último, se calcula la cantidad total de biogás producida por día:

$$\text{Biogas diario producido}(B_T) = B_p + B_m$$

Sustituyendo:

$$\text{Biogas diario producido}(B_T) = 533,58 \text{ Nm}^3 + 1.764,88 \text{ Nm}^3$$

$$\text{Biogas diario producido}(B_T) = 2.298,46 \text{ Nm}^3$$

3.3 CÁLCULOS DE LA ENERGÍA TEÓRICA PRODUCIDA POR EL REACTOR

Como se pudo apreciar en el capítulo anterior, el principal componente aportante del poder calorífico en el biogás es el metano, y la concentración del mismo varía entre el 55% y el 70%. En concepto de adoptar un valor teórico que a fines prácticos se asemeje al real, se ha dispuesto adoptar por el valor promedio de los valores antes mencionado, obteniéndose un valor de concentración del 62,5%. Esto debido a que en principio se desconoce la calidad del biogás que se va a producir.

Si se tiene en cuenta un poder calorífico para el metano de $11.973 \frac{kcal}{m^3}$, y la cantidad de gas producida al día. Entonces, podemos decir que la cantidad de energía producida al día es la siguiente:

Energía diaria:

$$Energía\ diaria = B_T \cdot 62,5\% \cdot 11.973 \frac{kcal}{m^3}$$

Sustituyendo:

$$Energía\ diaria = 2.298,46 Nm^3 \cdot 0,625 \cdot 11.973 \frac{kcal}{m^3}$$

$$Energía\ diaria = 17.119.734 kcal$$

Expresado en vatios-hora:

$$Energía\ diaria (E_{disp}) = 17.119.734 kcal \cdot 0,001163 \frac{kW \cdot h}{kcal}$$

$$Energía\ diaria(E_{disp}) = 20.003,29 kW \cdot h$$

3.4 SELECCIÓN Y POTENCIA GENERADA POR EL GRUPO ELECTRÓGENO

Para la selección del grupo electrógeno se tienen en cuenta los siguientes aspectos:

1. Debe ser capaz de operar con biogás como combustible.
2. Debe tener un sistema de recuperador de calor.

- El consumo de combustible (biogás) a plena carga no debe ser menor a la cantidad de biogás teórica producida por el biodigestor.

Teniendo en cuenta esto, el grupo electrógeno seleccionado es el siguiente:

Tabla N°5: Características principales del grupo electrógeno seleccionado.

Fuente: Caterpillar – Web


Marca	Caterpillar	
Modelo	G3412C	
Combustible	Biogas	
Potencia electrica	370 KW	
Eficiencia Electrica	37,40%	
Eficiencia Termica	47,30%	
Eficiencia Total	84,70%	

Figura N°36: Ilustración del grupo electrógeno seleccionado sin cabina.

Fuente: Caterpillar – Web

Tabla N°6: Características específicas del grupo electrógeno seleccionado.

Fuente: Caterpillar – Web

1. Potencias, rendimientos y emisiones

VELOCIDAD MOTOR (RPM)	1500		
RELACION DE COMPRESION	11,4:1	PCI GAS (MJ/Nm ³)	39
T° ENTRADA POSTENFRIADOR (°C)	32	N° DE METANO MINIMO	70
T° SALIDA AGUA DE CAMISAS (°C)	99	ALTITUD (m)	500
SISTEMA DE ENCENDIDO	EIS	TEMPERATURA ATM. (°C)	25
COLECTOR DE ESCAPE	HUMEDO	RENDIMIENTO DE ALTERNADOR (cosφ=1)	94,9

POTENCIAS Y RENDIMIENTOS

	Notas	100%	75%	50%	
POTENCIA AL FRENO	(1)	bkW	419	314	210
POTENCIA ELÉCTRICA (cosφ=1)	(2)	ckW	397	297	197
RENDIMIENTO DEL MOTOR (ISO 3046/1)	(3)	%	37,7	36,3	29,8
RENDIMIENTO ELÉCTRICO(ISO 3046/1)	(3)	%	35,8	34,3	27,9
RENDIMIENTO TERMICO(ISO 3046/1)	(4)	%	46	48,5	57,3
RENDIMIENTO TOTAL	(5)	%	81,8	82,8	85,2

DATOS DEL MOTOR

CONSUMO DE COMBUSTIBLE (ISO 3046/1)	(6)	MJ/bkWh	9,54	9,91	12,07
CONSUMO DE COMBUSTIBLE (NOMINAL)	(6)	MJ/bkWh	9,73	10,1	12,3
CAUDAL VOLUMETRICO DE AIRE	(7)	Nm ³ /bkWh	4,16	4,27	4,66
CAUDAL MASICO DE AIRE	(7)	kg/bkWh	5,38	5,52	6,02
TEMPERATURA DE ESCAPE	(11)	°C	358	356	355
CAUDAL VOLUM. GASES ESCAPE	(12)	Nm ³ /bkWh	4,44	4,56	5
CAUDAL MASICO GASES ESCAPE	(12)	kg/bkWh	5,59	5,74	6,28
TIMING	(10)		27	27	27
TEMPERATURA COLECTOR DE ADMISION	(9)	°C	42	43	43
PRESION COLECTOR ADMISION	(8)	bar	2,01	1,56	1,15

EMISIONES

NO _x (como NO ₂) (corr. 5% O ₂)	(13)	mg/Nm ³	500	500	500
CO (corr. 5% O ₂)	(14)	mg/Nm ³	743	708	635
HCT (corr. 5% O ₂)	(14)	mg/Nm ³	2139	2251	2552
HCNM (corr. 5% O ₂)	(14)	mg/Nm ³	436	459	520
O ₂	(15)	%	8,7	8,6	8,6
LAMBDA	(15)		1,61	1,59	1,42

BALANCE TERMICO

CONSUMO COMBUSTIBLE PCI ISO	(16)	kW	1132	881	716
POT. TERMICA AGUA CAMISAS	(17)	kW	301	256	271
POT. TERMICA POSTENFRIADOR	(21)	kW	53	31	12
RADIACION DEL MOTOR	(18)	kW	48	35	29
POT. TERMICA ACEITE	(19)	kW	48	40	43
POT. TERMICA ESCAPE (PCI A 25°C)	(20)	kW	265	204	152
POT. TERMICA ESCAPE (PCI A 120°C)	(20)	kW	172	131	96

3.4.1 ENERGÍA ELÉCTRICA GENERADA POR DÍA

De acuerdo con los datos de la "Tabla N°5", se calcula la energía eléctrica generada por el grupo electrógeno, teniendo en cuenta su eficiencia eléctrica y la cantidad de biogás producido por día.

$$\text{Energía eléctrica generada diaria } (E_{gen}) = E_{disp} \times 37,4\%$$

Sustituyendo:

$$\text{Energía eléctrica generada diaria } (E_{gen}) = 20.003,29 \text{ kW} \cdot \text{h} \times 37,4\%$$

$$\text{Energía eléctrica generada diaria } (E_{gen}) = 7.481,23 \text{ kW} \cdot \text{h}$$

3.4.2 POTENCIA GENERADA

Contemplando los valores de energía anteriormente calculados, se procede con el cálculo de potencia eléctrica.

$$\text{Potencia eléctrica desarrollada } (PW_{gen}) = \frac{7.481,23 \text{ kW} \cdot \text{h}}{24 \text{ h}}$$

$$\text{Potencia eléctrica desarrollada } (PW_{gen}) = 311,71 \text{ kW}$$

3.4.3 PORCENTAJE DE CARGA

A fines de conocer la exigencia del generador eléctrico, se calcula el porcentaje de carga en uso en referencia al máximo que puede entregar el mismo.

$$\%C = \frac{311,71 \text{ kW}}{370 \text{ kW (al 100%)}}$$

$$\%C = 84\%$$

3.5 UBICACIÓN DE LA PLANTA

La planta estará geolocalizada en la localidad de Villa Mercedes, provincia de San Luis, Argentina; lugar en donde se encuentra la materia prima.

Cuando se analizan los datos climatológicos para esta ciudad, la temperatura mínima promedio es de $9,6^{\circ}\text{C}$ mientras que la temperatura más alta promedio es de $24,5^{\circ}\text{C}$.

Por otro lado, la temperatura promedio anual es de 17,2°C. (Según datos de la red de estaciones climatológicas del país) (Figura N°37).

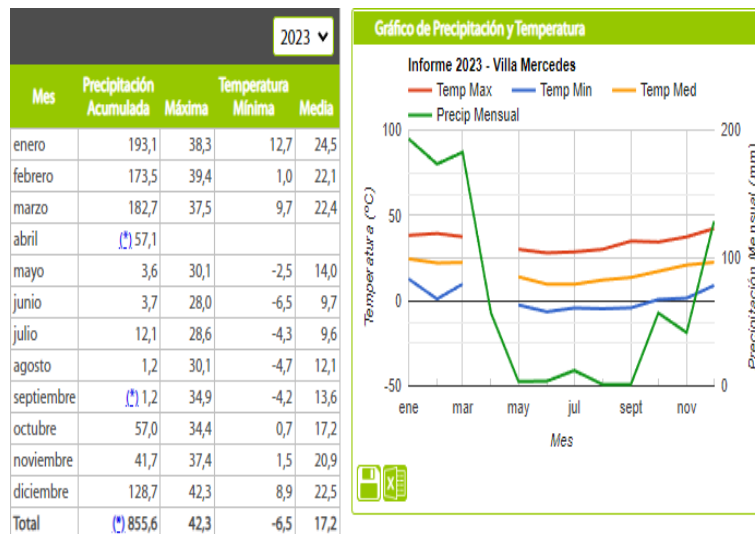


Figura N°37: Datos del clima para la ciudad de Villa Mercedes, periodo 2023.

Fuente: Datos del clima – INTA – Web.

3.6 ANÁLISIS TÉRMICO DEL REACTOR

3.6.1 CALOR NECESARIO PARA EL AUMENTO DE TEMPERATURA DEL SUSTRATO

Para comenzar con el análisis térmico del reactor, se necesita conocer en primera instancia el calor necesario que se le debe aportar al sustrato que ingresa diariamente al reactor a una temperatura media en invierno de 16°C. Este sustrato ingresa con un caudal másico de 65.500 $\frac{Kg}{dia}$, y el mismo debe ser llevado a la temperatura de operación del reactor anaeróbico (35°C).

Implementando la “Ecuación IV” para un sistema cerrado y teniendo en cuenta una variación en la temperatura de:

$$\Delta T = 35^{\circ}C - 16^{\circ}C$$

Con el poder calor específico del agua saturada a una temperatura de 16°C extraído del “Anexo N°2”.

Se reemplazan los valores, obteniéndose:

$$\dot{Q}_{sustrato} = 65.500 \frac{kg}{dia} \cdot 4,185 \frac{kJ}{K \cdot kg} \cdot 19K$$

$$\dot{Q}_{sustrato} = 5.208.232,5 \frac{kJ}{dia}$$

El mismo resultado expresado en horas:

$$\dot{Q}_{sustrato} = 217.009,68 \frac{kJ}{h}$$

Si se convierten las unidades al sistema internacional, se obtiene que se necesita de un aporte de potencia calorífica de 60,28 kW para incrementar la temperatura del sustrato.

3.6.2 PÉRDIDAS DE CALOR POR LA PAREDES DEL REACTOR

La eficiencia de un biodigestor depende en gran medida de mantener las condiciones de temperaturas en un valor óptimo debido a la alta sensibilidad de las bacterias metanogénicas. El reactor, con su considerable perímetro y altura, presenta una gran área superficial de pared, lo cual representa un factor crítico en la transferencia de calor. En este contexto se seleccionó un material el cual pueda actuar como aislante entre la temperatura caliente del reactor y el ambiente exterior. El poliestireno es uno de los materiales más utilizados como aislantes debido a su baja conductividad térmica, es resistente a la humedad, buena durabilidad y vida útil, facilidad para su instalación, resistente ante plagas y principalmente su bajo costo.

A nivel constructivo el reactor cuenta con pared y plataforma de hormigón armado, a su vez cuenta con un recubrimiento fino de poliestireno, mientras que la cúpula está hecha de membrana. Como se puede observar en la “Figura N°38” y la “Figura N°39”, la pared del reactor está representada por un color verde a modo intuitivo, la misma representan un área total de 349,125 m² (deducible de los datos geométricos). Para la plataforma observable en la “Figura N°39” en color gris, se tiene un área total de 452,41 m². Finalmente, para la cúpula se tiene un área igual a la de la plataforma, no por su forma geométrica sino porque la transferencia de calor se dará de forma axial al fluido interno.

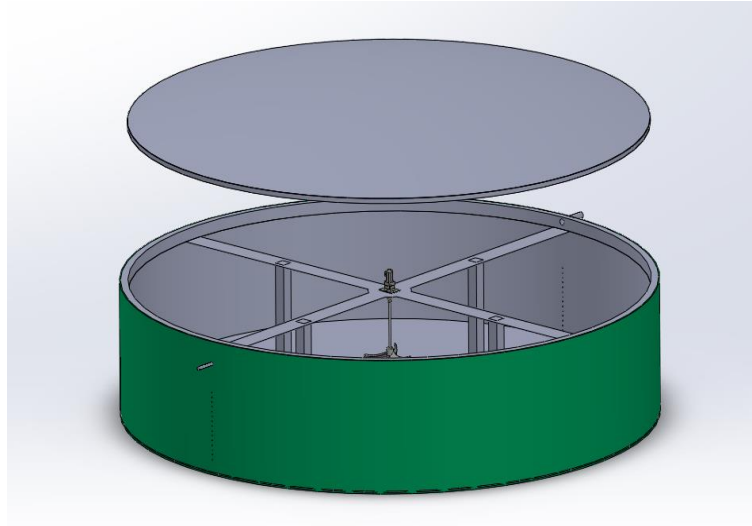


Figura N°38: Vista en perspectiva superior del reactor.

Fuente: Elaboración propia.

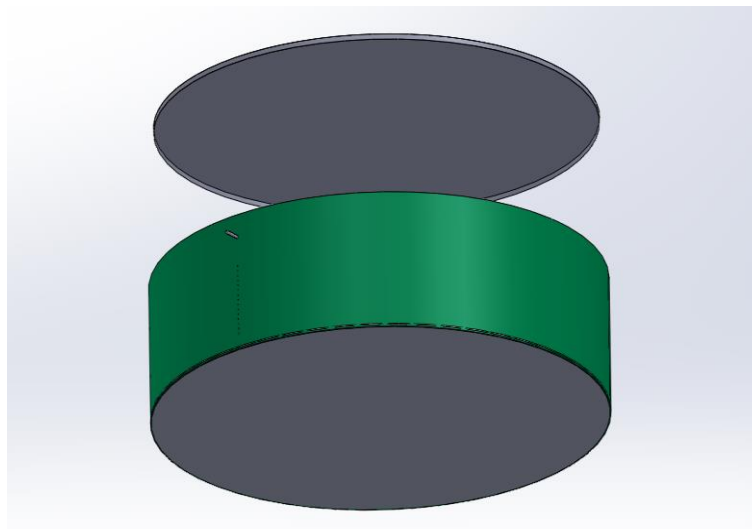


Figura N°39: Vista en perspectiva inferior del reactor.

Fuente: Elaboración propia.

Si se secciona transversalmente la pared (Ver “Figura N°39”), se observa que al existir una diferencia térmica entre el lodo que se encuentra a 35°C y el medio ambiente en invierno a $9,6^{\circ}\text{C}$ (caso hipotético más desfavorable), por razones que explica la termodinámica se tendrá pérdida de calor por las paredes.

Al principio se tendría una transferencia de calor del lodo al hormigón por convección, luego una conducción de calor que atravesaría el hormigón hasta llegar al poliestireno, luego una transferencia de calor por conducción hasta finalizar con el sólido aislante y por último una convección natural al medio ambiente.

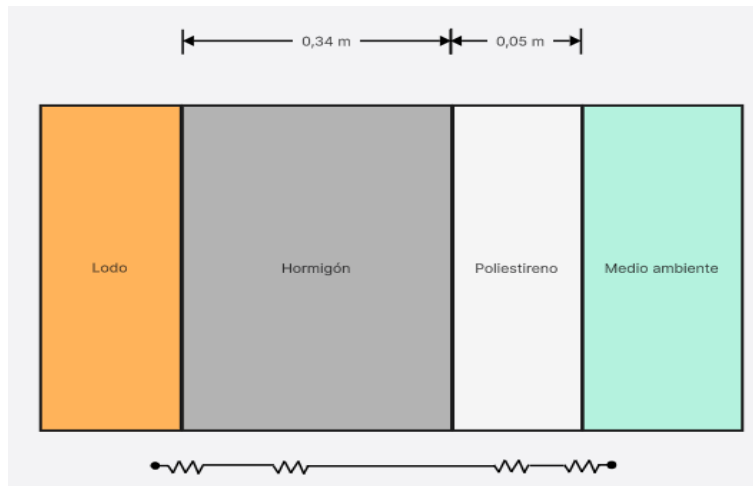


Figura N°40: Corte transversal a la pared del reactor.

Fuente: Elaboración propia.

Tabla N°7: Características de la pared del reactor.

Fuente: Elaboración propia.

MEDIO	COEFICIENTE	VALOR	ESPESOR
Lodo - Hormigón	Convectivo	$200 \frac{W}{m^2 \cdot K}$	
Hormigón	Conductivo	$1,4 \frac{W}{m \cdot K}$	0,34 m
Poliestireno	Conductivo	$0,037 \frac{W}{m \cdot K}$	0,05 m
Poliestireno – Medio ambiente	Convectivo	$15 \frac{W}{m^2 \cdot K}$	

A fines de lograr calcular el calor que se disipa por las paredes, se utiliza la “Ecuación IX”. La misma permite calcular la transferencia de calor a través de distintas resistencias dadas por los distintos medios de transferencia.

$$Q_{pared} = A \cdot \left(\frac{\Delta T}{\frac{1}{h_L} + \frac{L_H}{K_H} + \frac{L_P}{K_P} + \frac{1}{h_M}} \right)$$

Donde:

- A: Área total de la pared.
- ΔT : Diferencia de temperatura total.

- h_L : Coeficiente convectivo del lodo.
- L_H : Espesor del hormigón.
- K_H : Coeficiente conductivo del hormigón.
- L_P : Espesor del poliestireno.
- K_P : Coeficiente conductivo del poliestireno.
- h_M : Coeficiente convectivo al medio ambiente.

