

TRABAJO FINAL

INGENIERÍA QUÍMICA 2019

DISEÑO DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE BIOGÁS





RINFI se desarrolla en forma conjunta entre el INTEMA y la Biblioteca de la Facultad de Ingeniería de la Universidad Nacional de Mar del Plata.

Tiene como objetivo recopilar, organizar, gestionar, difundir y preservar documentos digitales en Ingeniería, Ciencia y Tecnología de Materiales y Ciencias Afines.

A través del Acceso Abierto, se pretende aumentar la visibilidad y el impacto de los resultados de la investigación, asumiendo las políticas y cumpliendo con los protocolos y estándares internacionales para la interoperabilidad entre repositorios



Esta obra está bajo una [Licencia Creative Commons Atribución-
NoComercial-CompartirIgual 4.0 Internacional](https://creativecommons.org/licenses/by-nc-sa/4.0/).

ÍNDICE

ÍNDICE	1
OBJETIVOS GENERALES DEL PROYECTO	8
OBJETIVOS GENERALES POR CAPÍTULO.....	8
INVESTIGACIÓN PRELIMINAR.....	8
ANÁLISIS DE LA REACCIÓN QUÍMICA	8
ANÁLISIS TERMODINÁMICO DEL EQUILIBRIO DE FASES	9
ESTRUCTURA GLOBAL DE LA PLANTA Y BALANCES PRELIMINARES	9
DISEÑO DEL SISTEMA DE REACTORES	9
DISEÑO DE SISTEMAS DE SEPARACIÓN.....	9
DISEÑO Y SELECCIÓN DE EQUIPOS AUXILIARES	9
DISEÑO DEL SISTEMA DE INTERCAMBIO DE CALOR	9
SEGURIDAD DE PROCESOS Y LABORAL	9
ANÁLISIS ECONÓMICO DEL PROYECTO.....	9
1 INVESTIGACIÓN PRELIMINAR	11
1.1 BIOGÁS.....	11
1.1.1 RESEÑA HISTÓRICA	11
1.1.2 CARACTERÍSTICAS DEL BIOGÁS	12
1.1.3 USOS DEL BIOGÁS.....	13
1.1.4 BENEFICIOS DE LA PRODUCCIÓN DE BIOGÁS	13
1.1.5 ETAPAS DE PRODUCCIÓN	14
1.1.6 TIPOS DE DIGESTIÓN ANAERÓBICA	17
1.1.7 BIOGÁS EN ARGENTINA Y EN EL MUNDO	18
1.2 INDUSTRIA FRIGORÍFICA	19
1.2.1 PROCESO PRODUCTIVO DEL MATADERO	19
1.2.2 EFLUENTE GENERAL	20
1.3 SUSTRATO	21
1.3.1 COMPOSICIÓN DEL SUSTRATO.....	21
1.3.2 VOLUMEN DISPONIBLE A TRATAR.....	25
1.3.3 CAPACIDAD DE GENERACIÓN DE BIOGÁS	28
1.3.4 MARCO LEGAL	28
2 ANÁLISIS DE LA REACCIÓN QUÍMICA	32
INTRODUCCIÓN.....	32
2.1 ELECCIÓN Y CARACTERIZACIÓN DEL SUSTRATO	32
2.2 CINÉTICA DE LA REACCIÓN	33
2.2.1 FUNDAMENTOS TEÓRICOS SOBRE REACCIONES BIOLÓGICAS	33
<i>Cinéticas de crecimiento de la biomasa.....</i>	<i>33</i>

<i>Cinéticas de utilización de sustratos solubles</i>	35
<i>Cinéticas de hidrólisis</i>	35
<i>Cinéticas de inhibición</i>	36
<i>Inhibición de la hidrólisis de macromoléculas</i>	37
2.2.2 RENDIMIENTO TEÓRICO DE METANO	38
2.2.3 MODELO CINÉTICO	38
<i>Modelo cinético basado en la ecuación sigmoïdal de Richards</i>	38
<i>Modelo de Jeyaseelan</i>	43
2.2.4 SELECCIÓN DEL TIEMPO RETENCIÓN HIDRÁULICA	46
2.3 PRODUCCIÓN DE METANO	47
2.4 ANÁLISIS PRELIMINAR DE REACTORES	48
2.4.1 CARGA.....	49
<i>Sistema Batch</i>	49
<i>Sistema continuo o semi-continuo</i>	50
2.4.2 MEZCLA	51
<i>Mezclado completo</i>	51
<i>Mezcla parcial o nula</i>	51
2.4.3 MANEJO DE SUSTRATO.....	51
<i>Contacto Anaeróbico</i>	51
<i>Flujo ascendente</i>	52
<i>Lecho fluidizado</i>	52
<i>Filtro anaeróbico</i>	53
2.4.4 ETAPAS	53
<i>Una etapa</i>	53
<i>Dos etapas</i>	54
2.5 ELECCIÓN PRELIMINAR DE BIODIGESTORES	54
2.6 CONDICIONES OPERATIVAS	55
2.6.1 PRE-TRATAMIENTO DE SUSTRATO	55
2.6.2 TEMPERATURA	55
2.6.3 PH	55
TRITURADO.....	56
3 ANÁLISIS TERMODINÁMICO DEL EQUILIBRIO DE FASES	57
INTRODUCCIÓN	57
3.1 SELECCIÓN DE MODELO TERMODINÁMICO	57
3.1.1 INTERACCIONES MOLECULARES EN EL EQUILIBRIO LÍQUIDO-VAPOR	58
3.1.2 MÉTODOS DE PREDICCIÓN DEL EQUILIBRIO LÍQUIDO-VAPOR.....	59
3.1.3 PREDICCIÓN DE PROPIEDADES.....	61
<i>Modelos de coeficientes de actividad</i>	61
3.1.4 MODELO TERMODINÁMICOS EMPLEADOS	65
3.2 PURIFICACIÓN DE BIOGÁS	65
3.2.1 INTRODUCCIÓN A LOS DISTINTOS TIPOS DE PURIFICACIÓN DE BIOGÁS.....	65

<i>Absorción</i>	65
<i>Adsorción con cambio de presión (PSA)</i>	68
<i>Membrana de purificación</i>	69
<i>Filtro biológico</i>	70
<i>Destilación criogénica</i>	71
3.2.2 CRITERIOS DE OPERACIÓN Y SIMULACIÓN DE EQUILIBRIOS.....	72
<i>Absorción</i>	72
<i>Destilación criogénica</i>	80
4 ESTRUCTURA GLOBAL DE LA PLANTA Y BALANCES PRELIMINARES.....	83
INTRODUCCIÓN.....	83
4.1 DIAGRAMA DE FLUJO MEDIANTE MÓDULOS SIMPLES	83
4.2 CONSIDERACIONES PARA LA RESOLUCIÓN DE LOS BALANCES DE MASA	85
4.3 RESULTADOS DE LOS BALANCES DE MASA.....	85
4.4 CAPACIDAD Y PRODUCCIÓN DE LA PLANTA	93
5 DISEÑO DEL SISTEMA DE REACTORES	95
INTRODUCCIÓN.....	95
5.1 VOLUMEN NECESARIO	95
5.2 DISEÑO DEL REACTOR	96
5.3 SISTEMA DE AGITADO.....	98
5.3.1 TIPOS DE IMPULSORES.....	100
<i>Paletas</i>	100
<i>Palas inclinadas</i>	100
<i>Hélices</i>	100
<i>Turbinas</i>	101
5.3.2 SELECCIÓN DE AGITADOR	101
5.3.3 PLACAS DEFLECTORAS	102
5.3.4 CÁLCULO DE LA POTENCIA DE AGITACIÓN	102
5.4 BALANCE DE ENERGÍA EN EL REACTOR	105
5.4.1 CALOR EN EL PISO DEL REACTOR	109
5.4.2 CALOR EN LA TAPA DEL REACTOR	109
5.4.3 CALOR EN LAS PAREDES DEL REACTOR.....	110
5.4.4 CALOR DE AGITACIÓN	111
5.4.6 CALOR DE SERPENTÍN	112
<i>Cálculo de calor con agitación</i>	112
<i>Cálculo de calor sin agitación</i>	112
5.4.7 DIMENSIONAMIENTO DEL SERPENTÍN Y REQUERIMIENTOS DE AGUA.....	112
5.5 MATERIALES CONSTRUCTIVOS	115
5.5.1 POLIETILENO	115
5.5.2 ACERO COMERCIAL.....	115
5.5.3 POLIURETANO	116