Sustituyendo dichos valores, se obtiene:

$$Q_{pared} = 349,129m^2 \cdot \left(\frac{25,3K}{\frac{1}{200 \frac{W}{m^2 \cdot K}} + \frac{0,34m}{1,4 \frac{W}{m \cdot K}} + \frac{0,05m}{0,037 \frac{W}{m \cdot K}} + \frac{1}{15 \frac{W}{m^2 \cdot K}}} \right)$$

Por lo tanto, la razón de calor a través de la pared es:

$$Q_{pared} = 5.302,3 W$$

3.6.3 PÉRDIDA DE CALOR POR LA PLATAFORMA DEL REACTOR

Para lograr calcular la razón de calor que atraviesa la plataforma, es necesario analizar la misma realizando de un corte transversal como en la “Figura N°41”.

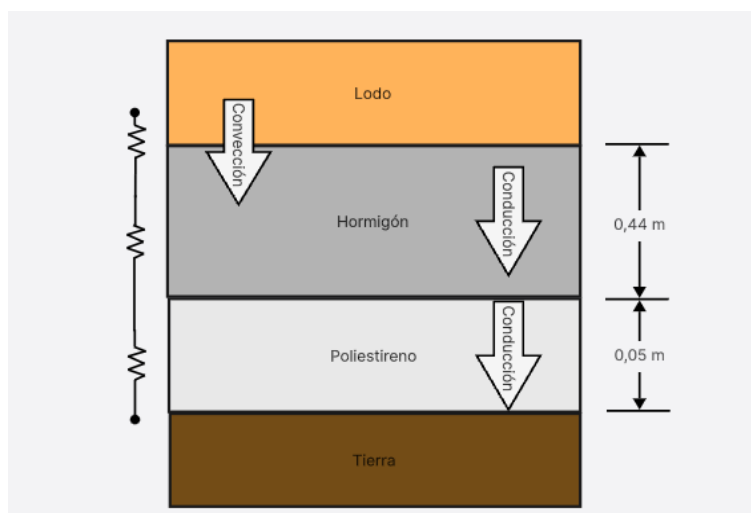


Figura N°41: Corte transversal a la plataforma del reactor.

Fuente: Elaboración propia.

Tabla N°8: Características de la plataforma del reactor.

Fuente: Elaboración propia.

MEDIO	COEFICIENTE	VALOR	ESPESOR
Lodo-Hormigón	Convectivo	$200 \frac{W}{m^2 \cdot K}$	
Hormigón	Conductivo	$1,4 \frac{W}{m \cdot K}$	0,44 m
Poliestireno	Conductivo	$0,037 \frac{W}{m \cdot K}$	0,05 m

De la misma forma que se calculó la razón de calor disipada a través de la pared, se calcula la disipación de calor a través de la plataforma. Aplicando la “Ecuación IX”, pero, esta vez se elimina el termino convectivo al aire y la diferencia de temperatura será distinta, ya que la tierra en invierno se mantiene a 18°C. Contemplando el área de la plataforma de 452,41 m².

$$Q_{plataforma} = A \cdot \left(\frac{\Delta T}{\frac{1}{h_L} + \frac{L_H}{K_H} + \frac{L_P}{K_P}} \right)$$

Sustituyendo:

$$Q_{plataforma} = 452,41 \text{ m}^2 \cdot \left(\frac{17K}{\frac{1}{200 \frac{W}{m^2 \cdot K}} + \frac{0,44m}{1,4 \frac{W}{m \cdot K}} + \frac{0,05m}{0,037 \frac{W}{m \cdot K}}} \right)$$

Lo que da como resultado, una razón de:

$$Q_{plataforma} = 4.603,98 \text{ W}$$

3.6.4 PÉRDIDA DE CALOR POR LA CÚPULA

Para poder calcular las perdidas por la cúpula, se utiliza el mismo método. Con la excepción que se desprecia la perdida de temperatura del biogás. En la siguiente “Figura N°42” se expresan las distintas transferencias de calor.

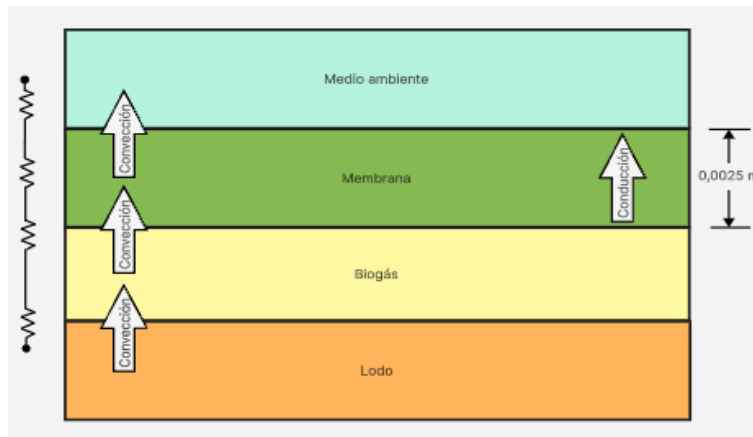


Figura N°42: Corte transversal a la cúpula del reactor.

Fuente: Elaboración propia.

Tabla N°9: Características de la cúpula del reactor.

Fuente: Elaboración propia.

MEDIO	COEFICIENTE	VALOR	ESPESOR
Lodo - biogás	Convectivo	$200 \frac{W}{m^2 \cdot K}$	
Biogás - Membrana	Convectivo	$25 \frac{W}{m^2 \cdot K}$	
Membrana	Conductivo	$0,5 \frac{W}{m \cdot K}$	0,0025 m
Membrana – Medio ambiente	Convectivo	$15 \frac{W}{m^2 \cdot K}$	

Reemplazando los valores característicos en la “Ecuación XI”.

$$Q_{cupula} = 452,41 \text{ m}^2 \cdot \left(\frac{25,3K}{\frac{1}{200 \frac{W}{m^2 \cdot K}} + \frac{1}{25 \frac{W}{m^2 \cdot K}} + \frac{0,0025m}{0,05 \frac{W}{m \cdot K}} + \frac{1}{15 \frac{W}{m^2 \cdot K}}} \right)$$

Obteniéndose como resultado:

$$Q_{cupula} = 98.110,35 \text{ W}$$

3.6.5 CÁLCULO DE LAS PÉRDIDAS TOTALES DE CALOR

En la siguiente “Tabla N°10”, se expresan a modo de resumen los valores para las pérdidas de cada elemento constructivo del reactor.

Tabla N°10: Valores de disipación térmica a través de los distintos elementos que componen al reactor.

Fuente: Elaboración propia.

ELEMENTO	PERDIDA
Pared	5.302,3 W
Plataforma	4.603,98 W
Cúpula	98.110,35 W
TOTAL	108.016 W

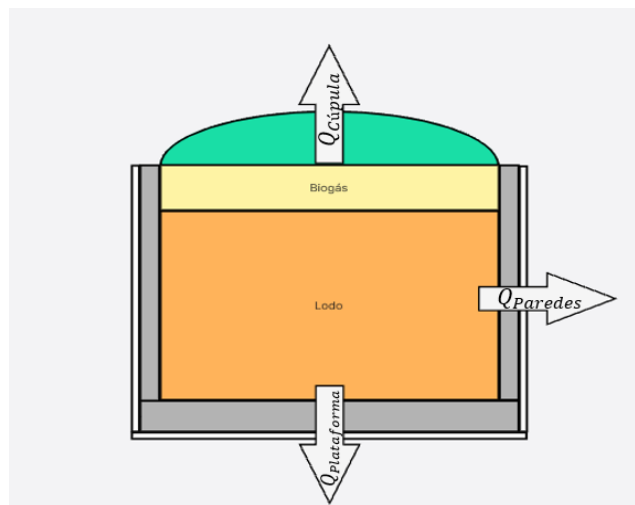


Figura N°43: Corte transversal del reactor con sus respectivas pérdidas de calor.

Fuente: Elaboración propia.

3.6.6 CÁLCULO DE LA RAZÓN DE CALOR POR RADIACIÓN

Previamente se calcularon las pérdidas de calor, y en esta etapa se procede con el cálculo de ingreso de calor por efectos de la radiación solar incidente en el reactor. Para el cálculo se tienen en cuenta las siguientes consideraciones.

- Tiempo de exposición: 12 horas diarias.
- Incidencia en paredes: 50% del área total.
- Incidencia en cúpula: 100% del área total.
- Temperatura en alrededores: la situación más desfavorable es en invierno con una temperatura de 282,7 K.
- Material de la pared: poliestireno recubierto con pintura absorbente para los rayos del sol.

En la siguiente “Tabla N°11” se representan las características para el cálculo de la radiación, incluyendo los coeficientes para la pared y la cúpula (Ver Anexo N°6).

Tabla N°11: Características de radiación para los elementos constructivos del reactor.

Fuente: Elaboración propia.

ELEMENTO	PARED	CÚPULA
Área	174,56 m ²	452,41 m ²
Emisividad	0,89	0,9
Coeficiente Stefan-Boltzmann	$5,67 \times 10^{-8} \frac{W}{m^2 \cdot K^4}$	$5,67 \times 10^{-8} \frac{W}{m^2 \cdot K^4}$
Temperatura superficial	308 K	308 K
Temperatura alrededores	282,7 K	282,7 K
Material	Pintura	Membrana

Reemplazando los valores característicos en la “Ecuación VII”, se obtiene para la pared:

$$QR_{pared} = 5,67 \times 10^{-8} \frac{W}{m^2 \cdot K^4} \cdot 0,89 \cdot 174,56 m^2 \cdot (308 K^4 - 282,7 K^4)$$

Resultando, una razón de calor por radiación de:

$$QR_{pared} = 23.009,72 W$$

Para la cúpula se tiene:

$$QR_{cupula} = 5,67 \times 10^{-8} \frac{W}{m^2 \cdot K^4} \cdot 0,9 \cdot 452,41 m^2 \cdot (308 K^4 - 282,7 K^4)$$

Lo que resulta en:

$$QR_{cupula} = 60.305,09 W$$

En la siguiente “Tabla N°12”, se muestra la potencia total ingresando por efectos de radiación solar.

Tabla N°12: Valores para el ingreso de calor por efectos de la radiación solar.

Fuente: Elaboración propia.

ELEMENTO	VALOR
Pared	23.009,72 W
Cúpula	60.305,09 W
TOTAL	83.314,81 W

3.6.7 CÁLCULO DE LA ENERGÍA DIARIA NECESARIA PARA MANTENER LA TEMPRATURA DE OPERACIÓN DEL REACTOR

La siguiente “Tabla N°13” representa el balance térmico entre la energía que se pierde y la energía que ingresa. Se denomina como “Perdida” a toda aquella razón de calor que sale del reactor y se denomina como “Ingreso” a aquella razón de calor que ingresa de forma natural al sistema, como lo es para el caso de la radiación solar.

Tabla N°13: Balance térmico del reactor.

Fuente: Elaboración propia.

ELEMENTO	INGRESO/PERDIDA	POTENCIA	TIEMPO DE PERMANENCIA	SUBTOTAL
$\dot{Q}_{sustrato}$	Perdida	60.280 W	24 h	1.446,72kW.h
Q_{pared}	Perdida	5.302,3 W	24 h	127,25 kW.h
$Q_{plataforma}$	Perdida	4.603,98 W	24 h	110,49 kW.h
Q_{cupula}	Perdida	98.110,35 W	24 h	2.354,64 kW.h
QR_{pared}	Ingreso	23.009,72 W	12 h	276,11 kW.h
QR_{cupula}	Ingreso	60.305,09 W	12 h	723,66 kW.h
TOTAL	Perdida			3.219,33kW.h

3.7 CÁLCULO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR

A continuación, se detallarán las características que debe poseer el intercambiador de calor que estará instalado en la parte interna del biodigestor. El mismo estará alimentado con agua proveniente del sistema de refrigeración del grupo electrógeno, cuya potencia térmica máxima expresada por el fabricante es de 467 kW, para un porcentaje de carga del 100%, esto comprende una disponibilidad de 393 kW, para un porcentaje de carga del 84% como se calculó previamente.

Tabla N°14: Características iniciales del intercambiador de calor.

Fuente: Elaboración propia.

Potencia calorífica	134,14 kW
Tipo	Serpentín
Material	Pex-A
Temperatura exterior	35 °C
Temperatura de ingreso del líquido caliente	89 °C
Temperatura de salida del líquido caliente	Inferior a 54°C
Diámetro externo de la tubería	0,025 m
Diámetro interno de la tubería	0,0204 m
Caudal del líquido caliente (proveniente del grupo electrógeno)	50 $\frac{L}{min}$.
Líquido caliente a utilizar	Agua refrigerante

En la “Figura N°44” se puede ver representado el circuito de calor que tendrá el reactor, en conjunto con los valores característicos iniciales de temperaturas.

El radiador no será objeto de estudio, ya que, el mismo se pondrá en funcionamiento en casos excepcionales en donde el líquido refrigerante al salir del intercambiador se encuentre por encima de los 54°C, poniendo en riesgo el funcionamiento del grupo electrógeno (caso hipotético en verano).

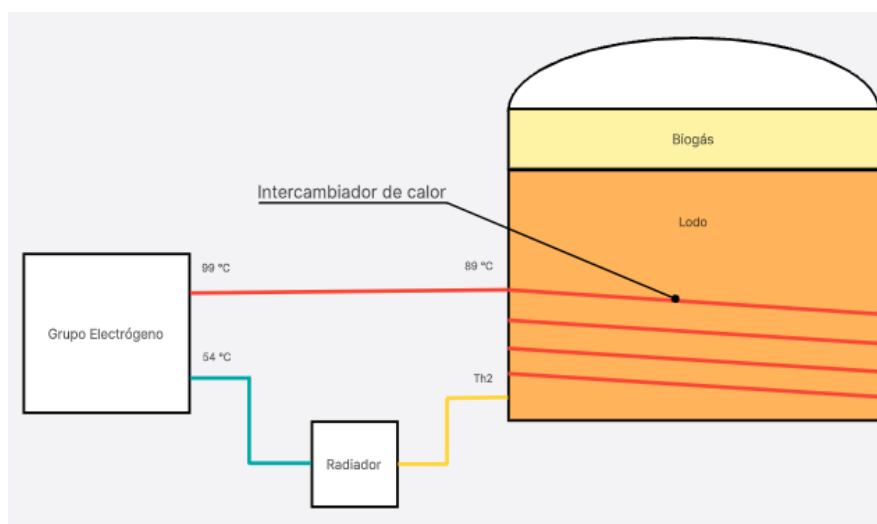


Figura N°44: Circuito de calor del reactor.

Fuente: Elaboración propia.

3.7.1 CÁLCULO DE LA TEMPERATURA DE SALIDA DEL LÍQUIDO CALIENTE

Conociendo la potencia térmica que debe entregar el intercambiador al líquido que se encuentra en el interior del reactor (Lodo), se le proporciona un sobredimensionamiento del 20% a modo de seguridad, con el fin de afrontar alguna disminución de la temperatura ambiente externa al mismo.

Con la razón de calor que debe transferir el intercambiador de calor al fluido, teniendo en cuenta que la temperatura de ingreso del líquido caliente al mismo es de 89°C , con un flujo másico de agua $0,83 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$ y el calor específico para el líquido a dicha temperatura $4,204 \frac{\text{kJ}}{^{\circ}\text{C kg}}$ (Ver Anexo N°3).

Se implementa la "Ecuación IV" a fines de despejar la temperatura T_{H_2} de la ecuación de la razón de transferencia de calor.

$$\dot{Q} = \dot{m}c_p(T_{H_1} - T_{H_2})$$

Despejando, se obtiene:

$$T_{H_2} = T_{H_1} - \frac{\dot{Q}}{\dot{m}c_p}$$

Se reemplazan los valores:

$$T_{H_2} = 89^{\circ}\text{C} - \left(\frac{134,14 \frac{\text{kJ}}{\text{s}} + 20\%}{0,83 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \cdot 4,204 \frac{\text{kJ}}{^{\circ}\text{C kg}}} \right)$$

Resultado:

$$T_{H_2} = 43,05^{\circ}\text{C}$$

3.7.2 CÁLCULO DE LA TEMPERATURA MEDIA LOGARITMICA

Con los datos anteriormente mencionados se procede con el cálculo de la temperatura media promedio para el intercambiador, donde:

$$\Delta T_1 = 89^{\circ}\text{C} - 35^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta T_2 = 43,05^{\circ}\text{C} - 35^{\circ}\text{C}$$

Reemplazando dichos valores, se obtiene:

$$\Delta T_{ml} = \frac{54^{\circ}\text{C} - 8,5^{\circ}\text{C}}{\ln\left(\frac{54^{\circ}\text{C}}{8,05^{\circ}\text{C}}\right)}$$

Resultando:

$$\Delta T_{ml} = 24,14^{\circ}\text{C}$$

3.7.3 CÁLCULO DEL NÚMERO DE REYNOLDS

El reactor contendrá en su interior un agitador mecánico, cuyas características son las siguientes:

- Longitud de pala del agitador: 0,5 m.
- Revoluciones: $1 \frac{\text{Rev}}{\text{s}}$.

A su vez, el fluido a calentar tiene las siguientes características:

- Densidad promedio del lodo: $996 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$.
- Viscosidad promedio del lodo a 35°C : $0,0008 \frac{\text{kg}}{\text{m s}}$.

Aplicando la ecuación para el cálculo del número de Reynolds y reemplazando los coeficientes por los valores, se obtiene:

$$Re = \frac{(0,5\text{m})^2 \cdot 1 \frac{\text{Rev}}{\text{s}} \cdot 996 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0,0008 \frac{\text{kg}}{\text{m s}}}$$

Resultado:

$$Re = 311.250$$

3.7.4 CÁLCULO DEL NÚMERO DE PRANDTL

Con el número de Reynolds previamente calculado y con una conductividad térmica para el fluido de $0,6 \frac{\text{W}}{\text{m}^{\circ}\text{C}}$, se puede aplicar la ecuación para el número de Prandtl.

Reemplazando los coeficientes por los valores, se obtiene:

$$Pr = \frac{1,16 \frac{Wh}{m^2 \text{ } ^\circ C} \cdot 2,88 \frac{kg}{m \ h}}{0,6 \frac{W}{m \text{ } ^\circ C}}$$

Lo que resulta en:

$$Pr = 5,56$$

3.7.5 CÁLCULO DEL NÚMERO DE NUSSELT

Si se aplica la "Ecuación XI" y se desprecia una posible variación de la viscosidad en el proceso, se obtiene que:

$$Nu = 0,87 \cdot 311.250^{\frac{2}{3}} \cdot 5,56^{\frac{1}{3}} \cdot (1)^{0,14}$$

Resultado:

$$Nu = 7.082,51$$

3.7.6 CÁLCULO DEL COEFICIENTE CONVECTIVO EXTERNO DEL SERPENTÍN

Utilizando la ecuación para el cálculo del número de Nusselt y despejando se obtiene:

$$h_{c_{ext}} = \frac{Nu \cdot k_{liq}}{D_{ext}}$$

Donde:

- D_{ext} : Es el diámetro que tendrá que tener el serpentín.

Reemplazando los coeficientes por los valores, se obtiene:

$$h_{c_{ext}} = \frac{7.082,51 \cdot 0,6 \frac{W}{m \text{ } ^\circ C}}{23,8 \text{ m}}$$

Lo que resulta en:

$$h_{c_{ext}} = 178,55 \frac{W}{m^2 \text{ } ^\circ C}$$

3.7.7 CÁLCULO DEL COEFICIENTE CONVECTIVO INTERNO DEL SERPENTÍN

A fines de calcular el coeficiente convectivo, primero es necesario hacer unas transformaciones de unidades para poder utilizar las tablas del “Anexo N°8 y 9”.

- Velocidad del fluido: $8,36 \frac{pie}{s}$.
- Temperatura del fluido al ingreso: $192,2 \text{ } ^\circ F$.
- Diámetro interno del tubo: $0,8 \text{ ''}$.

Con los dos primeros datos se ingresa a la tabla del “Anexo N°8”.

Obteniéndose como resultado un coeficiente de transferencia de calor $H_{tabla} = 2750 \frac{Btu}{pie^2 \text{ } ^\circ F}$.

Con el diámetro del tubo, se puede ingresar en la tabla del “Anexo N°9”. Obteniéndose un factor de corrección a aplicar en el coeficiente de transferencia de calor de 0,96.

$$h_{c_{int}} = H_{tabla} \cdot 0,96$$

Resultando:

$$h_{c_{int}} = 14.989,12 \frac{W}{m^2 \text{ } ^\circ C}$$

3.7.8 CÁLCULO DEL COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR

Para comenzar con el cálculo se establece la conductividad térmica del material con el cual va a estar fabricado el serpentín, cuyo valor es: $k_{pvc} = 0,38 \frac{W}{m \text{ } ^\circ C}$ (Ver Anexo N°10). En cuanto a las características geométricas posee un diámetro externo de $0,025 \text{ m}$ y un diámetro interno de $0,0204 \text{ m}$.

Aplicando la ecuación del coeficiente global de transferencia de calor, se llega a que:

$$U_T = \frac{1}{\frac{1}{14.989,12 \frac{W}{m^2 \text{ } ^\circ C}} + \frac{0,0125m \cdot \ln\left(\frac{0,0125m}{0,0102m}\right)}{0,38 \frac{W}{m \text{ } ^\circ C}} + \frac{1}{178,55 \frac{W}{m^2 \text{ } ^\circ C}}}$$

$$U_T = 80,93 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}$$

3.7.9 CÁLCULO DE LA LONGITUD DEL TUBO

A fines de calcular la longitud tubular que deberá poseer el intercambiador, se aplica la ecuación de la razón de calor, donde:

$$\dot{Q} = U_T \Delta T_{ml} A$$

Para el caso de un tubo cilíndrico el área se calcula como:

$$A = 2 r_{ext} \pi L$$

Donde:

- L: Longitud del tubo.

Reemplazando en la ecuación de la razón de calor, se obtiene:

$$\dot{Q} = U_T \Delta T_{ml} 2 r_{ext} \pi L$$

Despejando:

$$L = \frac{\dot{Q}}{U_T \Delta T_{ml} 2 r_{ext} \pi}$$

Reemplazando los coeficientes por los valores, se obtiene:

$$L = \frac{134,14W + 20\%}{80,62 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C} \cdot 26,4^\circ C \cdot 2 \cdot 0,0125 m \cdot \pi}$$

Resultado:

$$L = 1048,73 m$$

El diámetro interno del reactor resulta ser de 24 m y el intercambiador deberá de caber dentro del mismo, entonces a fines de diseño el diámetro del intercambiador se le otorga un valor de 23,8 m, por lo tanto, su perímetro será de 74,76 m.

Esto indica que el número de vueltas que deberá tener el espiral es:

$$N_{vueltas} = \frac{1.048,73 m}{74,76 m}$$

Resultando:

$$N_{vueltas} = 14,02$$

A dicho número se lo aproxima al valor superior, contabilizando un total de 15 vueltas.

En la siguiente “Figura N°45” se puede apreciar en una imagen tridimensional como quedaría el modelo del intercambiador (en color bordo).

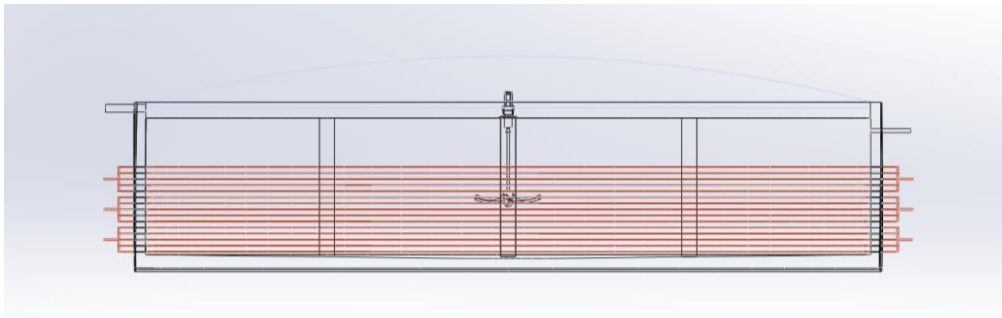


Figura N°45: Corte transversal del reactor con el intercambiador dentro.

Fuente: Elaboración propia.

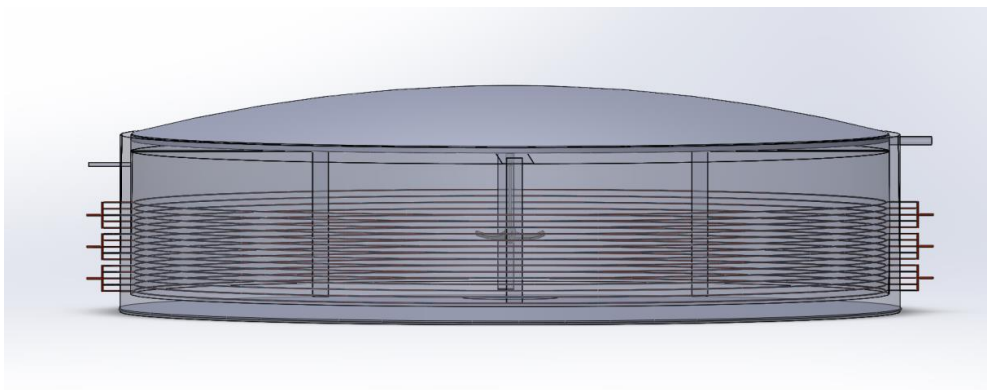


Figura N°46: Vista lateral del reactor con la pared traslúcida.

Fuente: Elaboración propia.

3.8 CÁLCULO DEL CHILLER

Para quitar el vapor de agua se opta por una solución muy utilizada en la industria que es la del llamado “chiller”.

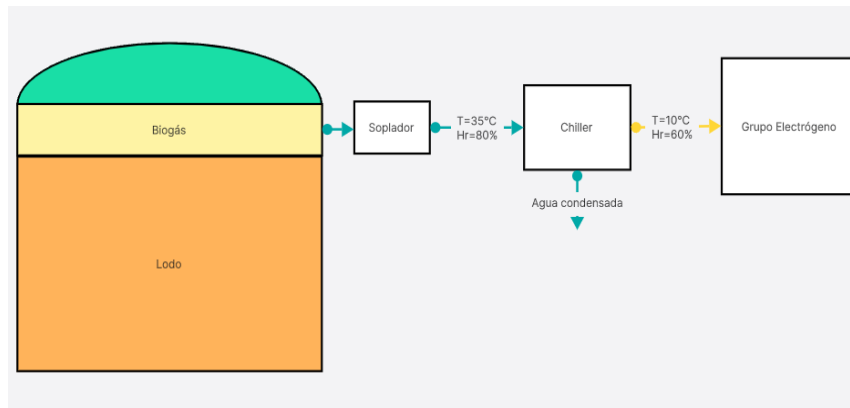


Figura N°47: Circuito del biogás.

Fuente: Elaboración propia.

El biogás a la salida del reactor posee una humedad relativa aproximada del 90%, la misma es demasiado elevada ya que según el porcentaje máximo de humedad relativa admitido por los generadores es del 60%.

Teniendo en cuenta el caudal de biogás generado anteriormente.

$$\text{Biogás diario producido}(B_T) = 2.298,46 \text{ Nm}^3$$

Haciendo una simple transformación a caudal horario, se obtiene que:

$$\text{Biogás horario producido}(Q_h) = \frac{2.298,46 \text{ Nm}^3}{24 \text{ h}}$$

$$\text{Biogás horario producido}(Q_h) = 95,76 \text{ N} \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

La temperatura a la entrada del chiller será de 35°C, la misma representada por la temperatura del funcionamiento del biodigestor.

Como se pudo observar en los manuales de biogás ([3] y [1]), las características del biogás son similares a la del vapor de agua. Es por ello que se utiliza la carta psicrométrica del aire para conocer los kilogramos de agua que contiene el biogás a la temperatura antes mencionado con un porcentaje de humedad relativa del 90%.

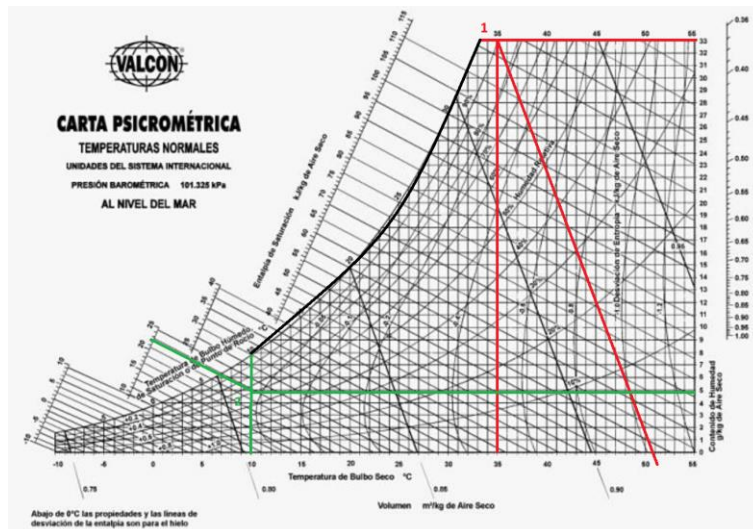


Figura N°48: Representación de dos estados en la carta psicrométrica.

Fuente: Carta Psicométrica – VALCON.

El punto número uno representa las condiciones a la entrada del chiller. Ingresando con una humedad relativa del 90% y a una temperatura de 35°C, con estos datos y analizando la carta psicrométrica se obtiene, una cantidad de humedad de 33 g por cada kilogramo de aire seco y una entalpía de 120 $\frac{kJ}{kg}$. (Ver “Figura N°48”).

Calculo del flujo másico:

$$\dot{m} = \frac{Q_h}{v}$$

Donde:

- Q_h : Representa el caudal de biogás por hora.
- v : Volumen específico del biogás.

Reemplazando los valores:

$$\dot{m} = \frac{95,76 \text{ N} \frac{\text{m}^3}{\text{h}}}{0,92 \frac{\text{m}^3}{\text{kg}}}$$

$$\dot{m} = 104,09 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

El punto dos representará el estado del biogás requerido a la salida del chiller. El mismo deberá poseer una humedad relativa máxima del 60% y una temperatura máxima de 10°C, para obtener una correcta combustión en el motor del grupo eléctrico. En este estado

el biogás se encontrará con un contenido de humedad de 4,8 g por cada kilogramo de aire seco y tendrá una entalpía de $22,5 \frac{kJ}{kg}$.

Para poder conocer la cantidad de agua condensada en el chiller se realiza el balance de masa.

$$\dot{m}_{a_1} \omega_1 = \dot{m}_{a_2} \omega_2 + \dot{m}_w$$

En donde:

- \dot{m}_{a_1} : Flujo masico a la entrada.
- ω_1 : Contenido de humedad a la entrada.
- \dot{m}_{a_2} : Flujo masico a la salida.
- ω_2 : Contenido de humedad a la salida.
- \dot{m}_w : Flujo masico de agua.

Despejando, obtenemos:

$$\dot{m}_w = \dot{m}_{a_1} \omega_1 - \dot{m}_{a_2} \omega_2$$

Reemplazando los valores y teniendo en cuenta que el flujo másico es constante:

$$\dot{m}_w = 104,09 \frac{kg}{h} \cdot 0,033 \frac{kg_{H_2O}}{kg} - 104,09 \frac{kg}{h} \cdot 0,0048 \frac{kg_{H_2O}}{kg}$$

$$\dot{m}_w = 2,93 \frac{kg_{H_2O}}{h}$$

Para poder conocer la razón de calor que se le debe extraer al biogás con el fin de quitarle la humedad, se realiza un balance de energía, entre el ingreso y la salida del chiller.

$$\sum_{ent} \dot{m} h = \dot{Q}_{sal} + \sum_{sal} \dot{m} h$$

$$\dot{Q}_{sal} = \dot{m}(h_1 + h_2) - \dot{m}_w h_w$$

Donde h_w representa la entalpía del agua condensada a la temperatura de salida $10^\circ C$ extraído de la tabla del "Anexo N°3".

$$\dot{Q}_{sal} = 104,09 \frac{kg}{h} \cdot \left(120 \frac{kJ}{kg} - 22,5 \frac{kJ}{kg} \right) - 2,93 \frac{kg_{H_2O}}{h} \cdot 42 \frac{kJ}{kg}$$

$$\dot{Q}_{sal} = 10.026,2 \frac{kJ}{h}$$

Lo que representa una potencia frigorífica necesaria de por lo menos:

$$\dot{Q}_{sal} = 2,78 kW$$

3.8.1 SELECCIÓN DEL CHILLER

El chiller seleccionado es el modelo 35-10 de la marca ZORG BIOGAS, el mismo cuenta con una capacidad de deshumidificar un caudal de $100 N \frac{m^3}{h}$ y cuenta con una potencia de 3 kW.

3.9 CÁLCULO DEL SOPLADOR

Como anteriormente se mencionó el biogás debe ser deshumidificado y por ello debe ser tratado en el chiller, y el mismo proceso genera una pérdida de presión en el gas, sumado a las pérdidas de carga primarias por rozamiento en las tuberías de transporte. Todo esto hace necesario el uso de un ventilador o soplador, para que aumente la presión del biogás, compensando todas las pérdidas de carga antes mencionadas y asegurando la llegada del mismo al grupo electrógeno.

El caudal que deberá soplar será como mínimo, igual al generado por el reactor, aumentando en horarios de picos de consumo de energía o en ocasiones en las que el gasoducto se encuentre en el máximo de su capacidad, con un máximo caudal soportado por el chiller.

$$95.76 N \frac{m^3}{h} \leq Q_s \leq 100 N \frac{m^3}{h}$$

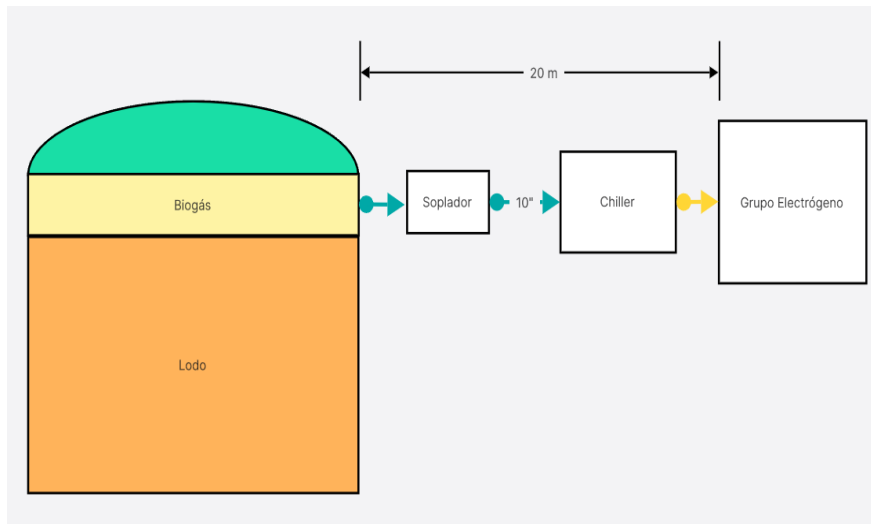


Figura N°49: Longitud del circuito de biogás.

Fuente: Elaboración propia.

3.9.1 PÉRDIDA DE CARGA EN EL CHILLER

Las pérdidas de carga promedio según el fabricante van desde 0,5 *mBar* a 3 *mBar*.

3.9.2 PÉRDIDAS DE CARGA PRIMARIAS.

Para dar comienzo con el cálculo, la siguiente tabla muestra las características de la tubería utilizada.

<i>Diámetro</i>	10"
<i>Longitud</i>	20 m
<i>Material</i>	Acero inoxidable

Con el caudal antes mencionado y conociéndose el diámetro de la tubería se procede con el cálculo de la velocidad del fluido.

$$v_g = \frac{95.76 \text{ N} \frac{\text{m}^3}{\text{h}}}{\pi \cdot \left(\frac{0.254 \text{ m}}{2}\right)^2}$$

Dando como resultado:

$$v_g = 1.889,87 \frac{\text{m}}{\text{h}}$$

O bien:

$$v_g = 0,5249 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Aplicándose la ecuación de Reynolds, donde:

$$Re = \frac{v_g \cdot D \cdot \rho}{\mu}$$

Donde:

- v_g : Velocidad del fluido.
- D : Diámetro de la tubería.
- ρ : Peso específico del fluido.
- μ : Viscosidad dinámica del fluido.