6 DISEÑO DE SISTEMAS DE SEPARACIÓN.....	118
INTRODUCCIÓN.....	118
6.1 COMPOSICIÓN DESEADA.....	118
6.2 IMPUREZAS DEL BIOGÁS	119
6.3 MÉTODOS DE PURIFICACIÓN.....	119
6.3.1 ABSORCIÓN CON AGUA	120
6.3.2 ABSORCIÓN CON AMINA.....	123
<i>Comparación de las diferentes aminas.....</i>	<i>123</i>
6.3.3 DESHIDRATACIÓN DE GAS	129
<i>Deshidratación de biogás utilizando trietilenglicol (TEG).....</i>	<i>130</i>
6.3.4 MEMBRANAS SELECTIVAS	135
7 DISEÑO Y SELECCIÓN DE EQUIPOS AUXILIARES.....	140
INTRODUCCIÓN.....	140
7.1 TRANSPORTE DE MATERIALES.....	140
7.1.1 TRANSPORTE DEL SUSTRATO.....	140
7.1.2TRANSPORTE DE FLUIDOS	141
<i>Tuberías de acero al carbono.....</i>	<i>143</i>
<i>Tuberías de PVC.....</i>	<i>144</i>
<i>Tuberías de Polietileno.....</i>	<i>146</i>
7.1.2 TRANSPORTE DE SÓLIDOS	148
<i>Cinta transportadora de malla para transporte de sólidos</i>	<i>148</i>
<i>Tornillo sinfín para transporte de mezclas de líquidos y sólidos.....</i>	<i>150</i>
7.2 SELECCIÓN DE BOMBAS PARA LA IMPULSIÓN DE FLUIDOS	154
7.3 COMPRESIÓN DE GAS	157
7.4 REDUCCIÓN DE TAMAÑO.....	159
7.5 ACONDICIONAMIENTO DE LODOS.....	160
7.6 PASTEURIZACIÓN DEL SUSTRATO	162
7.6.1 PASTEURIZACIÓN DE LÍQUIDOS.....	162
7.6.2 PASTEURIZACIÓN DE SÓLIDOS.....	164
7.7 SISTEMA DE AGITACIÓN.....	165
7.8 INTERCAMBIO DE CALÓRICO	167
7.9 GENERACIÓN DE POTENCIA ELÉCTRICA	167
8 DISEÑO DEL SISTEMA DE INTERCAMBIO DE CALOR.....	169
INTRODUCCIÓN.....	169
8.1 MÉTODO PINCH.....	169
8.1.1 IMPLEMENTACIÓN DEL MÉTODO	170
8.2 INTERCAMBIADORES DE CALOR ENTRE CORRIENTES DE PROCESO.....	178

8.3 CALENTAMIENTO CON VAPOR DE AGUA	183
8.4 ENFRIAMIENTO CON AGUA.....	184
8.5 RESULTADOS FINALES	186
9 SEGURIDAD DE PROCESOS Y LABORAL	187
INTRODUCCIÓN.....	187
9.1 SEGURIDAD DE PROCESOS	187
9.1.1 ANÁLISIS DE RIESGO DE LOS PROCESOS: MÉTODO HAZOP	187
9.1.2 SUSTANCIAS PELIGROSAS	204
<i>Metano</i>	<i>204</i>
<i>Dióxido de carbono</i>	<i>206</i>
<i>Diglicolamina (DGA)</i>	<i>208</i>
<i>Ácido sulfhídrico.....</i>	<i>211</i>
<i>Amoníaco.....</i>	<i>214</i>
<i>Trietilenglicol (TEG).....</i>	<i>218</i>
9.2 SEGURIDAD LABORAL	222
9.2.1 DISPOSICIONES GENERALES	225
<i>Características constructivas de los establecimientos</i>	<i>225</i>
<i>Provisión de agua potable</i>	<i>226</i>
9.2.2 VENTILACIÓN	226
9.2.3 RUIDO	227
9.2.4 ILUMINACIÓN.....	229
9.2.5 RIESGO ELÉCTRICO	231
9.3 ÁREA CLASIFICADA.....	233
9.3.1 PELIGROS ASOCIADOS AL BIOGÁS.....	233
9.3.2 DEFINICIÓN Y UBICACIÓN DE LAS ZONAS DE PELIGRO	233
9.3.3 ANÁLISIS Y PROTECCIONES PARA LAS ZONAS DE RIESGO	234
<i>Zona 1</i>	<i>235</i>
<i>Zona 0.....</i>	<i>235</i>
10 ANÁLISIS ECONÓMICO DEL PROYECTO	237
INTRODUCCIÓN.....	237
10.1 RESUMEN EJECUTIVO.....	237
10.2 AUTOSUSTENTABILIDAD DE LA PLANTA	238
10.3 INVERSIONES	239
10.3.1 INVERSIÓN EN ACTIVOS FIJOS	239
<i>Activo fijo tangible.....</i>	<i>240</i>
<i>Activo fijo intangible.....</i>	<i>241</i>
10.3.2 TERRENO.....	241
10.3.3 EQUIPOS	246
10.3.4 INSTALACIÓN DE EQUIPOS.....	249
10.3.5 MÉTODO DE ESTIMACIÓN POR FACTORES.....	249

10.3.6 SOLUCIONES ABSORBENTES	250
10.3.7 INVERSIÓN FIJA TOTAL.....	251
10.3.8 CAPITAL DE TRABAJO	251
10.3.9 INVERSIÓN TOTAL	251
10.4 COSTOS DE OPERACIÓN	252
10.4.1 COSTOS VARIABLES.....	252
<i>Materias Primas</i>	252
<i>Empaque</i>	252
<i>Utilidades y servicios</i>	253
<i>Mantenimiento</i>	254
<i>Mano de obra</i>	254
<i>Supervisión</i>	255
<i>Suministros</i>	255
<i>Laboratorio</i>	256
10.4.2 COSTOS FIJOS.....	256
<i>Depreciación</i>	256
<i>Impuestos</i>	256
<i>Financiación</i>	256
<i>Venta y distribución</i>	257
<i>Dirección y administración</i>	257
<i>Reposición de productos químicos</i>	258
10.4.3 ESTRUCTURA DE COSTOS	258
10.5 RENTABILIDAD	260
10.6 CUADRO DE USOS Y FUENTES.....	263
10.6.1 TASA INTERNA DE RETORNO (TIR)	264
10.6.2 VALOR PRESENTE (VP).....	264
10.6.3 TIEMPO DE REPAGO (NR).....	264
10.7 CRONOGRAMA DE ACTIVIDADES.....	265
10.8 PROPUESTA N°2: VENTA DEL BIOGÁS SIN PURIFICAR EN FORMA DE ENERGÍA ELÉCTRICA	265
10.8.1 INVERSIÓN.....	266
10.8.2 COSTOS	268
10.8.3 RENTABILIDAD.....	271
10.9 COMPARACIÓN DE LAS PROPUESTAS	272
11 CONCLUSIÓN	274
12 BIBLIOGRAFÍA Y WEBGRAFÍA	275
CAPÍTULO 1	275
CAPÍTULO 2	277
CAPÍTULO 3	278
CAPÍTULO 4	279
CAPÍTULO 5	279
CAPÍTULO 6	280

CAPÍTULO 7	280
CAPÍTULO 8	281
CAPÍTULO 9	281
CAPÍTULO 10	283
13 ANEXO.....	285
PROPIEDADES FÍSICAS Y MECÁNICAS DE POLIETILENO	285
ARCHIVOS MATHCAD.....	286
<i>Cálculos realizados según información obtenida en “A simple mathematical model for anaerobic digestion process”, S. Jeyaseelan.....</i>	<i>286</i>
<i>Cálculos realizados según la información obtenida en “Biogas from cattle slaughterhouse waste”, Aidan Ware, Niamh Power.....</i>	<i>288</i>
<i>Cálculos realizados (para absorción con aminas) según información obtenida en “Selección y diseño de un esquema de separación ch4-co2 de una corriente de biogás”</i>	<i>291</i>
<i>Cálculos realizados (para membranas) según información obtenida en “Selección y diseño de un esquema de separación ch4-co2 de una corriente de biogás”</i>	<i>292</i>
<i>Cálculos realizados para los requerimientos de calor en el digestor con agitación.....</i>	<i>293</i>
<i>Cálculos realizados para los requerimientos de calor en el digestor sin agitación</i>	<i>296</i>

OBJETIVOS GENERALES DEL PROYECTO

El objetivo general de este proyecto es diseñar una planta industrial productora de biogás a partir de desechos de matadero, mediante la digestión anaeróbica de los mismos. La planta pretende ser ubicada en el predio del Frigorífico Rioplatense SAICIF, localizado en General Pacheco, del cual se tratan los desechos. Para ello se realiza un análisis de selección de los procesos involucrados en la producción de biogás junto con los parámetros operativos y un estudio económico para poner en funcionamiento la planta. Esto consta de un diagrama de flujo, balances de energía, listado de equipos involucrados, precios de los equipos y de las materias primas. Además se estima la estructura de costos fijos y variables, la inversión inicial y el análisis de rentabilidad para vislumbrar la viabilidad del proyecto.

Los objetivos específicos son:

- ✓ Realizar un estudio económico que permita evaluar la rentabilidad para la puesta en marcha de la planta.
- ✓ Exponer un estudio técnico que permita establecer parámetros básicos como el tamaño de la planta, la selección de los procesos, el número de equipos, la ubicación, la disposición y distribución de la planta, los aspectos referidos la seguridad e higiene y los requerimientos energéticos.
- ✓ Establecer una estructura de costos de producción, la inversión necesaria.