Entonces:

$$Re = \frac{0,5249 \frac{m}{s} \cdot 0,254 m \cdot 1,3 \frac{kg}{m^3}}{0,000018 \frac{kg}{m s}}$$

Quedando:

$$Re = 9.630$$

Lo que determina un régimen turbulento, por ende, se calcula el coeficiente de pérdida de carga primario como:

$$\lambda = \frac{0,316}{Re^{\frac{1}{4}}}$$

Dando como resultado:

$$\lambda = 0,03189$$

Por último, se aplica la ecuación de Darcy-Weisbach.

$$H_t = \lambda \cdot \frac{L}{D} \cdot \frac{v^2}{2g}$$

Donde:

- λ : Coeficiente de pérdida de carga primario.
- L : Longitud de la tubería.
- D : Diámetro de la tubería.
- v : Velocidad del fluido.

- g : Gravedad.

Si se sustituyen los coeficientes:

$$H_t = 0,03189 \cdot \frac{20 \text{ m}}{0,254 \text{ m}} \cdot \frac{0,5249 \frac{\text{m}^2}{\text{s}}}{2 \cdot 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}$$

Dando como resultado:

$$H_t = 0,02648 \text{ m}$$

Donde H_T , son las pérdidas de carga en la tubería expresadas en metros columnas de agua. Haciendo una transformación de unidades:

$$H_t = 2,64 \text{ mBar}$$

3.9.3 PÉRDIDA DE CARGA TOTAL

La pérdida de carga total se encuentra representada por la suma de las pérdidas anteriormente mencionadas.

$$H = H_t + H_{chiller}$$

Si se reemplazan los coeficientes:

$$H = 2,64 \text{ mBar} + 3 \text{ mBar}$$

Resultando:

$$H = 5,64 \text{ mBar}$$

3.9.4 SELECCIÓN DEL SOPLADOR ATEX

Con los datos previos del caudal y de la presión necesaria, para el biogás, en el "Anexo N°7" se selecciona el soplador modelo CL10/01 cuya potencia es de 1,8 kW y puede entregar una presión máxima de 35 mBar.

3.10 CÁLCULO DEL SISTEMA DE BOMBEO

El diseño eficiente del sistema de bombeo del sustrato es un componente crítico en la implementación exitosa de una planta. Esta sección se centra en el cálculo preciso y la

selección adecuada de la bomba mixer necesaria para garantizar un flujo constante y óptimo de los sustratos orgánicos hacia el reactor anaeróbico.

Dicho sistema deberá brindar la presión necesaria al fluido para ingresa al reactor y compensar todas las pérdidas de cargas producidas por fricción a lo largo de la tubería, garantizando el caudal másico del sustrato.

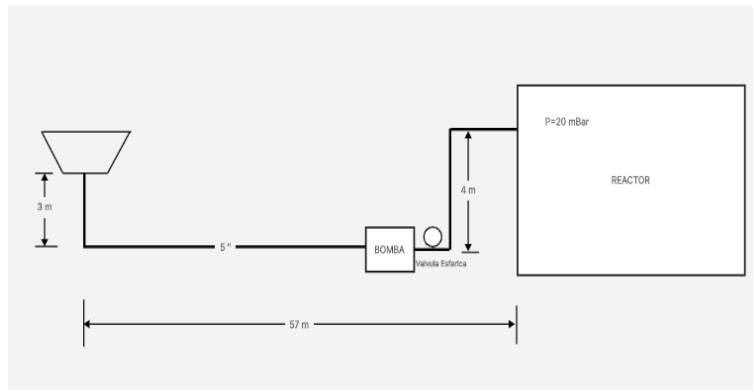


Figura N°50: Circuito del sistema de bombeo.

Fuente: Elaboración propia.

3.10.1 CALCULO DE LAS PERDIDAS DE CARGAS PRIMARIAS

Para dar comienzo con el cálculo, se cuenta con los siguientes datos expresados en la siguiente “Tabla N°15”.

Tabla N°15: Características del fluido a utilizar en el sistema de bombeo.

Fuente: Elaboración propia.

Fluido	Purín de cerdo + Maíz
Diámetro de tubería	5"
Longitud de tubería	60 m + 4 m
Caudal de fluido	$65,5 \frac{m^3}{dia}$ o $0,0007581 \frac{m^3}{s}$
Peso específico del fluido	$\rho = 1000 \frac{kg}{m^3}$
Viscosidad dinámica del fluido	$\mu = 0,001 \frac{kg}{m s}$

Calculo de la velocidad del fluido:

$$v_f = \frac{0,0007581 \frac{m^3}{s}}{\pi \cdot \left(\frac{0,1282 m}{2}\right)^2}$$

Dando como resultado:

$$v_f = 0,05872 \frac{m}{s}$$

Se calcula el número de Reynolds:

$$Re = \frac{0,05872 \frac{m}{s} \cdot 0,1282 m \cdot 1000 \frac{kg}{m^3}}{0,001 \frac{kg}{m \cdot s}}$$

Resultando:

$$Re = 7.528,7$$

Lo cual representa un régimen turbulento, por ende, se calcula el coeficiente de pérdida de carga primario como:

$$\lambda = \frac{0,316}{Re^{\frac{1}{4}}}$$

Calculando resulta:

$$\lambda = 0,03392$$

Por último, se aplica la ecuación de Darcy-Weisbach

$$H_{rp} = 0,03392 \cdot \frac{64m}{0,1282 m} \cdot \frac{(0,05872 \frac{m}{s})^2}{2 \cdot 9,8 \frac{m}{s^2}}$$

Resultado:

$$H_t = 0,002776 m$$

3.10.2 CÁLCULO DE LAS PÉRDIDAS DE CARGAS SECUNDARIAS

El sistema estará compuesto por una válvula esférica y por un total de tres codos a 90°, cada dispositivo de esto generara una perdida presión, por lo tanto, se calculan los mismos con la ecuación de pérdidas de carga menores:

Para la válvula:

$$H_{rs_v} = 10 \cdot \frac{(0,05872 \frac{m}{s})^2}{2 \cdot 9,8 \frac{m}{s^2}}$$

Resultando:

$$H_{rs_v} = 0,0017 m$$

Para los codos:

$$H_{rs_c} = 3 \cdot 0,75 \cdot \frac{(0,05872 \frac{m}{s})^2}{2 \cdot 9,8 \frac{m}{s^2}}$$

Resultando:

$$H_{rs_c} = 0,00039 m$$

3.10.3 CÁLCULO DE LA PÉRDIDA DE CARGA TOTAL

Se calcula la perdida de carga total, como la suma de las pérdidas de cargas primarias como también las secundarias.

$$H_T = 0,002776 m + 0,014 m + 0,0032 m$$

Resultando:

$$H_T = 0,004866 m$$

3.10.4 CÁLCULO DE LA ALTURA DE BOMBA

Para el cálculo de la altura de bomba se utiliza la "Ecuación XVII", donde se tienen las siguientes características de construcción, una altura geodésica de ingreso de 3 m,

pérdida total por elementos de $0,004866 \text{ m}$, una presión ejercida por el reactor de 20 mBar y una altura geodésica de descarga de 4 m .

Aplicando la ecuación e eliminado términos nos queda

$$H_{Bomba} = 0,004866 \text{ m} - 3 \text{ m} + 4 \text{ m} + 0,2 \text{ m}$$

Resultando:

$$H_{Bomba} = 1,2 \text{ m}$$

Al tratarse de un fluido que representa una viscosidad elevada y para evitar posibles atascamientos, se recomienda sobredimensionar la presión de la bomba en un 50%.

Expresado en bares:

$$H_{Bomba} = 0,18 \text{ Bar}$$

3.10.5 SELECCIÓN DE LA BOMBA

De acuerdo a los datos previamente calculados, del caudal $2,73 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$ y la presión de la bomba de $0,18 \text{ Bar}$, se puede observar en la tabla del "Anexo N°12", que la bomba que reúne todas las características anteriormente mencionada es la modelo ONIX – BJ 90 de la marca BORGER, a una potencia de 1 kW y una velocidad de giro de 70 rpm .

Con el fin de seleccionar el motor eléctrico óptimo para la bomba. Se calcula el torque requerido por la bomba mediante la siguiente ecuación:

$$P = \frac{2 \cdot \pi \cdot \omega \cdot T}{60}$$

Donde:

- ω : Revoluciones por minuto para el eje de la bomba.
- T : Torque.

Reemplazando y despejando, se obtiene:

$$T = \frac{60 \cdot P}{2 \cdot \pi \cdot \omega}$$

$$T = \frac{60 \cdot 1000 \text{ W}}{2 \cdot \pi \cdot 70 \text{ rpm}}$$

$$T = 136,4 \text{ N.m}$$

Lo que significan:

$$T = 13,9 \overline{\text{KgF.m}}$$

Para suministrar potencia mecánica a la bomba, se acoplará un motorreductor eléctrico con una relación de reducción de 1:20. El motor eléctrico proporcionará un torque de $0,749 \overline{\text{kgF.m}}$ (Ver Anexo N°13), con una potencia nominal de $1,1 \text{ kW}$ a 1430 rpm . Dado que las revoluciones por minuto del motor superan los requisitos de la bomba, se utilizará un reductor con la relación mencionada anteriormente. Esto reducirá las rpm del motor de 1.430 rpm a $71,5 \text{ rpm}$, y a su vez, aumentara el par motor de $0,749 \overline{\text{kgF.m}}$ a $14,98 \overline{\text{kgF.m}}$.

De esta manera, el motorreductor entregara la velocidad de giro y el torque adecuados para accionar la bomba de manera eficiente y acorde a sus especificaciones de diseño.

3.11 CÁLCULO DE LA ENERGÍA ELÉCTRICA CONSUMIDA

En la siguiente “Tabla N°16”, se demuestra los diferentes consumos energéticos que tienen los principales elementos de la planta.

Tabla N°16: Características de consumo eléctrico de los dispositivos principales.

Fuente: Elaboración propia.

DISPOSITIVO	POTENCIA ELECTRICA	TIEMPO	ENERGIA CONSUMIDA
Soplador	1,8 kW	24 h	43,2 kW.h
Chiller	3 kW	24 h	72 kW.h
Bomba mixer	1,1 kW	24 h	24 kW.h
Agitador	2 kW	24 h	48 kW.h
TOTAL	7,8 kW		187,2 kW.h

Con un consumo diario total de $187,2 \text{ kW.h}$, los dispositivos eléctricos representan un consumo del 2,5% de la energía eléctrica generada.

3.12 DIAGRAMA DEL PROCESO

A continuación, se presenta una descripción general del proceso ilustrado en la "Figura N°51".

Inicialmente, los sustratos ingresan a la bomba mezcladora, la cual les suministra la energía necesaria para fluir a través de las tuberías y acceder al reactor. Una vez dentro del reactor, los sustratos experimentan un aumento en su energía interna debido al incremento de temperatura provocado por la transferencia de calor proveniente del intercambiador. Al alcanzar la temperatura de operación y en ausencia de oxígeno, los sustratos comienzan a experimentar una digestión anaeróbica, iniciando con el proceso de hidrólisis y culminando con el proceso de metanogénesis, en el cual el biogás se genera a partir del lodo y asciende hacia la parte superior debido a su notable diferencia de densidad.

El biogás presente en la parte alta del reactor aún no se encuentra listo para ser inyectado en el generador eléctrico debido a la presencia de dos impurezas fundamentales: el sulfuro de hidrógeno, que se filtra por adsorción, y el exceso de agua, que se extrae en el enfriador. Posteriormente, un soplador proporciona la energía necesaria para que el biogás purifique los filtros y llegue al generador eléctrico. En este punto, el biogás se quema en las cámaras de combustión del motor de ciclo Otto, el cual entrega una fuerza motriz que se transfiere al alternador. Como consecuencia, el motor experimenta un aumento de temperatura en sus camisas, por lo que requiere refrigeración. Aunque en la mayoría de los generadores eléctricos esta energía térmica se desperdicia, en este caso se envía al intercambiador de calor ubicado en el reactor, con el fin de contribuir al proceso de digestión.

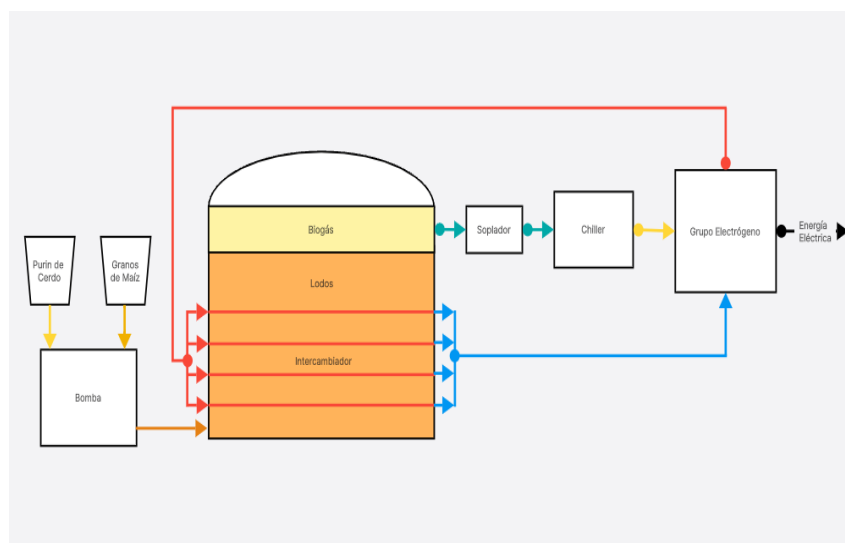


Figura N°51: Diagrama del proceso.

Fuente: Elaboración propia.

3.13 LAYOUT DE LA PLANTA

En la siguiente “Figura N°52” se muestra el layout de la planta.

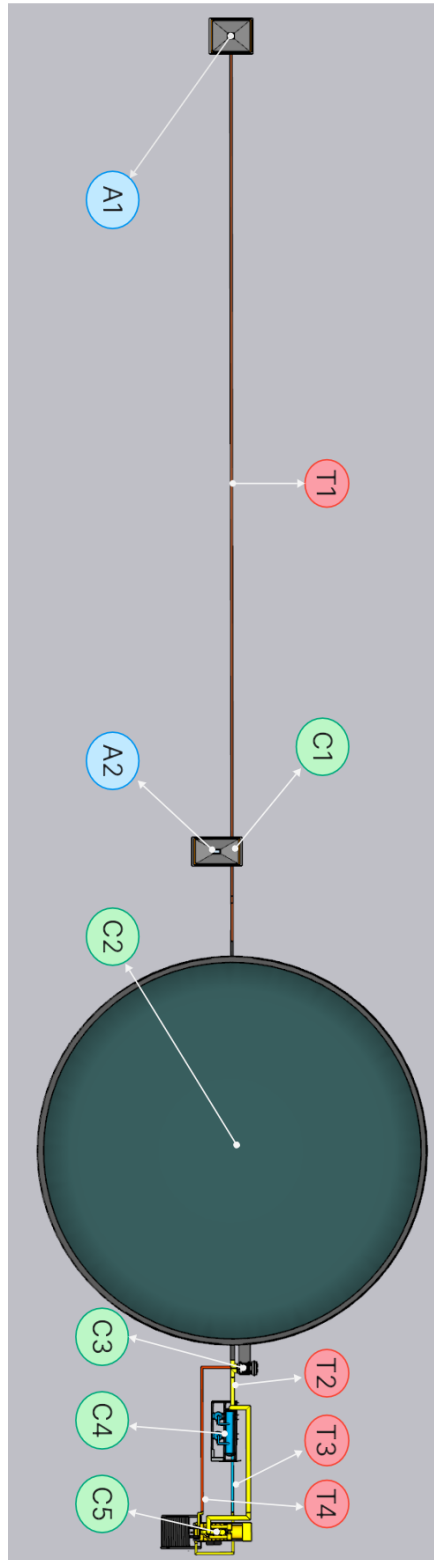


Figura N°52: Layout de la planta.

Fuente: Elaboración propia.

Donde:

- A1: Ingreso del purín de cerdo.
- A2: Ingreso del grano de maíz.
- C1: Bomba mixer.
- C2: Reactor anaeróbico.
- C3: Soplador.
- C4: Chiller.
- C5: Grupo electrógeno.
- T1: Tubería para el ingreso de la materia prima.
- T2: Tubería para el transporte del biogás.
- T3: Tubería para el transporte del líquido frío del intercambiador.
- T4: Tubería para el transporte del líquido caliente del intercambiador.

La “Figura N°53” y “Figura N°54” muestran distintas vistas de la planta, con el fin de facilitar la interpretación de la vista planta de la misma.

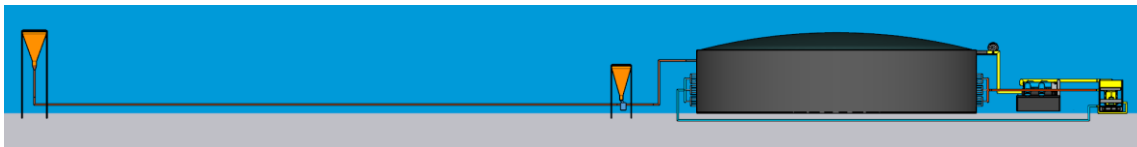


Figura N°53: Vista lateral de la planta.

Fuente: Elaboración propia.

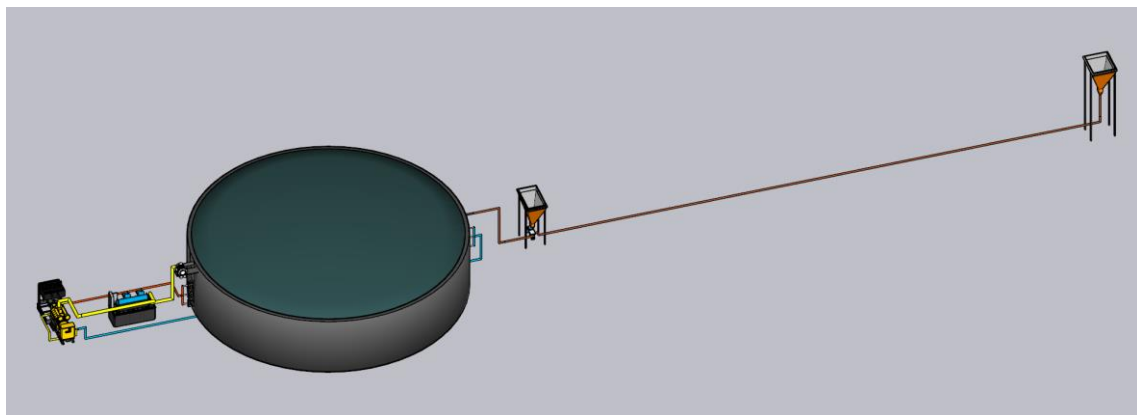


Figura N°54: Vista perspectiva de la planta.