OBJETIVOS GENERALES POR CAPÍTULO

Investigación preliminar

- ✓ Investigar en forma general el proceso de producción de biogás;
- ✓ Recopilar información general del sustrato;
- ✓ Estimar una capacidad de generación de biogás;
- ✓ Investigar la actividad generadora del sustrato;
- ✓ Investigar marco legal y regímenes de promociones para la producción de biogás.

Análisis de la reacción química

- ✓ Definir el camino de la reacción bioquímica;
- ✓ Realizar un análisis cinético de la reacción;
- ✓ Definir modelo de la digestión anaeróbica;
- ✓ Identificar variables de proceso relevantes y sus efectos;
- ✓ Seleccionar condiciones de operación;
- ✓ Realizar un análisis termodinámico de la reacción.

Análisis termodinámico del equilibrio de fases

- ✓ Analizar diferentes posibilidades de separación de los compuestos componentes del biogás;
- ✓ Identificar impurezas presentes en el biogás;
- ✓ Investigar sobre los requisitos de composición que debe cumplir el biogás para la inyección a la red de gas.

Estructura global de la planta y balances preliminares

- ✓ Definir capacidad de la planta;
- ✓ Delinear el diagrama de flujo de la planta;
- ✓ Definir nivel de conversión;
- ✓ Definir reciclos;
- ✓ Estimar corrientes de entradas y salidas;
- ✓ Realizar un análisis preliminar del balance de masa.

Diseño del sistema de reactores

- ✓ Definir tipo y configuración de reactor;
- ✓ Definir el diseño estructural y térmico del reactor;
- ✓ Definir sistema de agitación.

Diseño de sistemas de separación

- ✓ Definir el número y secuencia de separaciones que se llevan a cabo en el proceso;
- ✓ Diseño de los equipos críticos basados en modelos ideales.

Diseño y selección de equipos auxiliares

- ✓ Definir equipos auxiliares requeridos;
- ✓ Determinar estado de agregación de las corrientes que entran y salen de los equipos;
- ✓ Calcular potencias;
- ✓ Determinar servicios auxiliares necesarios.

Diseño del sistema de intercambio de calor

- ✓ Diseñar la red de intercambiadores de calor;
- ✓ Minimizar los requerimientos energéticos auxiliares integrando corrientes del proceso;
- ✓ Estimar el área de intercambio de los intercambiadores;
- ✓ Determinar el balance final energético del proceso;
- ✓ Determinar corrientes auxiliares necesarias.

Seguridad de procesos y laboral

- ✓ Realizar un análisis de seguridad de procesos mediante el método HazOp;
- ✓ Analizar diferentes aspectos de la seguridad Laboral en la planta.

Análisis económico del proyecto

- ✓ Presentar una estimación del costo de inversión (CapEx) requerido para el proyecto;
- ✓ Presentar un cronograma preliminar del proyecto en etapas;

- ✓ Presentar una estimación de los costos de operación (OpEx).

1 INVESTIGACIÓN PRELIMINAR

INTRODUCCIÓN

La generación de energía a partir de combustibles fósiles ocasiona problemas ambientales tales como el calentamiento global y la contaminación atmosférica por emisión de gases tóxicos. A su vez, estos recursos fósiles son limitados debido a que no son renovables. Por tal motivo es primordial para la humanidad la búsqueda de fuentes energéticas renovables y sostenibles como es el caso de los biocombustibles. A diferencia de los combustibles fósiles su formación no requiere miles de años y por lo tanto su tasa de utilización no es mucho mayor a la de su formación.

1.1 Biogás

El biogás, uno de los principales biocombustibles, se genera por las reacciones de biodegradación de la materia orgánica, mediante la acción de microorganismos en ausencia de oxígeno, es decir, en un ambiente anaeróbico. Esta reacción se realiza en un reactor digestor de desechos orgánicos, llamada bio-digestor. En su forma más simple es un contenedor cerrado, hermético e impermeable dentro del cual se depositan desechos orgánicos en determinada dilución con agua. Esta mezcla mediante la fermentación anaerobia por acción de microorganismos es degradada obteniendo como producto al biogás y como subproducto líquido, el biol, el cual puede ser utilizado como fertilizante, ya que es rico en nitrógeno, fósforo y potasio.

La composición química del biogás se estima entre 55 - 70% de metano, 30 - 45% de dióxido de carbono y aproximadamente el 5% de trazas de otros gases, considerados impurezas.

La producción de biogás por descomposición anaeróbica es un modo considerado útil para tratar residuos biodegradables, ya que produce un combustible de valor, además de generar un efluente que puede aplicarse como acondicionador de suelo o abono genérico.

Se pueden utilizar una variada cantidad de sustratos provenientes como residuos de diferentes industrias. Para nuestro desarrollo, se propone la utilización de sustrato proveniente de los residuos generados en la industria frigorífica vacuna.

1.1.1 Reseña histórica

El gas natural, principalmente constituido por metano, fue utilizado por los pueblos chinos y persas hace miles de años como generador de energía. Pasaron muchos años hasta que

se dieran cuenta que el metano no solo se encontraba en el gas natural fósil, sino que se producía constantemente.

- **1776:** Volta¹ descubrió que el principal compuesto del gas natural era metano, a partir del estudio científico de la formación de gases inflamables en los pantanos.
- **1804:** Dalton² descubrió la fórmula química del metano.
- **1875:** Popoff³ determina que el aumento de la temperatura estimula la producción de gas y que la composición del mismo no depende de la temperatura de producción.
- **1887:** Hoppe-Seyler⁴ pudo comprobar la formación de metano a partir de acetato. La misma observación hizo Omelianski⁵ en 1886 con estiércol de vacas.
- **1888:** Gayon⁶ obtuvo gas al mezclar estiércol y agua, a una temperatura de 35°C.
- **1920:** Imhoff⁷ puso en práctica el primer biodigestor en Alemania.
- **1936:** Buswell⁸ realizó avances en la producción de biogás a partir de la digestión estiércol combinado con diferentes tipos de desechos orgánicos, el cual fue el primer proceso de co-digestión.
- **1938:** Fue desarrollada la primera planta de producción de biogás a escala completa por Isman⁹ y Ducellier¹⁰ en Argelia. La misma operaba con desechos sólidos como sustrato.

Hoy en día, la producción de biogás se convirtió en una de las alternativas de tratamiento de residuos cloacales más utilizada.

1.1.2 Características del Biogás

La composición del biogás depende del sustrato digerido y del tipo de tecnología utilizada.

¹Alessandro Giuseppe Antonio Anastasio Volta, (18 de febrero de 1745, 5 de marzo de 1827), físico italiano.

²John Dalton, (Cumberland (Reino Unido), 6 de septiembre de 1766-Mánchester, 27 de julio de 1844) fue un naturalista, químico, matemático y meteorólogo británico.

³AleksandrStepánovichPopov, (4 de marzo de 1859 - 31 de diciembre de 1905), físico ruso.

⁴FelixHoppe-Seyler (Freyburg, 26 de diciembre de 1825-Wasserburg, 10 de agosto de 1895) fue un médico, químico y fisiólogo alemán.

⁵Omelianskii, VasiliiLeonidovich, (26 de febrero, 1867, en Poltava - 21 de abril de 1928 Gagra), Microbiólogo soviético. Académico de la Academia de Ciencias de la URSS.

⁶UlysseGayon, (Bouëx (Charente) 8 de mayo 1845 - Bordeaux 11 abril 1929), bioquímico francés.

⁷Karl Imhoff (7 de abril de 1876 en Mannheim - 28 de septiembre de 1965) fue un ingeniero civil alemán, autor y pionero en el tratamiento de aguas residuales en todo el mundo.

⁸Arthur M. Buswell, (1888-1968), microbiólogo inglés.

⁹M. A. Isman.

¹⁰G. L. R. Ducellier.

Tabla 1.1- Composición de Biogás

Compuesto	Concentración
Metano (CH ₄) (%)	50 -70
Dióxido de Carbono (CO ₂) (%)	30- 50
Hidrogeno (H ₂) (%)	1-10
Nitrógeno (N ₂) (%)	<3
Oxígeno (O ₂) (%)	<0,1
Ácido Sulfhídrico (H ₂ S) (ppm)	0-8000

Por su alto contenido de metano el poder calórico del biogás es considerable. Una producción biogás con un contenido de metano del 60% tiene un poder calorífico de 5500 Kcal/Nm³. Un metro cúbico de biogás con 70% de metano y 30% de anhídrido carbónico es equivalente a:

- 0,6 m³ de gas natural;
- 0,8 L de nafta;
- 0,3 Kg de carbón;
- 1,5 Kg de madera.

1.1.3 Usos del biogás

El biogás producido en procesos de digestión anaeróbica puede tener distintos usos:

- En una caldera para la producción de calor o electricidad;
- En motores o turbinas para generar electricidad;
- En pilas de combustible, previa realización de una limpieza de ácido sulfhídrico y otros contaminantes de las membranas;
- Para la inyección del mismo en una red de gas natural, previo a su depuración y adición de aditivos;
- Como material base de productos de elevado valor añadido. Ej: metanol o gas natural licuado;
- Como combustible de automoción.