Fuente: Elaboración propia.

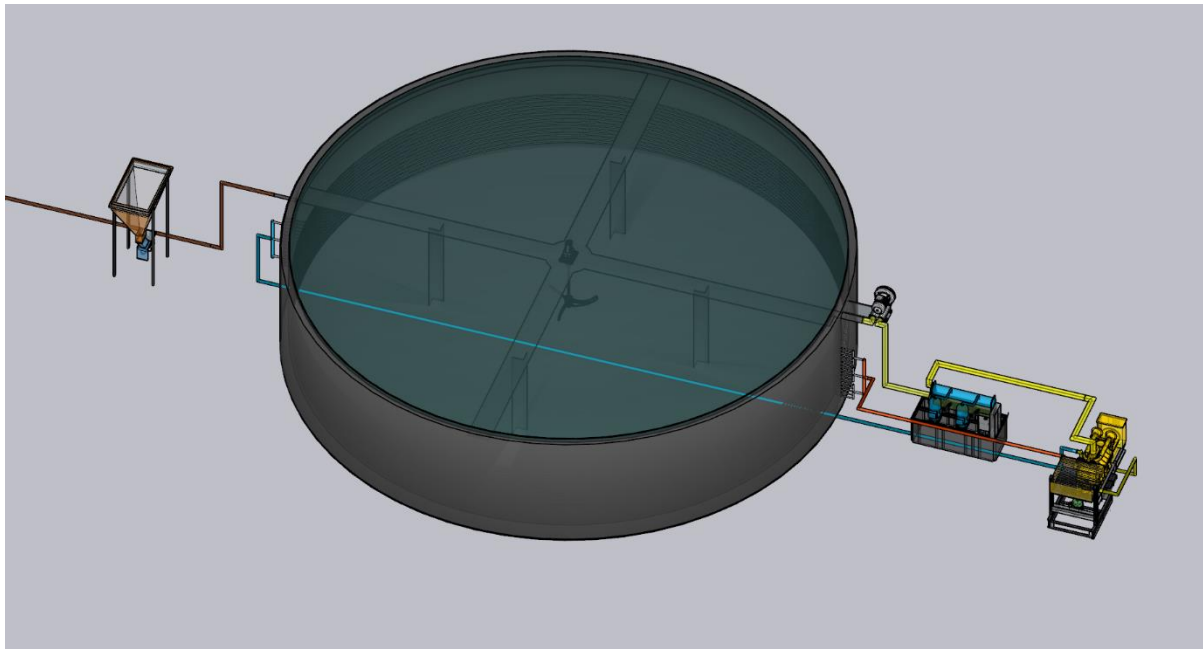


Figura N°55: Vista rayos x de la planta.

Fuente: Elaboración propia.

La “Figura N°55” permite la visualización del intercambiador de calor en conjunto con el agitador mecánico dentro del reactor, y también la del grupo electrógeno.

3.14 EFICIENCIA DEL PROCESO

Antes de iniciar los cálculos, si bien no constituye el foco central de este estudio, resulta imprescindible señalar que previamente a que los sustratos lleguen a la bomba mezcladora, se produce una eficacia del 90% en el proceso de recolección de los mismos, situación que no puede ser obviada.

Siguiendo con el proceso, la biodigestión que se llevaba a cabo en el reactor posee una eficiencia individual para cada sustrato debido al porcentaje de sólidos volátiles. Para el caso del purín de cerdo representa una eficiencia biológica del 77,5% y el grano maíz un 87%. Una vez que se digieren los mismos, se produce el biogás, el cual contiene un porcentaje del 62,5% de metano (combustible).

El metano al quemarse en el grupo electrógeno produce una eficiencia del total de 84,7 %, de los cuales representa un 37,4% la eficiencia eléctrica y un 47,3% la energía térmica de recuperación. Del 47,3% térmico solo se aprovecha el 40,8% de acuerdo a lo requerido por el intercambiador de calor.

Como la planta necesita disponer de por lo menos 7,8 kW de potencia eléctrica para funcionar, solo el 97,5% del 37,4% estará disponible.

De acuerdo a los datos mencionados, se calcula eficiencia total de la planta.

$$\eta_T = 0,9 \cdot \frac{0,775 + 0,87}{2} \cdot 0,625 \cdot ((0,374 \cdot 0,975) + (0,473 \cdot 0,408))$$

Resultando:

$$\eta_T = 0,258 = 25,8\%$$

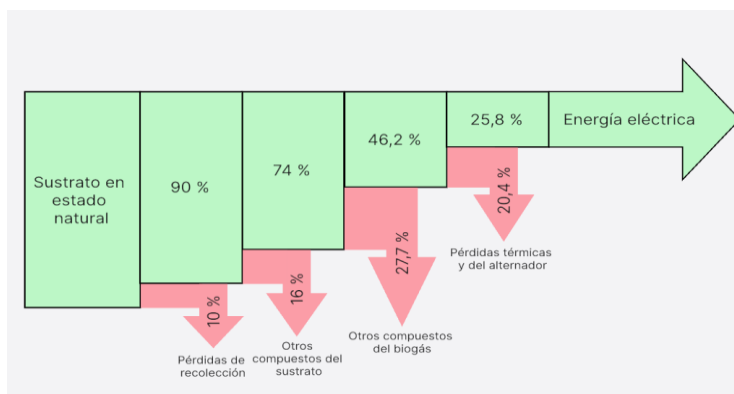


Figura N°56: Diagrama de la eficiencia del proceso.

Fuente: Elaboración propia.

4 CAPÍTULO 4: CONCLUSIONES

- En base al modelo bajo estudio para un productor de 500 madres porcinas la disponibilidad diaria de purín es de 62.500L. Al mismo tiempo para maximizar la generación de biogás por unidad de volumen de reactor y de acuerdo a la disponibilidad se añadió 3.000 kg diarios de granos de maíz.
- Se adoptó un tiempo de retención hidráulico para los sustratos de 30 días, lo que permitió calcular un volumen operativo de reactor de 2.094,75 m³.
- El tipo de reactor que mejor se adapta a las condiciones del proyecto es el de mezcla completa con calefacción. En este punto se diseñó para operar en el valor óptimo del rango mesofílico de 35°C.
- En cuanto al tratamiento y distribución del biogás, se implementó un sistema de filtrado que remueve el ácido sulfhídrico y un chiller para deshumidificar, asegurando un biogás de alta calidad apto para su combustión en el grupo electrógeno.
- Los cálculos demostraron que la planta tendrá una capacidad de generación eléctrica de 311,71 kW. La eficiencia general del proceso se estimó en un 25,8%, comparable con plantas de generación a pequeña escala que utilizan combustibles fósiles.
- La ubicación geográfica de la planta es adecuada, al encontrarse cerca de la generación de la biomasa.
- Las grandes oscilaciones de temperatura producto de la ubicación de la planta y el cambio climático, genera que determinados elementos que componen a la planta estén sobredimensionados, como por ejemplo el intercambiador de calor.
- El uso de hormigón como material constructivo es una excelente opción ya que presenta una buena resistencia mecánica, buena aislación térmica y principalmente una buena resistencia ante agentes corrosivos como lo es el purín de cerdo.
- Luego de comparar las pérdidas de calor transitadas por los distintos elementos constructivos del reactor, se observa que la ocasionada a través de la cúpula es la más importante.
- La cantidad de energía térmica requerida por el reactor para su correcto funcionamiento es menor a la energía que puede entregar el grupo electrógeno, indicando la viabilidad técnica del proyecto.
- Un aspecto destacable de este proyecto es el aprovechamiento integral de los residuos orgánicos utilizados como sustrato en el proceso de biodigestión. Además de la generación de biogás para la producción de energía eléctrica, el efluente o excedente resultante de la digestión anaeróbica contiene nutrientes y materia orgánica estabilizada que pueden ser valorizados como biofertilizante.

- A partir del desarrollo de este trabajo, se recomienda impulsar y replicar iniciativas que promuevan la mitigación del impacto ambiental mediante estrategias integrales como la recuperación de energía desperdiciada, el uso de fuentes de energía alternativas y renovables, y el aprovechamiento de residuos orgánicos como los efluentes cloacales.

El presente proyecto de diseño de una planta de generación de energía eléctrica basada en biodigestores ha representado un valioso reto y oportunidad para mi formación como ingeniero electromecánico. A lo largo de su desarrollo, he podido integrar y aplicar conocimientos de diversas áreas de la ingeniería, desde el diseño de sistemas mecánicos como lo es el reactor anaeróbico y sistemas de tratamiento de biogás, hasta el dimensionamiento de equipos electromecánicos como el grupo electrógeno.

A su vez, este proyecto me ha permitido integrar y reforzar habilidades esenciales como: el análisis de materia orgánica para su uso como sustrato en el proceso de biodigestión; determinación del potencial bioquímico de metano; el diseño y selección de máquinas térmicas, hidráulicas y eléctricas; diseño asistido por computadora; evaluación de alternativas y toma de decisiones técnicas fundamentadas.

4.1 PROPUESTAS DE MEJORA

- Para el caso de la cúpula, la misma podría adquirir una doble membrana aislante con un espacio de aire comprendido entre las misma, con el fin de disminuir las pérdidas de calor.
- El excedente de energía térmica comprendido entre la energía térmica que requiere el reactor y la que puede proporcionar el grupo electrógeno podría ser utilizada como calefacción de los corrales de cerdo.
- Con el fin de disminuir la exposición a grandes decibeles acústicos, el grupo electrógeno podría estar cabinado.
- La tubería que vincula el grupo electrógeno con el intercambiador debería ser aislada térmicamente a fines de evitar pérdidas de calor.
- Con el objetivo de optimizar el proceso llevado a cabo en el reactor, el mismo deberá poseer un sistema de control y automatización. Esto le dará cualidades operativas como, por ejemplo, en el hipotético caso que se requiera aumentar la transferencia de calor hacia el sustrato, esto se podrá lograr aumentando las revoluciones del motor del agitador.

4.2 BIBLIOGRAFÍA

- [1] O. D. L. N. U. P. L. A. y. L. Agricultura, «GUÍA TEÓRICO-PRÁCTICA SOBRE EL BIOGAS Y LOS BIODIGESTORES,» Buenos Aires, Argentina, 2019.
- [2] CAMMESA, «<https://cammesaweb.cammesa.com/>,» [En línea]. [Último acceso: Junio 2024].
- [3] P. M. T. V. Moreno, «MANUAL DE BIOGAS,» Santiago de Chile, 2011.
- [4] D. y. A. S. Deublein, « Biogas from waste and renewable resources, an introduction,» Londres, 2008.
- [5] Y. A. Cengel, TERMODINÁMICA, Mexico: Mac Graw Hill, 2012.
- [6] J. Montoya, HORMIGON ARMADO, BARCELONA, 2001.
- [7] D. Q. KERN, PROCESOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR, MEXICO: CECSA, 1999.
- [8] Y. A. Cengel, TRANSFERENCIA DE MASA Y CALOR, MC GRAW HILL, 2004.
- [9] J. M. Martinez, COGENERACION: GENERACION DE ENERGIA Y CALOR.
- [10] C. Mataix, MECANICA DE LOS FLUIDOS Y MAQUINAS HIDARULICAS, Madrid: Ediciones del Castillo S.A., 1986.

4.3 ANEXOS

Sustrato	Cantidad de Biogás m³ * TN SV	ST aprox	SV aprox
Estiércol	300-400	1-20	78-82
Plantas sin granos	500-550	30-50	85-90
Plantas con granos	550-600	30-50	85-95
Plantas con aceite	550-600	30-50	92-98
Plantas con carbohidratos	600-700	30-50	95-98
Granos	650-800	60-80	95-98
Suero	700-750	3-6	90-95
Carne	630-680	25	84-88
Pan	750-800	60-80	95-98
Aceite/Grasa	900-1100	80-100	80-95

Fuente: INTI

Anexo N° 1

Calor específico del agua entre 0 °C y 100 °C www.vaxasoftware.com

Temp. °C	Calor específico kJ K·kg	Calor específico kcal K·kg	Temp. °C	Calor específico kJ K·kg	Calor específico kcal K·kg	Temp. °C	Calor específico kJ K·kg	Calor específico kcal K·kg
0 (hielo)	1.960	0.468	34	4.176	0.999	68	4.189	1.001
1	4.217	1.008	35	4.176	0.999	69	4.189	1.001
2	4.213	1.007	36	4.176	0.999	70	4.190	1.001
3	4.210	1.006	37	4.178	0.999	71	4.190	1.001
4	4.207	1.005	38	4.178	0.999	72	4.191	1.002
5	4.205	1.005	39	4.179	0.999	73	4.192	1.002
6	4.202	1.004	40	4.179	0.999	74	4.192	1.002
7	4.200	1.004	41	4.179	0.999	75	4.193	1.002
8	4.198	1.003	42	4.179	0.999	76	4.194	1.002
9	4.196	1.003	43	4.179	0.999	77	4.194	1.002
10	4.194	1.002	44	4.179	0.999	78	4.195	1.003
11	4.192	1.002	45	4.180	0.999	79	4.196	1.003
12	4.191	1.002	46	4.180	0.999	80	4.196	1.003
13	4.189	1.001	47	4.180	0.999	81	4.197	1.003
14	4.188	1.001	48	4.180	0.999	82	4.198	1.003
15	4.187	1.001	49	4.181	0.999	83	4.199	1.004
16	4.186	1.000	50	4.181	0.999	84	4.200	1.004
17	4.185	1.000	51	4.181	0.999	85	4.200	1.004
18	4.184	1.000	52	4.182	1.000	86	4.201	1.004
19	4.183	1.000	53	4.182	1.000	87	4.202	1.004
20	4.182	1.000	54	4.182	1.000	88	4.203	1.005
21	4.182	1.000	55	4.183	1.000	89	4.204	1.005
22	4.181	0.999	56	4.183	1.000	90	4.205	1.005
23	4.181	0.999	57	4.183	1.000	91	4.206	1.005
24	4.180	0.999	58	4.184	1.000	92	4.207	1.005
25	4.180	0.999	59	4.184	1.000	93	4.208	1.006
26	4.179	0.999	60	4.185	1.000	94	4.209	1.006
27	4.179	0.999	61	4.185	1.000	95	4.210	1.006
28	4.179	0.999	62	4.186	1.000	96	4.211	1.006
29	4.179	0.999	63	4.186	1.000	97	4.212	1.007
30	4.178	0.999	64	4.187	1.001	98	4.213	1.007
31	4.178	0.999	65	4.187	1.001	99	4.214	1.007
32	4.178	0.999	66	4.188	1.001	100	4.216	1.008
33	4.178	0.999	67	4.188	1.001	100 (gas)	2.080	0.497