1.1.4 Beneficios de la producción de biogás

A diferencia de otras energías renovables (eólica y solar) una de las principales ventajas que tiene la generación de Biogás es que la misma es independiente de las condiciones climáticas. Esto implica que una planta productora de biogás puede instalarse en cualquier sector del país

posibilitando de esta manera la generación continua de energía eléctrica a lo largo de las 24 horas del día durante los 365 días del año y de forma distribuida.

En el caso estudiado donde la producción de biogás se realiza mediante la digestión anaeróbica de residuos, las ventajas son las siguientes:

- Reducción significativa de malos olores;
- Reducción de la carga orgánica de los residuos;
- Producción de un bio-abono orgánico;
- Producción de energía renovable si el gas se aprovecha energéticamente;
- Reducción de emisión de gases de efecto invernadero.

1.1.5 Etapas de producción

El proceso de degradación de la materia orgánica se divide en cuatro etapas:

- 1- Hidrólisis.
- 2- Etapa fermentativa o acidogénica.
- 3- Etapa acetogénica.
- 4- Etapa metanogénica.

1- Etapa de Hidrólisis

La hidrólisis consiste en una transformación controlada por enzimas extracelulares en la que las moléculas orgánicas complejas y no disueltas se rompen en compuestos susceptibles de emplearse como fuente de materia y energía para células de los microorganismos.

2- Etapa Acidogénica (acidogénesis)

La segunda etapa controlada por bacterias, consiste en la transformación de los compuestos formados en la primera etapa en otros compuestos de peso molecular intermedio, como dióxido de carbono, hidrógeno, ácidos y alcoholes alifáticos, metilamina, amoníaco y ácido sulfhídrico. Las bacterias intervinientes en esta etapa son las bacterias fermentativas, las cuales intervienen también en la hidrólisis.

3- Etapa Acetogénica

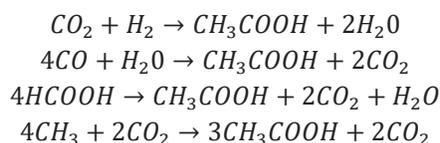
En la acetogénesis, los ácidos y alcoholes resultantes de la etapa anterior son transformados por acción de las bacterias en: ácido acético, dióxido de carbono e hidrógeno. Las bacterias intervinientes en esta etapa pueden dividirse en 2 categorías:

- *Bacterias Acetogénicas productoras de Hidrógeno*: metabolizan ácidos orgánicos superiores (propionato, butirato, etc.), etanol y ciertos compuestos aromáticos (tales

como el benzoato) en acetato, hidrógeno y dióxido de carbono. La oxidación anaeróbica de estos compuestos no es favorable termodinámicamente.

Es importante señalar que durante el tratamiento anaerobio de aguas residuales complejas tales como las de mataderos, un porcentaje importante de bacterias (30%) están asociadas con la descomposición del propionato.

- *Bacterias acetogénicas productoras de acetato*: Son autotróficas o heterotróficas. Los homoacetógenos autotróficos utilizan una mezcla de hidrógeno y dióxido de carbono como fuente para la síntesis celular. Los homoacetógenos heterotróficos, por otra parte, utilizan sustrato orgánico como formiato y metanol como fuente para la producción de acetato. Las reacciones intervinientes son las siguientes:



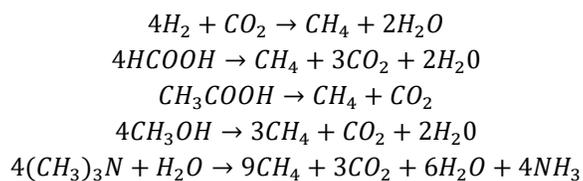
Esta reacción, es endotérmica y es posible gracias a la relación simbiótica con las bacterias metanogénicas, que substraen los productos finales del medio minimizando la concentración de los mismos en la cercanía de las bacterias acetogénicas. Esta baja concentración de productos finales es la que activa la reacción y la actividad de estas bacterias, haciendo posible la degradación manteniendo el equilibrio energético.

4- Etapa Metanogénica

La metanogénesis consiste principalmente en la transformación bacteriana del ácido acético y del ácido fórmico en dióxido de carbono y metano y en la formación de metano a partir de dióxido de carbono e hidrógeno.

La principal vía de producción de metano es la correspondiente a la transformación de ácido acético, con alrededor del 70% del metano producido. Este es un proceso lento y puede constituir la etapa limitante del proceso de degradación anaeróbica.

Es importante tener en cuenta que las bacterias metanogénicas sólo pueden emplear determinados sustratos para llevar a cabo su función, siendo éstos: dióxido de carbono, hidrógeno, fórmico, acético, metanol y metilaminas. Las reacciones ligadas a estos compuestos son las siguientes:



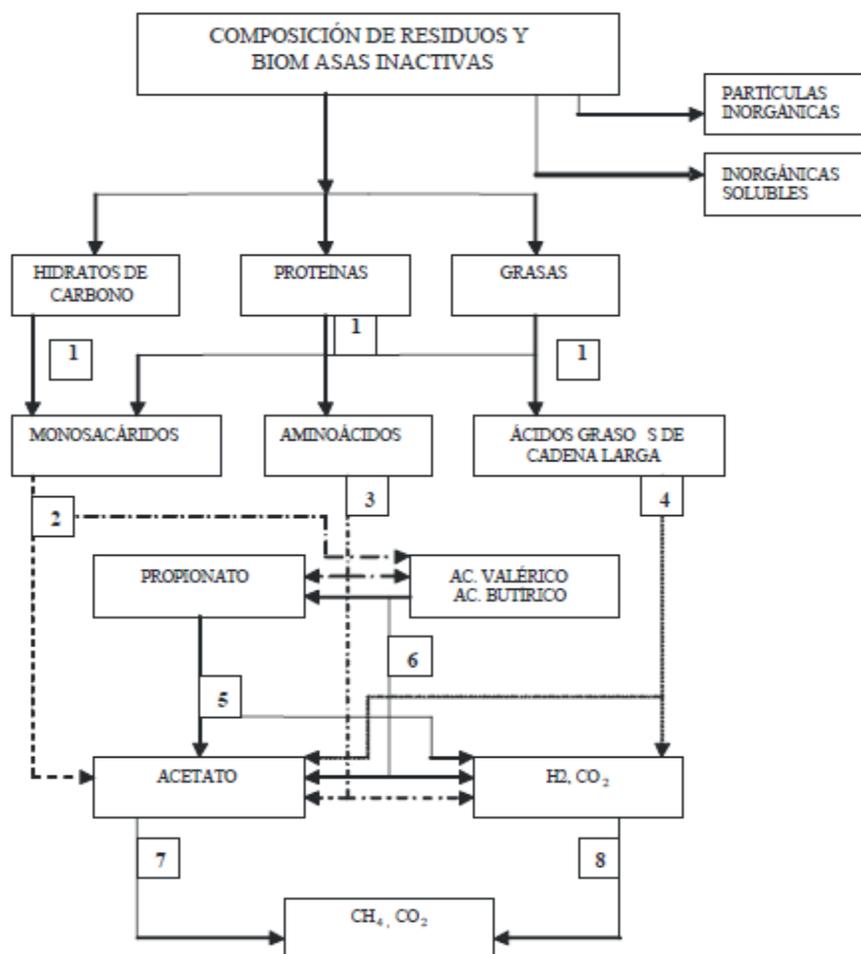


Figura 1.1- Etapas de descomposición de la biomasa.

Los procesos bioquímicos principales son los siguientes: 1-Hidrólisis. 2-Acidogénesis desde los azúcares.3-Acidogénesis desde los aminoácidos.4-Acetogénesis desde los ácidos grasos de cadena larga.5-Acetogénesis desde el propionato.6-Acetogénesis desde el butirato y el valerato.7-Metanogénesis acetoclástica.8-Metanogénesis hidrogenófila.

Los principales factores que afectan a la producción de biogás son:

- Tipo de sustrato;
- Temperatura del sustrato;
- Carga Volumétrica;
- Tiempo de Retención Hidráulico;

- Nivel de Acidez;
- Relación Carbono/Nitrógeno;
- Concentración de sustrato;
- Agregado de inoculantes;
- Grado de mezclado;
- Presencia de inhibidores.

1.1.6 Tipos de digestión anaeróbica

De acuerdo al rango de temperaturas de operación durante la digestión, se pueden desarrollar distintos tipos de microorganismos, que pueden clasificarse en:

- Psicrofilicos

Se denomina psicrofilos a los organismos capaces de vivir a temperaturas por debajo de los 5 °C. En su mayor parte, sin embargo, las temperaturas mínimas de desarrollo van de -5 a +5 °C, las temperaturas óptimas de desarrollo se encuentran entre 12 y 15 °C y las temperaturas de desarrollo máximas son de 15 a 20 °C.

- Mesófilo

Se refiere a un organismo cuya temperatura de crecimiento óptima está entre los 15 y los 40 °C (un rango considerado moderado). El hábitat de los microorganismos mesófilos incluye el suelo, el cuerpo de un animal, la superficie del mar, etc.

- Termófilas

Son aquellas que se desarrollan a temperaturas superiores a 45°C, pudiendo superar incluso los 100°C (hipertermófilos) siempre que exista agua en estado líquido.

Tabla 1.2- Rango de temperaturas de desarrollo bacteriano

Bacterias	Rango de Temperaturas (°C)	Sensibilidad
Psicrofílicas	menos de 20	± 2°C/h
Mesofílicas	entre 20 y 40	± 1°C/h
Termofílicas	más de 40	± 0,5°C/h

La temperatura está íntimamente relacionada con los tiempos que debe permanecer la biomasa dentro del digestor para completar su degradación (Tiempo de Retención Hidráulica, TRH). A medida que aumenta la temperatura, disminuyen los tiempos de retención y en consecuencia se necesitara un menor volumen de reactor para digerir una misma cantidad de biomasa. Antes de escoger un determinado rango de temperatura, se debe tener en cuenta que si bien el aumento de la temperatura incrementa la eficiencia y la producción de gas, también incrementa los costos de instalación y la complejidad de la misma.

1.1.7 Biogás en Argentina y en el mundo

En el mundo se calcula que el 10% de la energía primaria procede de los recursos asociados a la biomasa, incluidos los relacionados a los biocombustibles líquidos y biogás. Gran parte de este porcentaje corresponde a los países pobres y en desarrollo, donde resulta ser la materia prima más utilizada para la producción de energía.

En la década de los '90 Europa ha experimentado un moderado pero constante crecimiento de sus plantas de biogás. Se estima que existen cerca de:

- 3000 plantas de metanización;
- 450 centros de almacenamiento de residuos que también aprovechan el biogás.

El Reino Unido es el primer productor de biogás en la Unión Europea y posee el 40% de la producción de Europa. Alemania posee un 22%, contando con 1300 instalaciones de biogás (principalmente digestores de depuradoras de aguas residuales). Sin embargo, se evidencia un aumento de la producción de biogás de origen agrícola empujado por leyes de energías renovables, y que predomina sobre las demás energías renovables de Alemania.

Solo la mitad del biogás producido en la Unión Europea, es valorizado en forma de energía final, el resto es quemado como excedente.

Como experiencia novedosa en Suecia y en Francia se están elaborando biocombustibles a partir de biogás.

Actualmente en Argentina hay entre 60 y 80 plantas de biogás en funcionamiento sumando mini-biodigestores o mini-lagunas cubiertas de consumo domiciliario. Sin embargo, este recurso no está tomando las dimensiones que debiera. Del total de las plantas solo 20 corresponden a grandes instalaciones.

Ya se cuenta en Argentina con proyectos en funcionamiento con tecnología probada en diferentes regiones con distintos requerimientos de adecuación, como el de agitación y calefacción para los biodigestores. Sin embargo, el director ejecutivo de la Cámara Argentina de Energías Renovables (CADER), Julio Menendez, considera que es necesario un marco legislativo y de financiamiento que de reglas claras en el sector e incentive el uso de la tecnología.

Desde la CADER, se considera que se podría hacer una sustitución total del sistema energético, puesto que la biomasa no es la limitante sino la logística, el marco tarifario, regulatorio y financiero del país. De esta forma, se podrían establecer plantas de 1 a 2 MW de potencia capaces de generar energía eléctrica e inyectarla a la red.

1.2 INDUSTRIA FRIGORÍFICA

1.2.1 Proceso productivo del matadero

1) Sector de recepción de animales

Los animales que son traídos de las haciendas son descargados por las mangas o rampas correspondientes hacia los corrales de encierro. En esta primera parte se generan grandes cantidades de contaminantes constituidos por las deposiciones de los animales que permanecen en los corrales durante un período que oscila entre las 12 y las 72 horas. En estos espacios deben limpiarse el estiércol, la orina y otros, por lo menos cada 24 horas con agua a presión.

En el caso de los corrales de aislamiento, de observación y las salas de emergencia y necropsias (denominado complejo sanitario de los corrales), los efluentes son dirigidos a un decantador especial en donde son hiperclorinados y desinfectados mediante antisépticos de acción bactericida antes de ser enviados hacia la red de circulación general. Dado que la presencia de antibióticos y detergentes pueden inhibir o incluso interrumpir el proceso fermentativo, los desechos cloacales de limpieza y desinfección no serán tenidos en cuenta como sustrato.

2) Sector de playa de faena y salas anexas

Se diferencian 4 zonas:

- a) Zona sucia: compuesta por manga o cajón de aturdimiento (insensibilización) y sangría (duchado, sangrado y vómito).

En este Sector, el principal contaminante es la sangre. Además están los líquidos provenientes de los diferentes lavados de partes del animal y de los utensilios. La sangre debe ser recolectada independientemente y bajo ningún concepto puede ser volcada a los efluentes ya que debe ser tratada térmicamente antes de su salida de los establecimientos. El vómito que se produce durante el noqueo, es considerado como otro contaminante de los fluentes líquidos.

- b) Zona intermedia: desollado (cuereado) - extracción de manos y patas - extracción de cabeza - eviscerado, extracción de vísceras verdes - eviscerado, extracción de vísceras rojas – aserrado.

En este sector, además de la sangre de escurrido y de los líquidos provenientes de los diversos lavados de las vísceras, hay también residuos de los cueros, materia verde, residuos de los vómitos y líquidos conteniendo grasas.

- c) Zona limpia - inspección veterinaria (de carnes, vísceras) - lavado (en túnel de lavado) - palco de clasificación o tipificación - sala de oreo - cámaras frigoríficas – expendio.

En este sector se vuelca a los efluentes el escurrimiento de la sangre, grasa, materia orgánica arrastrada por el lavado, y grasas provenientes del dressing (recortes y emprolijamiento que se realizan al final de línea y previa tipificación). Aquí se llega al final del proceso de la planta procesadora de carnes de una industria frigorífica.

- d) Salas anexas a la playa de faena: sala de cabeza - sala de mondongo y tripas (vísceras verdes) - sala de vísceras rojas - sala de cuarteo y despostado - sala de elaboración de harinas - de carne y huesos.

En la sala de cabeza se extrae el seso aserrando la misma. Además en estas salas se generan residuos sanguinolentos (lavado de corazón, etc.), residuos verdes provenientes de la limpieza de las vísceras huecas (mondongos y tripas) y residuos grasos que van quedando de las diversas tareas de limpieza.

Algunas industrias frigoríficas efectúan el despiece de los diferentes cortes para lo que cuentan con salas climatizadas donde se originan residuos grasos y restos óseos. También están las que cuentan con salas de elaboración de harinas, carnes y huesos y con el equipamiento necesario, consistente en recipientes para el tratamiento térmico, previa trituración de todos los residuos, huesos, sebos y restos de carnes no comestibles, que se convierten en harinas para el uso de alimentación animal. Idéntico tratamiento puede recibir la sangre para la obtención de harinas de sangre.

1.2.2 Efluente general

Los efluentes de frigorífico resultan principalmente de los procesos de desangrado, desosado, mondonguería, tripería y lavado de corrales. Son generados tres tipos de efluentes: aguas rojas, aguas verdes y aguas cloacales.

Las aguas rojas son generadas fundamentalmente en la playa de faena y contienen principalmente material lipídico y proteico.

Las aguas verdes provienen de los procesos de mondonguería y lavado de corrales y presentan alto contenido de material sólido lignocelulósico y grasas.

Las aguas cloacales provienen de los servicios sanitarios y vestuarios. La mezcla de las distintas corrientes genera un efluente complejo que contiene proteínas, compuestos lignocelulósicos y grasas, en forma soluble y como sólidos en suspensión.

Es destacable el uso de diversos elementos mecánicos, como tamices y filtros de rejillas. Los mismos se incorporan antes de llegar los efluentes contaminantes a las plantas de tratamiento, para una separación previa de los residuos sólidos.

La industria frigorífica está obligada a utilizar grandes cantidades de agua para cumplir con las normas de higiene estipuladas. Esto tiene un impacto en el costo de producción, así como también el tratamiento de los efluentes del proceso.

Los procedimientos de tratamientos que se puede emplear se clasifican en tres categorías distintas:

- Tratamiento primario: tratamientos físicos y químicos;
- Tratamiento secundario: tratamientos biológicos (aeróbicos o anaeróbicos);
- Combinación de tratamientos secundarios;

Todos los tratamientos indicados garantizan cierto grado de control de los patógenos y de los niveles de contaminación. Después de la realización del tratamiento, se suele disponer el efluente en distintos medios de eliminación:

- A una autoridad responsable del tratamiento parcial o total de los desechos urbanos;
- A vertederos que dan a océanos;
- A una planta de tratamiento de desechos.