Anexo N° 2

TABLA A-9

Propiedades del agua saturada

Temp., °C	Presión de saturación, P _{sat} , kPa		Densidad, ρ, kg/m³		Entalpia de vaporización, h _{fg} , kJ/kg	Calor específico, C _p , J/kg·K		Conductividad térmica, k W/m·K		Viscosidad dinámica, μ, kg/m·s		Número de Prandtl, Pr		Coeficiente de expansión volumétrica, β 1/K
	Líquido	Vapor	Líquido	Vapor		Líquido	Vapor	Líquido	Vapor	Líquido	Vapor	Líquido	Vapor	
0.01	0.6113	999.8	0.0048	2.501	4.217	1.854	0.561	0.0171	1.792 × 10 ⁻³	0.922 × 10 ⁻⁶	13.5	1.00	-0.068 × 10 ⁻³	
5	0.8721	999.9	0.0068	2.490	4.205	1.857	0.571	0.0173	1.519 × 10 ⁻³	0.934 × 10 ⁻⁶	11.2	1.00	0.015 × 10 ⁻³	
10	1.2276	999.7	0.0094	2.478	4.194	1.862	0.580	0.0176	1.107 × 10 ⁻³	0.946 × 10 ⁻⁶	9.45	1.00	0.233 × 10 ⁻³	
15	1.7051	999.1	0.0128	2.466	4.186	1.863	0.589	0.0179	1.138 × 10 ⁻³	0.959 × 10 ⁻⁶	8.09	1.00	0.138 × 10 ⁻³	
20	2.339	998.0	0.0173	2.454	4.182	1.867	0.598	0.0182	1.002 × 10 ⁻³	0.973 × 10 ⁻⁶	7.01	1.00	0.195 × 10 ⁻³	
25	3.169	997.0	0.0231	2.442	4.180	1.870	0.607	0.0186	0.891 × 10 ⁻³	0.987 × 10 ⁻⁶	6.14	1.00	0.247 × 10 ⁻³	
30	4.246	996.0	0.0304	2.431	4.178	1.875	0.615	0.0189	0.798 × 10 ⁻³	1.001 × 10 ⁻⁶	5.42	1.00	0.294 × 10 ⁻³	
35	5.628	994.0	0.0397	2.419	4.178	1.880	0.623	0.0192	0.720 × 10 ⁻³	1.016 × 10 ⁻⁶	4.83	1.00	0.337 × 10 ⁻³	
40	7.384	992.1	0.0512	2.407	4.179	1.885	0.631	0.0196	0.653 × 10 ⁻³	1.031 × 10 ⁻⁶	4.32	1.00	0.377 × 10 ⁻³	
45	9.593	990.1	0.0655	2.395	4.180	1.892	0.637	0.0200	0.596 × 10 ⁻³	1.046 × 10 ⁻⁶	3.91	1.00	0.415 × 10 ⁻³	
50	12.35	988.1	0.0831	2.383	4.181	1.900	0.644	0.0204	0.547 × 10 ⁻³	1.062 × 10 ⁻⁶	3.55	1.00	0.451 × 10 ⁻³	
55	15.76	985.2	0.1045	2.371	4.183	1.908	0.649	0.0208	0.504 × 10 ⁻³	1.077 × 10 ⁻⁶	3.25	1.00	0.484 × 10 ⁻³	
60	19.94	983.3	0.1304	2.359	4.185	1.916	0.654	0.0212	0.467 × 10 ⁻³	1.093 × 10 ⁻⁶	2.99	1.00	0.517 × 10 ⁻³	
65	25.03	980.4	0.1614	2.346	4.187	1.926	0.659	0.0216	0.433 × 10 ⁻³	1.110 × 10 ⁻⁶	2.75	1.00	0.548 × 10 ⁻³	
70	31.19	977.5	0.1983	2.334	4.190	1.936	0.663	0.0221	0.404 × 10 ⁻³	1.126 × 10 ⁻⁶	2.55	1.00	0.578 × 10 ⁻³	
75	38.58	974.7	0.2421	2.321	4.193	1.948	0.667	0.0225	0.378 × 10 ⁻³	1.142 × 10 ⁻⁶	2.38	1.00	0.607 × 10 ⁻³	
80	47.39	971.8	0.2935	2.309	4.197	1.962	0.670	0.0230	0.355 × 10 ⁻³	1.159 × 10 ⁻⁶	2.22	1.00	0.653 × 10 ⁻³	
85	57.83	968.1	0.3536	2.296	4.201	1.977	0.673	0.0235	0.333 × 10 ⁻³	1.176 × 10 ⁻⁶	2.08	1.00	0.670 × 10 ⁻³	
90	70.14	965.3	0.4235	2.283	4.206	1.993	0.675	0.0240	0.315 × 10 ⁻³	1.193 × 10 ⁻⁶	1.96	1.00	0.702 × 10 ⁻³	
95	84.55	961.5	0.5045	2.270	4.212	2.010	0.677	0.0246	0.297 × 10 ⁻³	1.210 × 10 ⁻⁶	1.85	1.00	0.716 × 10 ⁻³	
100	101.33	957.9	0.5978	2.257	4.217	2.029	0.679	0.0251	0.282 × 10 ⁻³	1.227 × 10 ⁻⁶	1.75	1.00	0.750 × 10 ⁻³	
110	143.27	950.6	0.8263	2.230	4.229	2.071	0.682	0.0262	0.255 × 10 ⁻³	1.261 × 10 ⁻⁶	1.58	1.00	0.798 × 10 ⁻³	
120	198.53	943.4	1.121	2.203	4.244	2.120	0.683	0.0275	0.232 × 10 ⁻³	1.296 × 10 ⁻⁶	1.44	1.00	0.858 × 10 ⁻³	
130	270.1	934.6	1.496	2.174	4.263	2.177	0.684	0.0288	0.213 × 10 ⁻³	1.330 × 10 ⁻⁶	1.33	1.01	0.913 × 10 ⁻³	
140	361.3	921.7	1.965	2.145	4.286	2.244	0.683	0.0301	0.197 × 10 ⁻³	1.365 × 10 ⁻⁶	1.24	1.02	0.970 × 10 ⁻³	
150	475.8	916.6	2.546	2.114	4.311	2.314	0.682	0.0316	0.183 × 10 ⁻³	1.399 × 10 ⁻⁶	1.16	1.02	1.025 × 10 ⁻³	
160	617.8	907.4	3.256	2.083	4.340	2.420	0.680	0.0331	0.170 × 10 ⁻³	1.434 × 10 ⁻⁶	1.09	1.05	1.145 × 10 ⁻³	
170	791.7	897.7	4.119	2.050	4.370	2.490	0.677	0.0347	0.160 × 10 ⁻³	1.468 × 10 ⁻⁶	1.03	1.05	1.178 × 10 ⁻³	
180	1002.1	887.3	5.153	2.015	4.410	2.590	0.673	0.0364	0.150 × 10 ⁻³	1.502 × 10 ⁻⁶	0.983	1.07	1.210 × 10 ⁻³	
190	1254.4	876.4	6.388	1.979	4.460	2.710	0.669	0.0382	0.142 × 10 ⁻³	1.537 × 10 ⁻⁶	0.947	1.09	1.280 × 10 ⁻³	
200	1553.8	864.3	7.852	1.941	4.500	2.840	0.663	0.0401	0.134 × 10 ⁻³	1.571 × 10 ⁻⁶	0.910	1.11	1.350 × 10 ⁻³	
220	2318	840.3	11.60	1.859	4.610	3.110	0.650	0.0442	0.122 × 10 ⁻³	1.641 × 10 ⁻⁶	0.865	1.15	1.520 × 10 ⁻³	
240	3344	813.7	16.73	1.767	4.760	3.520	0.632	0.0487	0.111 × 10 ⁻³	1.712 × 10 ⁻⁶	0.836	1.24	1.720 × 10 ⁻³	
260	4688	783.7	23.69	1.663	4.970	4.070	0.609	0.0540	0.102 × 10 ⁻³	1.788 × 10 ⁻⁶	0.832	1.35	2.000 × 10 ⁻³	
280	6412	750.8	33.15	1.544	5.280	4.835	0.581	0.0605	0.094 × 10 ⁻³	1.870 × 10 ⁻⁶	0.854	1.49	2.380 × 10 ⁻³	
300	8581	713.8	46.15	1.405	5.750	5.980	0.548	0.0695	0.086 × 10 ⁻³	1.965 × 10 ⁻⁶	0.902	1.69	2.950 × 10 ⁻³	
320	11274	667.1	64.57	1.239	6.540	7.900	0.509	0.0836	0.078 × 10 ⁻³	2.084 × 10 ⁻⁶	1.00	1.97	—	
340	14586	610.5	92.62	1.028	8.240	11.870	0.469	0.110	0.070 × 10 ⁻³	2.255 × 10 ⁻⁶	1.23	2.43	—	
360	18651	538.3	144.0	720	14.690	25.800	0.427	0.178	0.060 × 10 ⁻³	2.571 × 10 ⁻⁶	2.06	3.73	—	
374.14	22.090	317.0	317.0	0	*	*	*	*	0.043 × 10 ⁻³	4.313 × 10 ⁻⁶	—	—	—	

Anexo N° 3

TABLA A-5
Propiedades de materiales de construcción
(a una temperatura media de 24°C)

Material	Espesor, L mm	Densidad, ρ kg/m ³	Conductividad térmica, k W/m · K	Calor específico, c_p kJ/kg · K	Valor R (para los espesores de la lista, L(k), K · m ² /W)
Tableros de construcción					
Tablero de asbesto-cemento	6 mm	1 922	—	1.00	0.011
Tablero de yeso de revoque	10 mm	800	—	1.09	0.057
	13 mm	800	—	—	0.078
Madera contrachapada (abeto Douglas)					
	—	545	0.12	1.21	—
	6 mm	545	—	1.21	0.055
	10 mm	545	—	1.21	0.083
	13 mm	545	—	1.21	0.110
	20 mm	545	—	1.21	0.165
Tablero y entablado aislados (densidad común)	13 mm	288	—	1.30	0.232
	20 mm	288	—	1.30	0.359
Tablero duro (de alta densidad, amasado estándar)	—	1 010	0.14	1.34	—
Tablero aglutinado:					
Densidad media	—	800	0.14	1.30	—
Contrapiso	16 mm	640	—	1.21	0.144
Contrapiso de madera	20 mm	—	—	1.38	0.166
Membrana de construcción					
Filtro permeable al vapor	—	—	—	—	0.011
Sello de vapor (2 capas de fieltro de 0.73 kg/m ² estropajado)	—	—	—	—	0.021
Materiales para piso					
Alfombra y carpeta fibrosa	—	—	—	1.42	0.367
Alfombra y carpeta de caucho	—	—	—	1.38	0.217
Loseta (asfalto, linóleo, vinilo)	—	—	—	1.26	0.009
Materiales para mampostería					
<i>Unidades de mampostería:</i>					
Ladrillo común	—	1 922	0.72	—	—
Ladrillo para fachada	—	2 082	1.30	—	—
Ladrillo de arcilla refractaria	—	2 400	1.34	—	—
	—	1 920	0.90	0.79	—
	—	1 120	0.41	—	—
Bloques de concreto (3 núcleos ovales, agregado de arena y grava)	100 mm	—	0.77	—	0.13
	200 mm	—	1.0	—	0.20
	300 mm	—	1.30	—	0.23
Concretos:					
Agregados ligeros (incluyendo esquisto, arcilla o pizarra expandidos; escorias de alto horno expandidas; cenizas de alto horno; piedra pómez y escoria)	—	1 920	1.1	—	—
	—	1 600	0.79	0.84	—
	—	1 280	0.54	0.84	—
	—	960	0.33	—	—
	—	340	0.18	—	—
Cementalcal, mortero y estuco	—	1 920	1.40	—	—
	—	1 280	0.65	—	—
Estuco	—	1 857	0.72	—	—

Anexo N° 4

TABLA A-6
Propiedades de materiales aislantes
(a una temperatura media de 24°C)

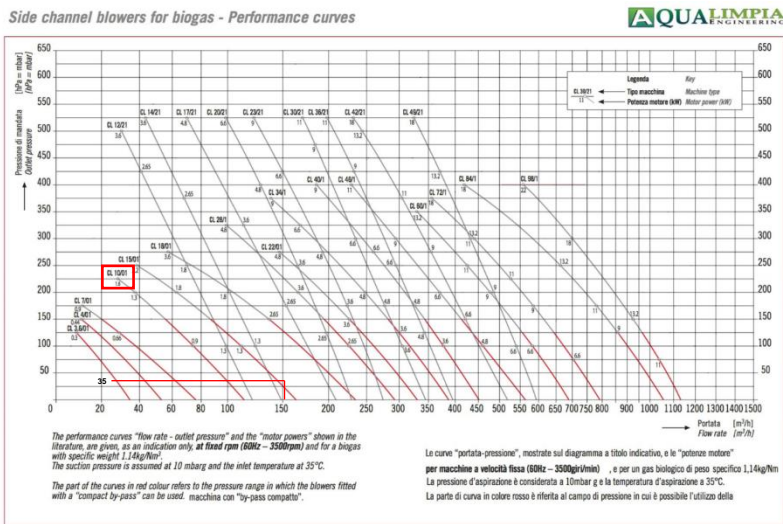
Material	Espesor, L mm	Densidad, ρ kg/m ³	Conductividad térmica, k W/m · K	Calor específico, c_p kJ/kg · K	Valor R (para los espesores de la lista, L(k), K · m ² /W)
Caolín y láminas					
Fibra mineral (forma fibrosa procesada a partir de roca, escoria o vidrio)	50 a 70 mm	4.8-32	—	0.71-0.96	1.23
	75 a 90 mm	4.8-32	—	0.71-0.96	1.94
	135 a 165 mm	4.8-32	—	0.71-0.96	3.32
Tablero y losa					
Vidrio celular	—	136	0.055	1.0	—
Fibra de vidrio (ligamento orgánico)	—	64-144	0.036	0.96	—
Poliuretano expandido (losas moldeadas)	—	16	0.032	1.2	—
Poliuretano expandido (R-11 expandido)	—	24	0.023	1.6	—
Perlita expandida (ligamento orgánico)	—	16	0.052	1.26	—
Caucho expandido (rígido)	—	72	0.032	1.68	—
Fibra mineral con aglomerante de resina	—	240	0.042	0.71	—
Corcho	—	120	0.039	1.80	—
Reciclado o formado en el sitio					
Espuma de poliuretano	—	24-40	0.023-0.026	—	—
Fibra de vidrio	—	56-72	0.038-0.039	—	—
Uretano, mezcla de dos partes (espuma rígida)	—	70	0.026	1.045	—
Gránulos de lana mineral con aglomerantes de asbesto/inorgánico (rociado)	—	190	0.046	—	—
Relleño flojo					
Fibra mineral (de roca, escoria o vidrio)	~ 75 a 125 mm	9.6-32	—	0.71	1.94
	~ 165 a 222 mm	9.6-32	—	0.71	3.35
	~ 191 a 254 mm	—	—	0.71	3.87
	~ 185 mm	—	—	0.71	5.28
Aerogel de sílice	—	122	0.025	—	—
Vermiculita (expandida)	—	122	0.068	—	—
Perlita (expandida)	—	32-66	0.039-0.045	1.09	—
Aserrín o virutas	—	128-240	0.065	1.38	—
Aislamiento celulósico (papel molido o pulpa de madera)	—	37-51	0.039-0.046	—	—
Aislamiento para techo					
Vidrio celular	—	144	0.058	1.0	—
Preformado, para usarse arriba del tablero	13 mm	—	—	1.0	0.24
	25 mm	—	—	2.1	0.49
	50 mm	—	—	3.9	0.93
Aislamiento reflector					
Polvo sílice (al vacío)	—	160	0.0017	—	—
Hoja de aluminio separando colchones de vidrio esponjoso; 10 a 12 capas (al vacío); para aplicaciones criogénicas (150 K)	—	40	0.00016	—	—
Hoja de aluminio y laminado de vidrio y papel; 75 a 150 capas; para aplicaciones criogénicas (150 K)	—	120	0.000017	—	—

Anexo N° 5

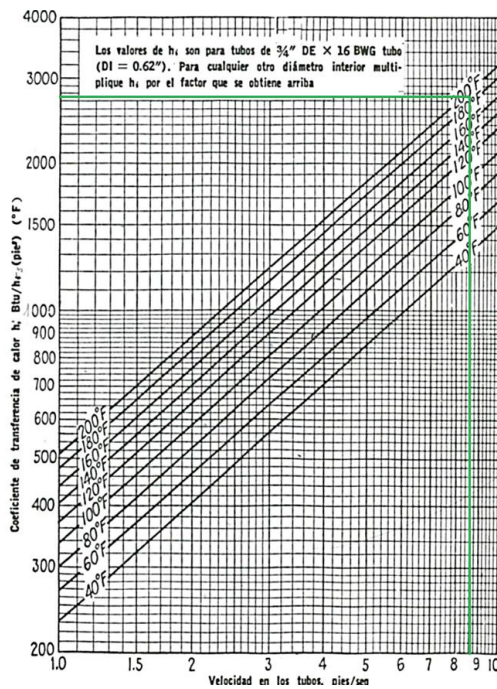
TABLA A-18
Emisividades de las superficies (conclusión)
b) No metales

Material	Temperatura, K	Emisividad, ε	Material	Temperatura, K	Emisividad, ε
Alúmina	800-1 400	0.65-0.45	Papel blanco	300	0.90
Aluminio, óxido de	600-1 500	0.69-0.41	Revoque blanco	300	0.93
Asbesto	300	0.96	Porcelana vidriada	300	0.92
Asfalto, pavimento de	300	0.85-0.93	Cuarzo, áspero, vidrio	300	0.93
Ladrillo Común	300	0.93-0.96	Caucho Duro	300	0.93
De arcilla refractaria	1 200	0.75	Suave	300	0.86
Carbono, filamento de	2 000	0.53	Arena	300	0.90
Tela	300	0.75-0.90	Silicio, carburo de	600-1 500	0.87-0.85
Concreto	300	0.88-0.94	Piel humana	300	0.95
Vidrio			Nieve	273	0.80-0.90
De ventana	300	0.90-0.95	Suelo, tierra	300	0.93-0.96
Pyrex	300-1 200	0.82-0.62	Hollín	300-500	0.95
Pyroceram	300-1 500	0.85-0.57	Teflón	300-500	0.85-0.92
Hielo	273	0.95-0.99	Agua profunda	273-373	0.95-0.96
Magnesio, óxido de	400-800	0.69-0.55	Madera		
Mampostería	300	0.80	Haya	300	0.94
Pinturas			Roble	300	0.90
De aluminio	300	0.40-0.50			
Negra, laca, lustrosa	300	0.88			
De aceite, todos los colores	300	0.92-0.96			
De base (primer) roja	300	0.93			
Acrilica blanca	300	0.90			
Esmalte blanco	300	0.90			

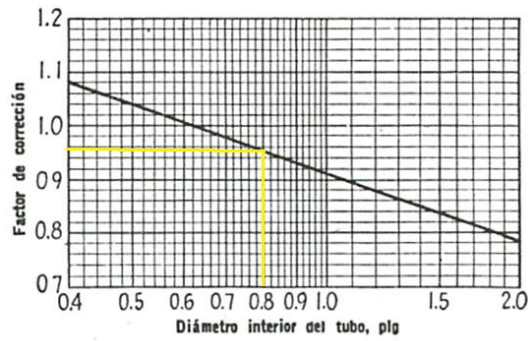
Anexo N° 6



Anexo N° 7



Anexo N° 8



Anexo N° 9

Intercambiadores

Fluido caliente	Fluido frío	U_D total
Agua	Agua	250-500 ⁴
Soluciones acuosas	Soluciones acuosas	250-500 ⁴
Sustancias orgánicas ligeras	Sustancias orgánicas ligeras	40-75
Sustancias orgánicas medias	Sustancias orgánicas medias	20-60
Sustancias orgánicas pesadas	Sustancias orgánicas pesadas	10-40
Sustancias orgánicas pesadas	Sustancias orgánicas ligeras	30-60
Sustancias orgánicas ligeras	Sustancias orgánicas pesadas	10-40

Anexo N° 10

CARACTERÍSTICAS FÍSICAS:

Característica	Valor	Unidad
Densidad	951	Kg/m ³
Grado de Reticulación	> 75	% peso
Rugosidad	0,007	mm

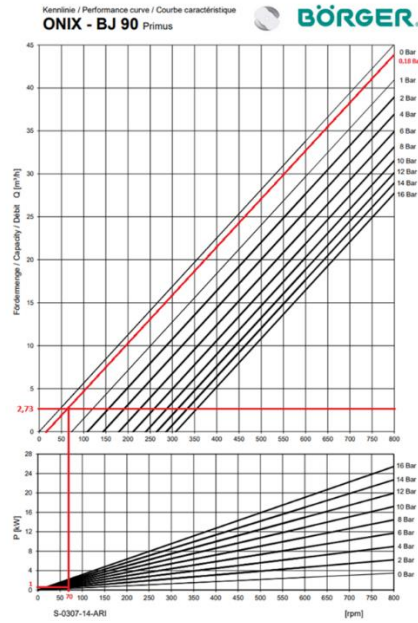
CARACTERÍSTICAS TÉRMICAS:

Característica	Valor	Unidad
Temperatura máxima de servicio	95	°C
Temperatura máxima puntual	110	°C
Comportamiento al calor 120°C; 1h	< 2,5	%
Coefficiente de dilatación lineal	1,4 · 10 ⁻⁴	K ⁻¹
Calor específico a 23°C	2,3	KJ/ kg · K
Conductividad térmica	0,35 – 0,38	W/ m · K
Temperatura VICAT	130 – 132	°C

CARACTERÍSTICAS MECÁNICAS:

Característica	Valor	Unidad
Resistencia a la tracción	> 22	N/mm ²
Alargamiento a la rotura	> 400	%
Modulo de elasticidad a 20°C	> 800	N/mm ²
Resistencia a la presión interna σ=4,8 Mpa, 95°C	> 1	Horas
Resistencia a la presión interna σ=4,7 Mpa, 95°C	> 22	Horas
Resistencia a la presión interna σ=4,6 Mpa, 95°C	> 165	Horas
Resistencia a la presión interna σ=4,4 Mpa, 95°C	> 1000	Horas
Resistencia a la presión interna σ=2,5 Mpa, 110°C	> 1	año