1.3 SUSTRATO

1.3.1 Composición del sustrato

En los mataderos de vaca pueden distinguirse una amplia variedad de residuos, generados en las diferentes etapas productivas, nombradas anteriormente. Los residuos sólidos de gran tamaño (cabezas, patas, pezuñas y cuernos) son colocados al aire para su descomposición natural, mientras que las pieles son utilizadas para el curtido en sitios externos a la planta. Los residuos medianos y pequeños son arrastrados a cursos de agua mediante lavado con agua a presión. Lo mismo ocurre con la sangre, el rumen y el estiércol. Desde luego, este tipo de manejo para los residuos sólidos proporciona una fuente permanente de contaminación. Los vertimientos líquidos poseen una carga contaminante particularmente alta, por lo que es de suma importancia su tratamiento, previo a su disposición final.

Para la fabricación de biogás, se analizará la posibilidad de la utilización de los siguientes sustratos:

- 1- Mezcla de efluentes de un matadero;
- 2- Estiércol;
- 3- Desechos sólidos provenientes del proceso de faena;
- 4- Sangre;
- 5- Rumen;
- 6- Combinación de los anteriores.

- 1- El efluente contiene estiércol, orina, rumen y sangre mezclados con agua. También pueden encontrarse pelos, restos de carne, grasa y productos detergentes y desinfectantes.

A continuación, se muestra una tabla que caracteriza las distintas corrientes de aguas para un establecimiento que faena 650 vacunos por día. Para el análisis de efluentes fue utilizado el protocolo de Standard Methods for the Examination of Water and Waste Water.

Tabla 1.3- Caracterización química efluentes líquidos.

Parámetro	Aguas Rojas	Aguas Verdes	Aguas Cloacales
Flujo (m ³ /día)	1900	800	200
Temperatura (°C)	29	23	20
DQO Total (mg/L)	6700	21000	730
DQO Soluble (mg/L)	2400	3600	550
SST (mg/L)	1900	12000	400
SSV(mg/L)	1600	10000	200
Grasas (mg/L)	1200	1700	10
DQO/NTK	25	40	8
DQO/P	390	310	150
pH	6,5	7,5	7,5

- 2- Según el Servicio Nacional de Sanidad y Calidad Agroalimentaria (SENASA) , se considera que el animal más faenado tiene un peso promedio de 420 Kg.

Tabla 1.4- Rango de producción de estiércol por día de un bovino.

Animal	Peso vivo (Kg)	Producción de Estiércol (Kg/día)
Vacuno	420	25-40

A continuación, se expone la caracterización fisicoquímica del estiércol vacuno:

Tabla 1.5- Caracterización fisicoquímica del estiércol.

Parámetro	Valor Medio	Desviación Estándar
pH (lixiviado)	6,37	0,91
Sólidos totales (%)	18,24	0,54
Sólidos volátiles (% ST)	83,37	0,49
Amonio (mg NH ₃ -N/Kg)	74,62	50,09
Nitrógeno Total Kjeldhal (%s/peso seco)	1,82	0,09
DQO Total (g O ₂ /L)	98,21	3,62
DQO Soluble (g O ₂ /L)	64,15	13,81
Alcalinidad (mg CaCO ₃ /L)	3475	318,2
Carbono Orgánico Total (ppm)	19235	975,81
Relación C/N	26,57	

- 3- Mediante el análisis de un estudio realizado por el Instituto Nacional de Tecnología Agropecuaria (INTA) Castelar, se extrajeron datos de la composición de 1 Kg de merma por animal faenado. Se estima que las mermas de bovinos de 420 Kg son de 10,84 Kg.

Tabla 1.6. Composición de la merma en el proceso de faenado.

Componente	Porcentaje (%)
Músculo	57,2±4,5
Grasa Total	20,6±7
Hueso	16,3±2
Fascias Tendones	2,9±0,4
Mermas	2,8±1

A nuestros efectos, los músculos y las grasas totales darán el aporte fundamental al sustrato por su alta composición en las mermas. A su vez, cumplen un rol fundamental,

ya que las proteínas (músculos) y los lípidos son degradados en las distintas etapas de degradación anaeróbica para formar ácido acético que finalmente dará lugar a la formación de metano.

- 4- Los vertidos de sangre poseen elevada carga orgánica y nitrogenada. La sangre aporta una DQO total de 375.000 mg/L y una elevada cantidad de nitrógeno, con una relación Carbono/Nitrógeno del orden de 3:4.
- 5- Se estima que para un bovino de 350 kg, se poseen 30 kg de rumen. Luego para un espécimen de 420 kg puede estimarse un contenido ruminal de 36 kg.

Asimismo, del contenido ruminal hay entre 12-16 % de sólidos totales de los cuales 85-88 % son sólidos orgánicos volátiles (VS).

- 6- Existen publicaciones en las cuales se trabaja con distintas composiciones de los sustratos mencionados anteriormente. A continuación, se muestra información química sobre dos mezclas factibles:

Tabla 1.7- Información química sobre la mezcla de 3% sólidos, 87% sangre pura y 10% purines.

Parámetro	Valor
pH	6,91
DQO Soluble (mg/L)	122400
DQO Total (mg/L)	131400
DBO ₅ (mg/L)	77080
Alcalinidad (g CaCO ₃ /L)	7,8
SSV (g/L)	9,56
SDV (g/L)	6,98

Tabla 1.8. Información química sobre la mezcla de 6% sólidos, 84% sangre pura y 10% purines.

Parámetro	Valor
pH	6,54
DQO Soluble (mg/L)	19950
DQO Total (mg/L)	40000
DBO ₅ (mg/L)	12300

SSV (g/L)	8,44
SDV (g/L)	6,8
Nitratos (g/L)	0,5
Níquel (g/L)	0,062
Zinc (g/L)	0,018
Nitrógeno Total (g/L)	2,7
Acidez Volátil (g/L)	0,85
Alcalinidad (gCaCO ₃ /L)	1
Fosfatos (g/L)	0,2
Ácido Acético (g/L)	1,09
Ácido Propionico (g/L)	0,85
Cobre (g/L)	0,14
Cromo (g/L)	0,019
Hierro (g/L)	0,08

1.3.2 Volumen disponible a tratar

Para el planteo del volumen disponible, se propondrán tres posibles escenarios que surgieron mediante el análisis de la información dispensada por el Servicio de Sanidad y Calidad Agroalimentaria (SENASA) para la República Argentina del año 2016 sobre bovinos enviados a faena.

En Argentina se faenaron 11.864.886 animales en 2016, lo que indica que un matadero promedio del país procesa 25.906 bovinos. Si se tiene en cuenta solamente la producción en la Provincia de Buenos Aires la cantidad es de 6.014.525, que representa el 51% de la producción del país, lo que indica un promedio de 54.678 animales por matadero. Como caso extremo se observó el matadero más grande de la provincia (Frigorífico Rioplatense SAICIF) el cual procesa 255.374 bovinos anuales. Considerando los 250 días laborales del año 2016 proponemos los siguientes escenarios:

- Caso A: matadero promedio del país: 104 animales/día;
- Caso B: matadero promedio de la provincia de Buenos Aires: 219 animales /día;
- **Caso C: matadero más grande de la provincia: 1021 animales /día.**

Para trabajar a escala industrial, se propone trabajar sobre el caso C debido al volumen de generación de sustrato.

Producción de Estiércol

Para este cálculo, se tuvo en cuenta el promedio de deposiciones por animal (32.5 Kg/día), y se calculó la producción de estiércol para el caso de estudio (caso C):

33.182,5 Kg/día

Sangre desechada

De acuerdo al peso promedio del animal, se sabe que el contenido aproximado de sangre es de 11,8 L. De acuerdo a este dato, se calculó el volumen de sangre para el caso propuesto:

12.047,8 L/día

Si su densidad es aproximadamente 1040 Kg/m³, obtenemos **12.529,92 Kg/día**.

Merms de res

Según la cantidad calculada de merms por bovino, se estima que para el caso de estudio la cantidad de sólidos desechados es el siguiente:

11.067,64 Kg/día

Rumen

Se estima que la cantidad producida de rumen por bovino es de 36 Kg, por lo que para el caso de interés, la producción es la siguiente:

36.756 Kg/día

A partir de estos datos se obtiene una composición porcentual de residuos, la cual se representó en el siguiente gráfico de torta:

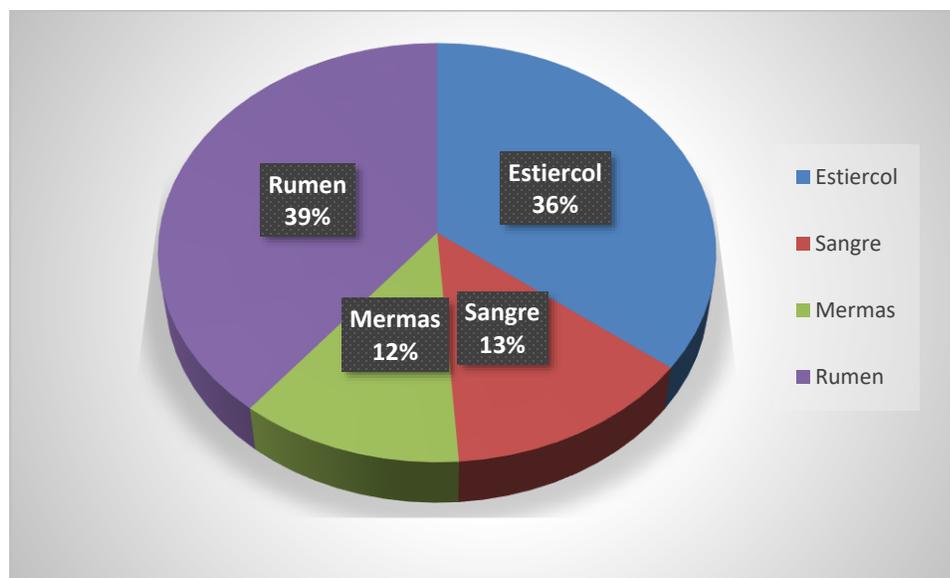


Gráfico 1.1- Composición másica de residuos.

En el caso de elegir el tratamiento de las aguas residuales sin previa separación de los componentes antes mencionados como sustrato para la producción de biogás, se arrojan los siguientes resultados teniendo en cuenta el caso de interés:

Aguas rojas **2984,5 m³/día**

Aguas verdes **1256,6 m³/día**

A continuación, se exhibe la composición volumétrica de las aguas residuales:

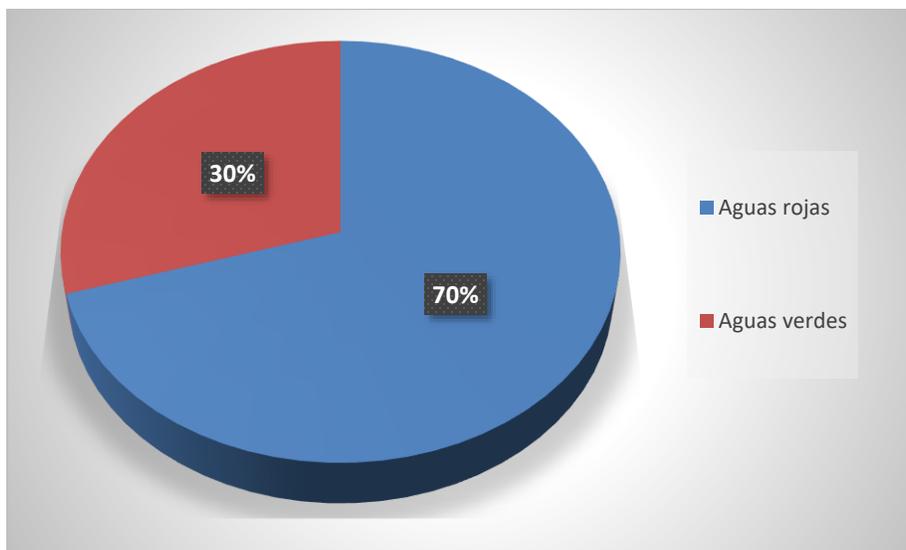


Gráfico 1.2- Composición volumétrica de Aguas Residuales.

Debido al volumen propuesto de sustrato a tratar se elige ubicar el proyecto de la planta de producción de biogás en la inmediatez del predio correspondiente al matadero Rioplatense SAICIF, en General Pacheco, con el motivo de disminuir costos de transporte de materia prima.

1.3.3 Capacidad de generación de biogás

Existen distintas estimaciones para calcular el potencial de generación de biogás o energía a partir de éste. A continuación se enumeran algunas de ellas:

- Cada tonelada de desechos sólidos orgánicos proveniente de mataderos de vacas puede producir un estimado de 100-170 m³/tn biomasa. En el caso particular de estudio la capacidad potencial de biogás sería de 10.935,82 m³/día;
- Las aguas residuales con restos de sangre producen también grandes cantidades de biogás. Si se considera una DQO de 6.000 mg/L en promedio se obtiene de cada m³ de aguas residuales aproximadamente 2-3 m³ de biogás. Si se producen diariamente 1000 m³ de aguas residuales se puede obtener una producción de biogás de 2.000-3.000 m³/día;

1.3.4 Marco Legal

A continuación se exhiben las leyes que regulan la producción de biocombustibles:

Ley Nacional Nº 26.093: “Régimen de Regulación y Promoción para la Producción y Uso Sustentables de Biocombustibles. Autoridad de aplicación. Funciones. Comisión Nacional Asesora. Habilitación de plantas productoras. Mezclado de Biocombustibles con Combustibles Fósiles. Sujetos beneficiarios del Régimen Promocional. Infracciones y sanciones.”

La Ley 26.093 de abril de 2006 constituye la piedra basal del marco regulatorio de los biocombustibles de la República Argentina, resultando aplicable a las actividades de producción, mezcla, distribución, comercialización, consumo, y autoconsumo de biocombustibles.

Su ámbito de aplicación, conforme su artículo 5°, comprende al bioetanol y al biodiesel, producidos a partir de materias primas de origen agropecuario o agroindustrial (producidos en Argentina principalmente a base de caña de azúcar y de aceite de soja, respectivamente), y al biogás, generado a partir de desechos orgánicos (actualmente en nuestro país se está trabajando en la captura de gas metano en los centros de disposición de residuos domiciliarios), en ambos casos en la medida en que cumplan con los requisitos de calidad que establezca la autoridad de aplicación.

El aspecto más relevante del marco regulatorio de los biocombustibles, compuesto principalmente por la Ley 26.093 y su Decreto Reglamentario 109/2007, es la coexistencia de dos regímenes que, pese a estar interrelacionados, funcionan de modo separado.

Por una parte, el Capítulo I de la Ley 26.093 establece una regulación de carácter permanente sobre la actividad que gobernará los derechos y obligaciones de los sujetos que emprendan cualquier actividad ligada con los biocombustibles (junto con sus ulteriores modificaciones y reglamentaciones, el “Régimen Regulatorio”).

Por la otra, el Capítulo II de la Ley 26.093 implementa un régimen de promoción de la actividad, basado en la ley 25.924 “de promoción de inversiones en bienes de capital y obras de infraestructura”, de carácter temporal mediante incentivos fiscales de naturaleza federal orientados en principio a pequeños y medianos proyectos que tengan por objeto el desarrollo de la industria local con fines de abastecimiento al mercado doméstico (junto con sus ulteriores modificaciones y reglamentaciones, el “Régimen de Promoción”).

Conforme el artículo 1º de la Ley 26.093, el Régimen de Promoción tendrá una vigencia de 15 años contados a partir de abril de 2006. El Poder Ejecutivo Nacional podrá extender su plazo de vigencia, según el nivel de desarrollo de la actividad, y principalmente, el grado de abastecimiento del mercado doméstico.

Ley nacional 27.191: “Ley 26190. Régimen de Fomento Nacional para el uso de fuentes renovables de energía destinada a la producción de energía eléctrica. Modificación “

Sancionada en Septiembre 23 del 2015; promulgada de Hecho en Octubre 15 del 2015.

La ley de Energías Renovables argentina establece una meta del 8% de energías renovables a finales de 2018 y del 20% para el año 2025.

La legislación renovable anterior establecía únicamente una meta, del 8%, y esta debía alcanzarse a finales de 2016. Por lo tanto, con la nueva legislación se amplía en un año el plazo para alcanzar este objetivo.

Por otro lado, con la nueva legislación se incorpora la meta de 20% de energías renovables en 2025. Los proyectos que se realicen hasta 2018 y entre 2019 y 2025 podrán acceder a distintos beneficios fiscales, como la devolución anticipada del Impuesto de Valor Añadido (IVA).

El nuevo marco legal permite planificar el desarrollo del mercado a largo plazo proporcionando previsibilidad para las inversiones.

También se establecen metas intermedias para los usuarios de energía eléctrica. Así, en el año 2019 el 12% del consumo deberá ser renovable. En 2021, la meta establecida es del 16% y para el año 2023 se contempla un objetivo del 18%.

Para apoyar la financiación de proyectos, se crea un Fondo Fiduciario para el Desarrollo de Energías Renovables (Foder). Los recursos del Tesoro Nacional para el fondo serán de al menos el 50 por ciento de lo ahorrado en combustibles fósiles con proyectos renovables.

En cuanto a los contratos, la Ley 27191 establece que el precio máximo de los contratos suscritos por los grandes usuarios del mercado eléctrico mayorista y las grandes demandas será de 113 dólares el megavatio hora o un precio equivalente en moneda argentina. A partir de los dos años de la entrada en vigor de la legislación, la autoridad competente podrá modificar este precio máximo.

RenovAr (Plan de energías renovables).