Anexo N° 11



Anexo N° 12

Potencia kW	Carcasa HP	Full Load Torque (kg/m)	Corriente con rotor trabado I/In	Par con rotor trabado N/m	Break- down Torque N/m	Momento de inercia J (kgm²)	Tiempo máximo con rotor trabado (s)	Peso (kg)	Nivel de ruido dB (A)	RPM	400 V						Corriente nominal In (A)		
											Rendimiento		Factor de potencia		%				
												50	75	100	50	75	100		
0.12	0.16	63	0.097	5.5	1.8	2.0	0.0033	28	84	5.2	44	1350	46.0	53.0	55.0	0.51	0.64	0.75	0.430
0.18	0.25	63	0.128	3.8	1.9	1.9	0.0006	16	35	6.2	44	1370	51.0	55.0	57.0	0.52	0.65	0.75	0.610
0.25	0.33	71	0.178	3.7	1.8	1.9	0.0006	28	62	5.5	43	1370	53.0	58.0	61.5	0.50	0.62	0.71	0.828
0.37	0.5	71	0.258	3.6	2	2	0.0007	28	82	7.0	43	1385	58.0	62.0	66.0	0.50	0.64	0.73	1.11
0.55	0.75	80	0.379	4.9	2	2.4	0.0024	8	18	9.5	44	1415	65.0	70.0	71.0	0.57	0.72	0.81	1.38
0.75	1	80	0.515	4.9	2.1	2.3	0.0020	7	15	10.5	44	1425	70.0	72.0	72.3	0.58	0.72	0.81	1.95
1.1	1.5	90L	0.742	5.8	1.8	2.4	0.0052	7	15	14.5	49	1450	72.5	75.5	75.5	0.60	0.74	0.82	2.57
1.5	2	90L	1.04	5.5	1.9	2.2	0.0066	8	18	17.0	49	1410	74.5	77.5	77.5	0.58	0.73	0.82	3.41
2.2	3	100L	1.50	5.5	2.4	2.6	0.0090	9	20	23.0	53	1430	79.0	80.0	80.0	0.60	0.74	0.82	4.94
3	4	100L	2.06	6.5	2.1	2.2	0.0085	8	18	30.0	53	1420	79.0	81.5	81.5	0.62	0.86	0.75	7.08
4	5.5	112M	2.71	6.2	2.1	2.5	0.0180	9	20	33.0	56	1440	82.5	83.5	83.5	0.61	0.73	0.80	8.64
5.5	7.5	125S	3.66	7.5	2.1	2.5	0.0453	7	15	47.0	60	1465	84.0	85.5	85.5	0.63	0.77	0.84	11.1
7.5	10	132M	5.00	6.4	2	2.5	0.0601	9	15	64.5	60	1460	85.5	87.0	87.0	0.63	0.75	0.82	15.2
9.2	12.5	160M	6.14	6.0	2	2.4	0.0767	9	20	83.0	61	1460	86.8	87.5	87.4	0.64	0.76	0.82	18.5
11	15	160M	7.34	6.0	2.1	2.5	0.0906	9	20	96.0	61	1460	87.0	88.0	88.0	0.64	0.76	0.82	22.8
15	20	160L	9.94	7.1	2.6	3.1	0.1255	8	18	121	61	1470	89.0	89.7	89.3	0.66	0.76	0.83	29.2
18.5	25	180M	12.3	7.5	2.7	3.1	0.1386	12	26	152	61	1470	88.0	89.5	89.2	0.65	0.75	0.82	36.1
22	30	180L	14.6	6.6	2.4	2.9	0.1653	10	22	164	61	1465	90.0	90.8	90.7	0.66	0.77	0.84	41.7
30	40	200L	19.9	6.6	2.3	2.6	0.2802	13	29	212	65	1470	91.3	91.7	91.5	0.68	0.78	0.84	56.5
37	50	225M	24.4	6.7	2.3	2.7	0.2944	10	22	242	66	1475	92.0	92.4	92.2	0.71	0.81	0.85	68.1
45	60	225M	29.7	7.5	2.5	2.7	0.4694	10	22	283	66	1475	92.2	92.2	92.6	0.72	0.82	0.86	81.6
55	75	250M	36.3	6.7	2.4	2.6	0.7731	12	26	431	66	1475	92.9	93.2	93.1	0.73	0.82	0.85	100
75	100	280M	49.2	6.6	2	2.6	1.40	22	48	639	69	1485	93.0	93.5	93.5	0.73	0.81	0.85	136
90	125	280M	59.0	6.8	2.1	2.5	1.79	20	44	673	69	1485	93.2	93.8	93.8	0.75	0.83	0.85	163
110	150	315M	71.9	6.4	2	2.4	2.55	26	57	887	71	1490	93.6	94.3	94.1	0.75	0.83	0.86	196
132	180	315M	86.3	6.9	2.3	2.4	3.11	22	48	963	71	1490	93.9	94.5	94.3	0.74	0.83	0.86	235
150	200	315M	98.1	7.0	2.5	2.6	3.34	18	40	1012	71	1490	94.0	94.5	94.5	0.74	0.82	0.86	266
180	220	315M	105	7.3	2.4	2.5	3.54	16	40	1032	71	1490	94.1	94.6	94.5	0.73	0.82	0.86	294
185	250	315M	121	6.9	2.4	2.3	3.96	17	37	1071	71	1490	94.3	94.7	94.6	0.74	0.82	0.86	328
200	270	315L	131	6.9	2.4	2.3	4.41	16	35	1216	74	1490	94.4	94.8	94.7	0.75	0.84	0.85	359
220	300	315L	144	7.7	2.6	2.4	4.85	14	31	1330	74	1490	94.5	94.9	94.8	0.74	0.83	0.86	389
250	340	315L	163	7.8	2.7	2.5	5.40	12	26	1399	74	1490	94.6	94.9	94.8	0.75	0.83	0.86	443
280	350	315L	170	7.8	2.7	2.5	5.40	12	26	1399	74	1490	94.6	94.9	94.8	0.75	0.83	0.86	460
280	380	315L	183	7.9	2.7	2.5	6.16	12	26	1496	74	1490	94.6	95.0	94.9	0.74	0.82	0.86	495
300	400	355M	196	7.2	2.2	2.4	6.59	18	40	1660	76	1490	94.6	95.0	94.9	0.74	0.82	0.85	537
315	430	355M	206	7.2	2.4	2.4	6.86	14	31	1670	76	1490	94.6	95.0	94.9	0.74	0.82	0.86	557
330	450	355M	216	6.8	2.2	2.4	9.84	17	37	1769	76	1490	94.6	95.0	94.9	0.75	0.83	0.86	584
350	480	355M	232	6.9	2.4	2.3	10.7	15	33	1888	76	1490	94.6	95.0	94.9	0.75	0.83	0.86	626
370	500	355M	242	7.3	2.6	2.4	11.7	11	24	1971	76	1490	94.9	95.1	94.9	0.75	0.83	0.86	654
400	550	355M	261	7.3	2.6	2.4	11.7	11	24	1971	76	1490	94.7	95.1	94.9	0.74	0.82	0.86	707

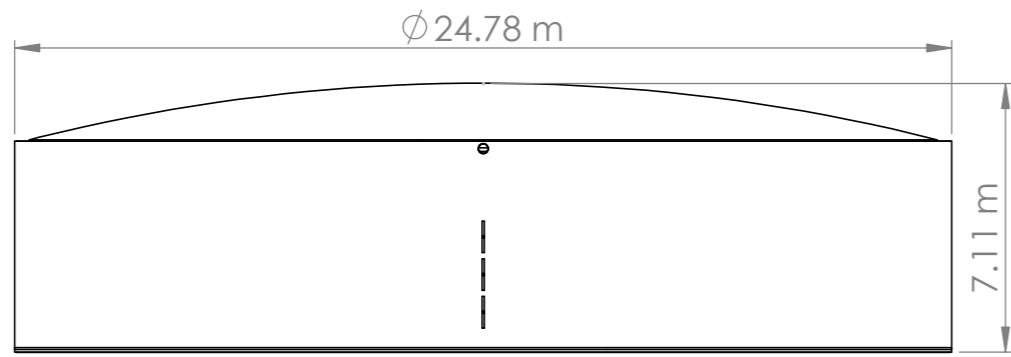
Anexo N° 13



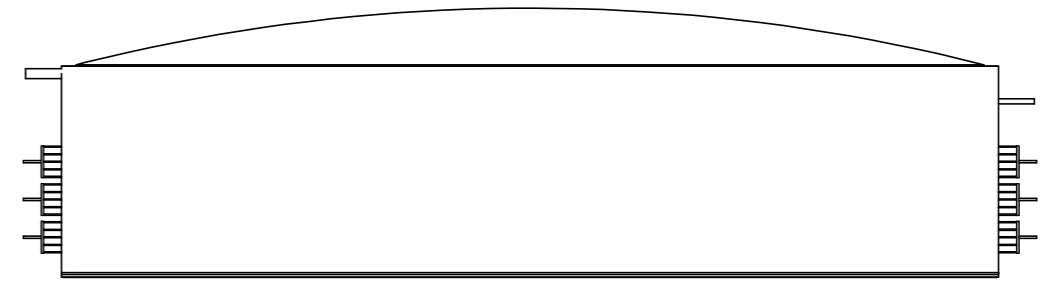
INFORMACIÓN TÉCNICA	
PROPIEDAD	ESPECIFICACIÓN
Resistencia a la compresión	> 300 kgf/cm ²
Retentividad	> 70 %
Tamaño máximo	10,0 mm
Dosis de agua	3,0 ± 0,5 Lt/Saco
Rendimiento	12,2 ± 1 Lt/Saco
Envases	25 kg.

Anexo N° 14

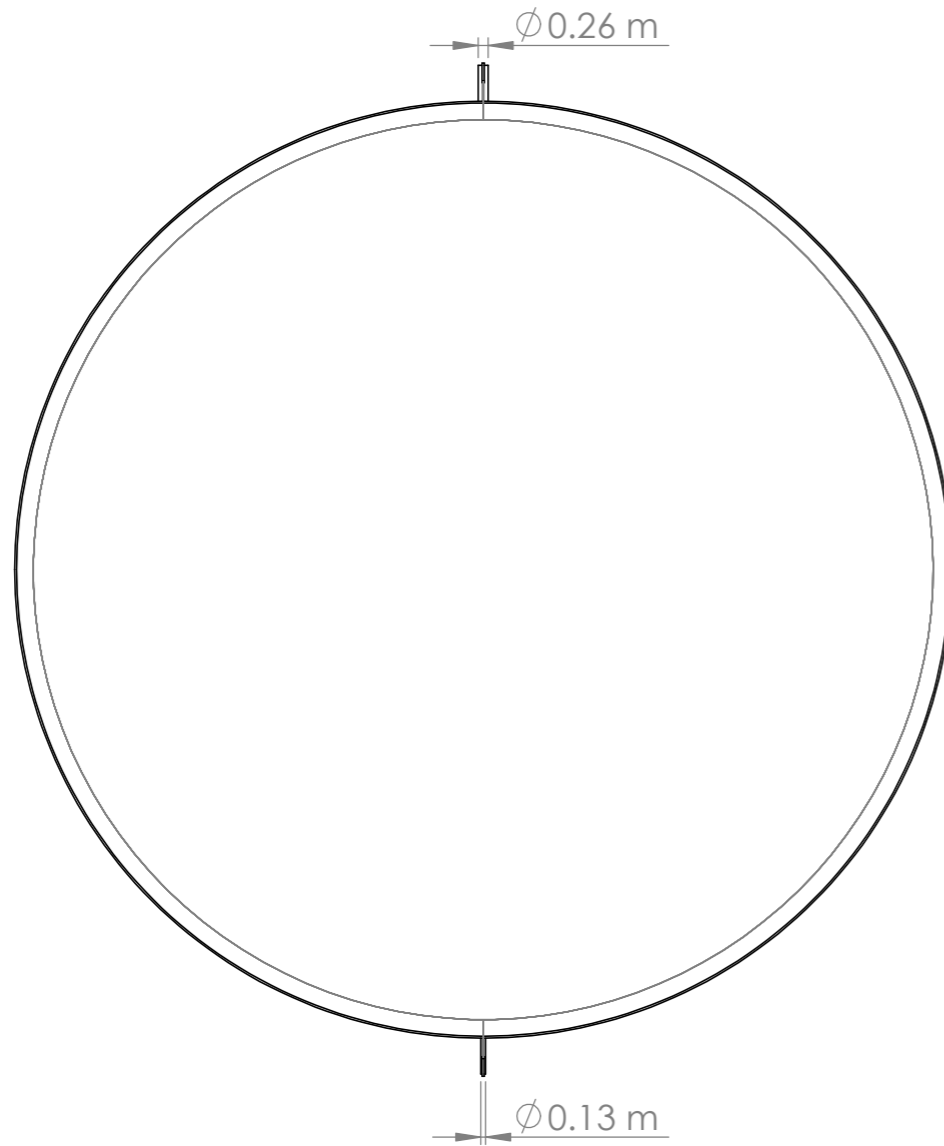
4.4 PLANOS



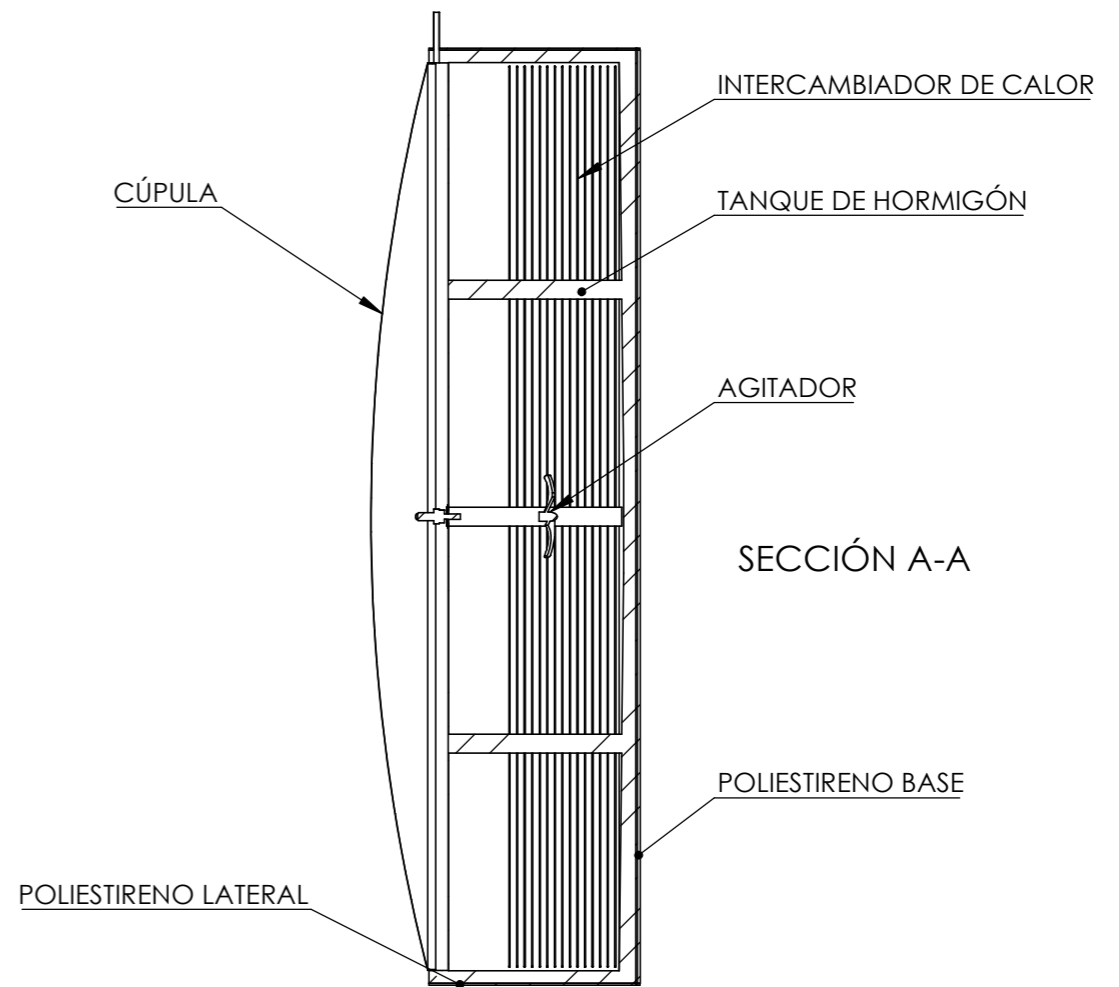
Vista Frontal



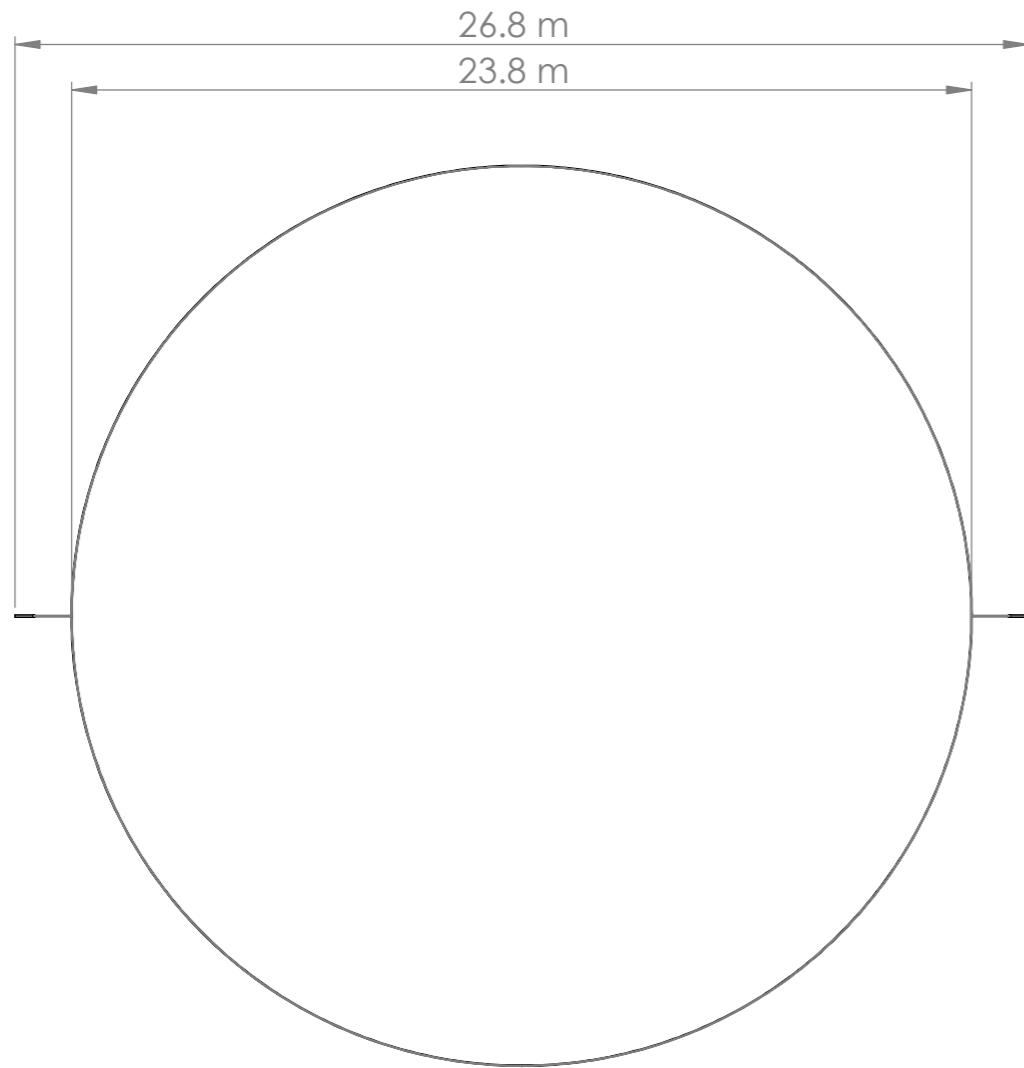
Vista Lateral



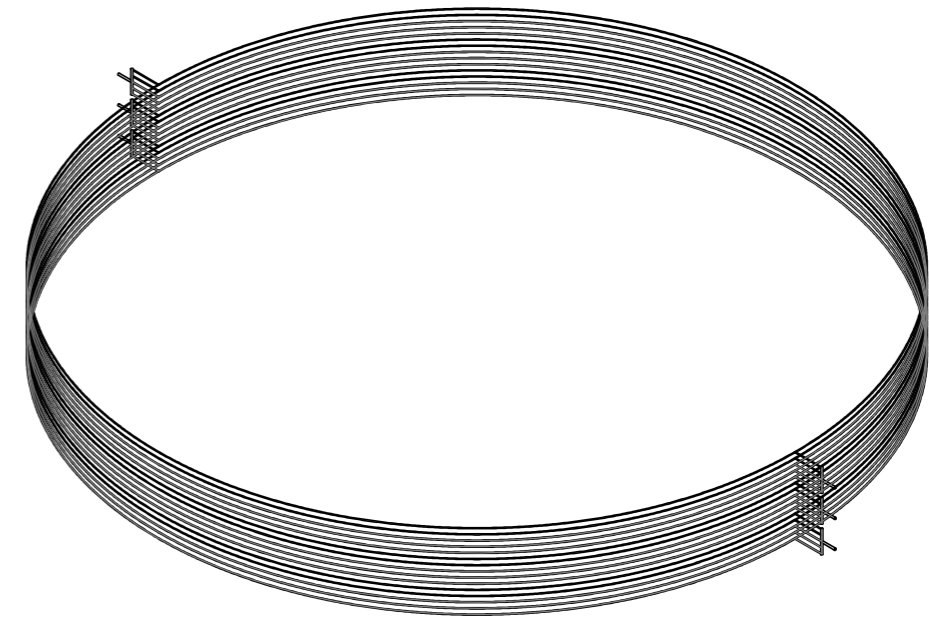
Vista Superior



Dibujó	Fecha	Nombre	Facultad de Ingeniería y Ciencias Agropecuarias	Ingeniería Electromecánica
Revisó		FERRI, Bruno A.		
Aprobó				
Esc 1:200	BIODIGESTOR COMPLETO		Trabajo de Tesis	
Precisión 0.12			Plano N° 1	



Vista Superior

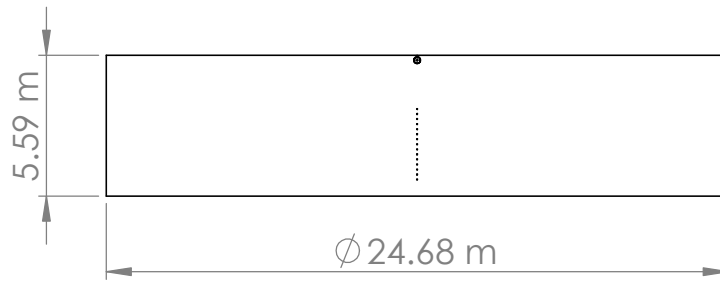


Vista de Perspectiva

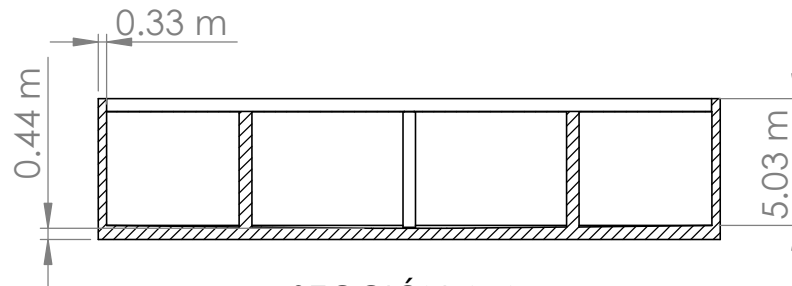


Vista Frontal

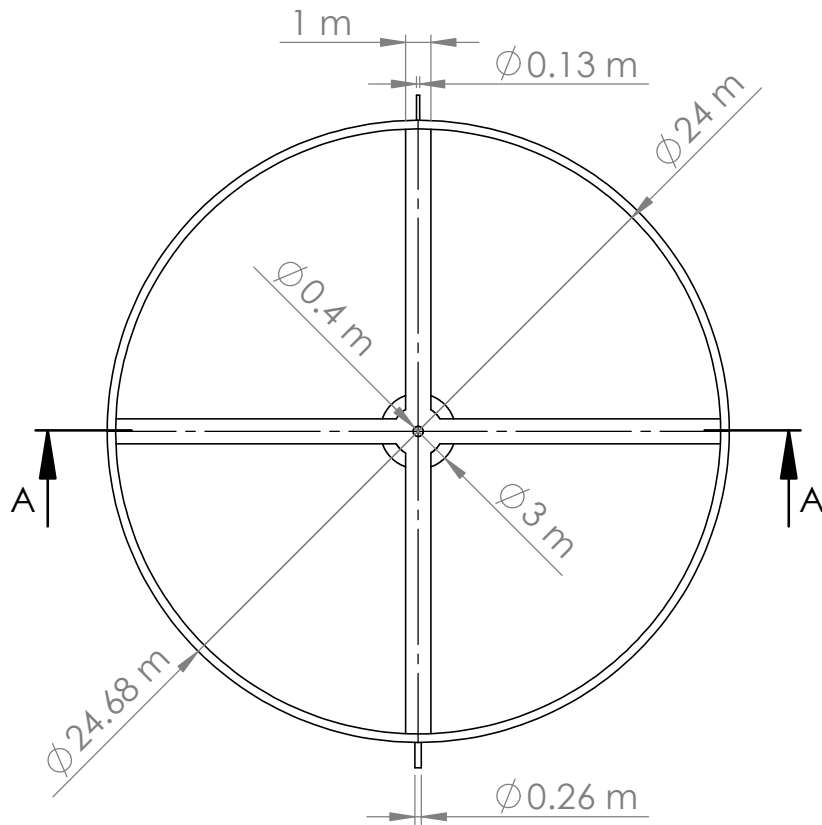
	Fecha	Nombre	Facultad de Ingeniería y Ciencias Agropecuarias	Ingeniería Electromecánica
Dibujó		FERRI, Bruno A.		
Revisó				
Aprobó				
Esc	1:200		INTERCAMBIADOR DE CALOR	Trabajo de Tesis
Precisión	0.12			Plano N° 2



Vista Frontal

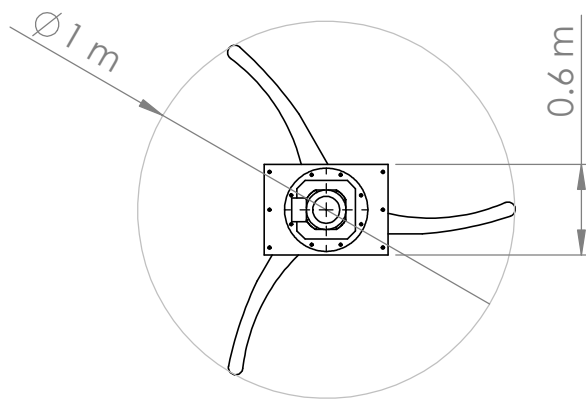


SECCIÓN A-A

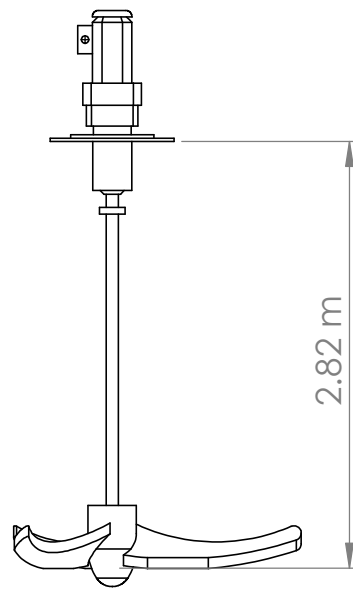


Vista Superior

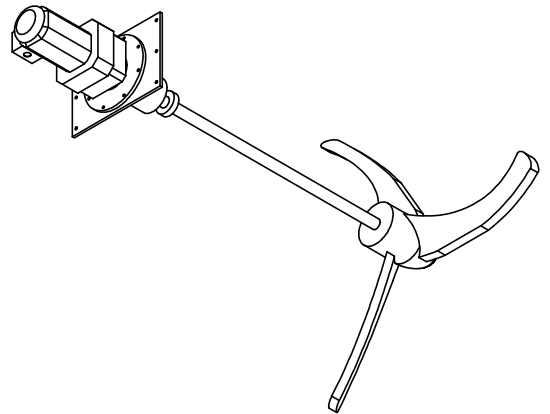
	Fecha	Nombre	Facultad de Ingeniería y Ciencias Agropecuarias	Ingeniería Electromecánica
Dibujó		FERRI, Bruno A.		
Revisó				
Aprobó				
Esc 1:300	Tanque de Hormigón			Trabajo de Tesis
Precisión 0.12				Plano N° 3



Vista Superior

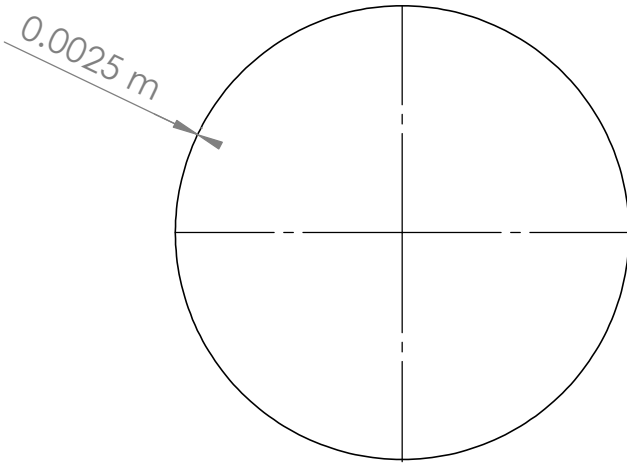


Vista Lateral

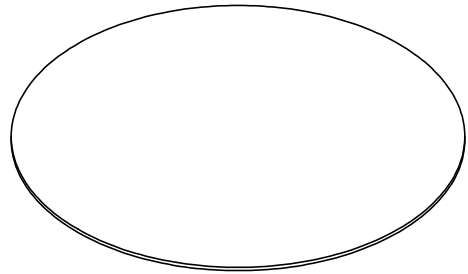


Vista de Perspectiva

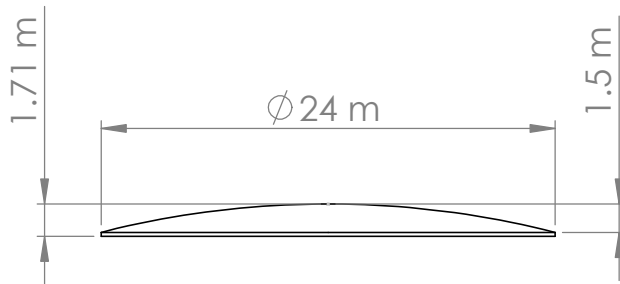
		Fecha	Nombre	Facultad de Ingeniería y Ciencias Agropecuarias	Ingeniería Electromecánica
Dibujó			FERRI, Bruno A.		
Revisó					
Aprobó					
Esc	AGITADOR				Trabajo de Tesis
1:50					
Precisión					0.12



Vista Inferior

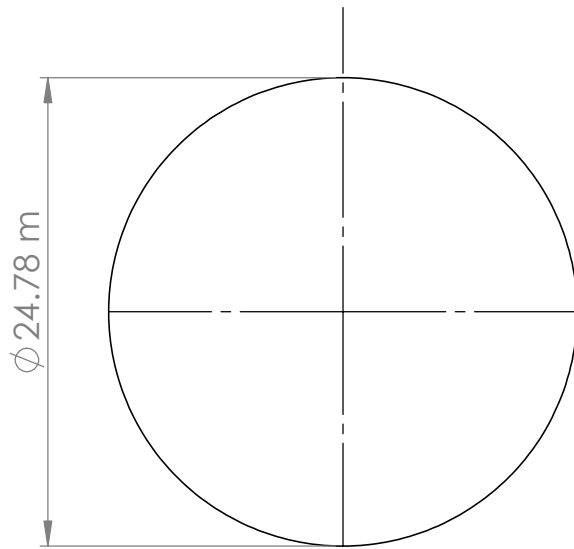


Vista de Perspectiva

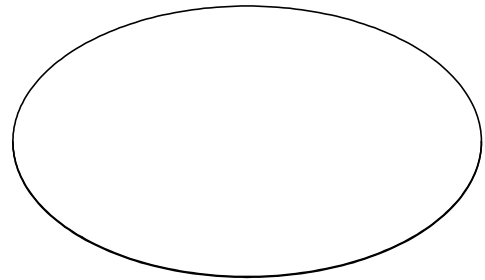


Vista Frontal

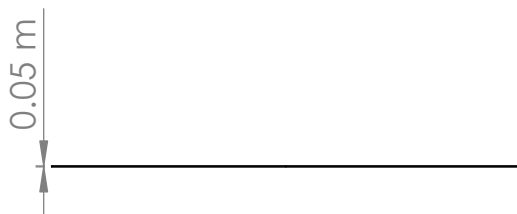
	Fecha	Nombre	Facultad de Ingeniería y Ciencias Agropecuarias	Ingeniería Electromecánica
Dibujó		FERRI, Bruno A.		
Revisó				
Aprobó				
Esc 1:400	CÚPULA			Trabajo de Tesis
Precisión 0.12				Plano N° 5



Vista Inferior

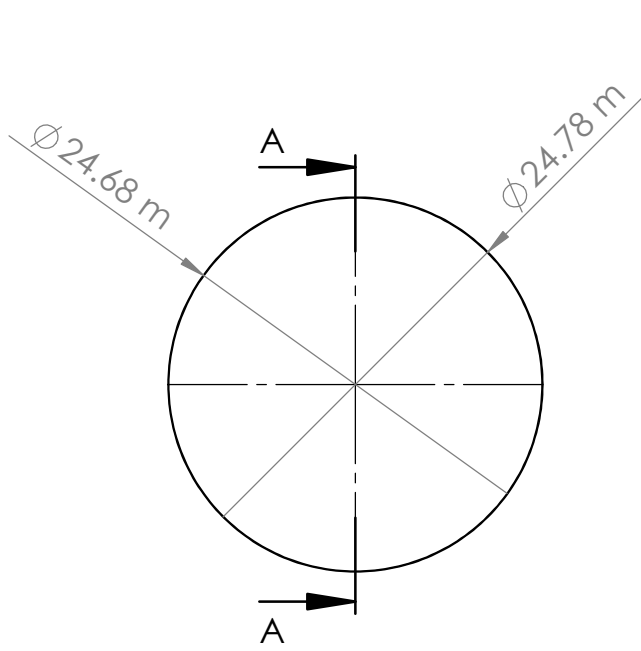


Vista de Perspectiva

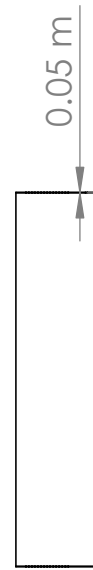


Vista Frontal

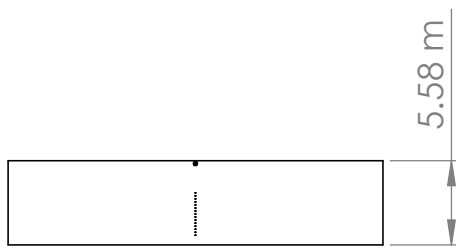
		Fecha	Nombre	Facultad de Ingeniería y Ciencias Agropecuarias	Ingeniería Electromecánica
	Dibujó		FERRI, Bruno A.		
	Revisó				
	Aprobó				
	Esc 1:400	POLIESTIRENO BASE			Trabajo de Tesis
	Precisión 0.12				Plano N° 6



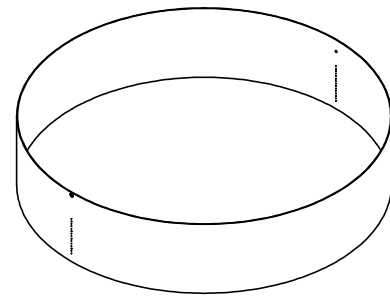
Vista Inferior



SECCIÓN A-A



Vista Frontal



Vista de Perspectiva

		Fecha	Nombre	Facultad de Ingeniería y Ciencias Agropecuarias	Ingeniería Electromecánica
Dibujó			FERRI, Bruno A.		
Revisó					
Aprobó					
Esc 1:500	POLIESTIRENO LATERAL			Trabajo de Tesis	
Precisión 0.12				Plano N° 7	