El plan RenovAr establece un llamado a convocatoria abierta nacional e internacional para la presentación de proyectos que involucren la producción de energía a partir de fuentes ecológicas. Los proyectos seleccionados gozarán de los siguientes incentivos fiscales:

- Exención de aranceles a la importación de equipos, partes, repuestos, componentes y materias primas hasta el 31/12/2018.
- Amortización acelerada.
- Devolución anticipada de IVA.
- Exención del Impuesto a las Ganancias Mínimas Presuntas.
- Exención del Impuesto a los Dividendos ante la reinversión en infraestructura.
- Deducción de la carga financiera en el Impuesto a las Ganancias.
- Certificado Fiscal sujeto a acreditación de componente nacional y transferible a terceros.

A su vez recibirán los siguientes incentivos a la cadena de valor:

- Prioridad de acceso al financiamiento vía Fondo Fiduciario para el Desarrollo de Energías - Renovables (FODER).
- Certificado Fiscal por el 20 por ciento de la integración nacional con un mínimo de un 30 por ciento.
- Incentivos a los proveedores locales.
- Exención de aranceles a la importación de bienes de capital, partes, componentes y materias primas.
- El MINEM evaluará y aprobará el ingreso de los proyectos al Régimen de Fomento.
- Beneficios decrecientes para incentivar la rápida ejecución de los proyectos.

- Para dar certidumbre en el otorgamiento de los beneficios, se establece un cupo total por tecnología y un monto máximo por MW que asegura su disponibilidad.

2 ANÁLISIS DE LA REACCIÓN QUÍMICA

INTRODUCCIÓN

El tratamiento anaeróbico, por muchos años, ha proporcionado una solución tecnológica para la estabilización de efluentes. La degradación anaeróbica de la materia orgánica es un proceso biológico complejo. El proceso de transformación de la materia orgánica a través de la actividad microbial para dar metano y dióxido de carbono involucra a numerosos grupos de microorganismos. El mecanismo consiste en reacciones independientes, consecutivas y en paralelo, en el cual distintas comunidades de bacterias actúan simbióticamente estabilizando y auto-regulando la fermentación que convierte la materia orgánica en una mezcla de metano y dióxido de carbono. Este capítulo se centrará, en primera instancia, en la caracterización química del efluente deseado y la determinación de la reacción involucrada para luego desarrollar un análisis cinético para obtener una aproximación a la producción de biogás.

2.1 Elección y caracterización del sustrato

En primer lugar, se analizará la digestión independiente de las siguientes corrientes dedesechos:

- Derivados de mondonguería (PA);
- Residuos intestinales, grasa, carne y sangre (SO);
- Residuos de matadero provenientes del lavado de corrales y desangrado (DAF).

Por otra parte, se propone realizar la digestión de una mezcla de desechos mencionados anteriormente, la cual se referirá como SHWM (SlaughterhouseWastes Mixture). La misma, guarda una proporción 1:2,55:3,22/(PA):(DAF):(SO).

A continuación se muestra la caracterización fisicoquímica de cada uno de los efluentes a tratar.

Tabla 2.1- Caracterización de efluentes.

	PA	DAF	SO	SHWM
Sólidos Totales (%)	22,2	5,7	53,9	33,8
Sólidos Volátiles* (%)	92,7	81,9	98,6	96,7
Lípidos* (%)	0,5	1,9	58,1	28,4

Proteínas*(%)	13,8	33,7	26,5	27,3
Carbohidratos*(%)	78,4	46,3	14	41
C*(%)	46,8	43,2	65,8	54,5
H*(%)	6,3	6,3	10,8	8,4
O*(%)	37,4	26,6	18,9	29,8
N*(%)	2,2	5,7	3,1	3,9

* Respecto a los sólidos totales

Para calcular el caudal de sustrato SHWM referido a los residuos de matadero propuesto en la investigación preliminar se tuvieron en cuenta los efluentes del mismo y se los reclasificó en corrientes PA, SO y DAF. Cuando se plantea la mezcla propuesta surge que la corriente PA es limitante de las proporciones y que el caudal másico a tratar es de 74.374,54 Kg/día.

Las mermas de la entrega 1 representan la corriente PA, cuyo caudal másico resultó ser de 11067,64 kg/día. Luego, para caracterizar la corriente SHWM:

$$SHWM = PA + 2,55. PA + 3,22. PA = 74.374,54 \frac{Kg}{día}$$

2.2 Cinética de la reacción

2.2.1 Fundamentos teóricos sobre reacciones biológicas

Cinéticas de crecimiento de la biomasa

Puesto que el crecimiento de la población bacteriana ocurre por división de las células individuales, la velocidad de crecimiento bacteriano es proporcional al tamaño de la población. Esto lleva a la reacción auto-catalítica descrita mediante la cinética de primer orden.

$$\frac{dX}{dt} = \mu * X$$

Donde μ es la velocidad de crecimiento específica (kg nueva biomasa/kg biomasa.día) y X es la concentración de biomasa en el reactor (kg biomasa/m³).

Si se tiene en cuenta el proceso de descomposición endógena de la biomasa, la velocidad de crecimiento puede expresarse de la siguiente manera.

$$r_X = \frac{dX}{dt} = \mu * X - b * X$$

Donde b es el coeficiente de descomposición endógena (kg biomasa descompuesta/kgbiomasa.día). Este coeficiente tiene en cuenta la pérdida de material celular debido al catabolismo bacteriano con el fin de obtener energía para el mantenimiento celular, así como la muerte celular, y la predación por organismos superiores de la cadena trófica.

Integrando ésta última expresión, considerando μ y b constantes, se obtiene la función de la concentración de la población bacteriana en el tiempo.

$$X = X_{(t=0)} * e^{(\mu-b)*t}$$

Esta ecuación, sin embargo, no contempla limitaciones de la velocidad de crecimiento de las poblaciones bacterianas debido, por ejemplo, a sustancias inhibitorias, o una disponibilidad inadecuada de sustrato y nutrientes. Estas limitaciones son tenidas en cuenta en la cinética de Monod, quien propuso una expresión similar a la ecuación de Michaelis-Menten para la velocidad de reacción enzimática. La cinética de Monod es la siguiente.

$$\mu = \mu_{max} * \frac{S}{K_S + S}$$

Donde S es la concentración de sustrato limitante del crecimiento (kg/m³) y K_S es la constante de saturación o constante de velocidad media (kg/m³).

Reemplazando μ en la expresión de la velocidad de crecimiento, se obtiene la siguiente expresión.

$$\frac{dX}{dt} = \mu_{max} * \frac{S}{K_S + S} * X - b * X$$

Donde $\mu_{max} = k_{max} * Y$ es la velocidad de crecimiento específica máxima; k_{max} es la velocidad de utilización de sustrato específica máxima (kg sustrato/kg biomasa día) e Y es el rendimiento del sustrato en biomasa (kg biomasa generados/kg sustrato eliminado).

Reemplazando la velocidad de crecimiento específica máxima.

$$\frac{dX}{dt} = k_{max} * Y * X * \frac{S}{K_S + S} - b * X$$

Los valores de los diferentes coeficientes cinéticos ($k_{m\acute{a}x}$, K_s , Y , b) serán función principalmente de:

- Tipos de contaminantes que componen el sustrato;
- Las poblaciones microbianas implicadas;
- Condiciones de temperatura, pH y de la presencia de tóxicos e inhibidores.

Cinéticas de utilización de sustratos solubles

La expresión cinética de eliminación de sustrato en función del crecimiento microbiológico tiene la siguiente forma.

$$-r_s = \mu_{max} * \frac{X}{Y} * \frac{S}{K_s + S}$$

El modelo de Monod se plantea como una cinética de saturación en la que la velocidad de eliminación de sustrato, inicialmente proporcional su concentración, se aproxima gradualmente a un máximo, el cual no puede ser superado por mucho que se aumente la concentración del sustrato. La cinética se asemejará a orden cero, cuando $S \gg K_s$, y será de orden uno cuando $S \ll K_s$.

Sobre la base de la cinética de Monod se pueden introducir modificaciones, por ejemplo para el caso de la existencia de varios sustratos limitantes, mediante términos tipo Monod multiplicativos. Para el caso particular de 2 sustratos limitantes, la cinética sería de la forma:

$$-r_s = \mu_{max} * \frac{X}{Y} * \frac{S}{K_{s1} + S_1} * \frac{S}{K_{s2} + S_2}$$

Cinéticas de hidrólisis

Puesto que las bacterias no pueden asimilar directamente la materia orgánica particulada, éstas deben liberar al medio una serie de enzimas hidrolíticas extracelulares que permitan su conversión en sustratos solubles. Los procesos de hidrólisis suelen ser lentos, sobre todo cuando la carga orgánica particulada es grande, por lo que en muchas ocasiones son la etapa limitante de la velocidad global del proceso.

Frecuentemente se utilizan modelos cinéticos para la hidrólisis enzimática que se ajustan a cinéticas de primer orden de la forma

$$-r_h = K_h * P$$

Donde:

P es la concentración de sustrato particulado (kg sustrato/m^3)

K es la constante de velocidad de hidrólisis de orden uno (T-1).

Las proteínas son hidrolizadas por proteasas hasta peptonas, péptidos y aminoácidos. Hay proteasas extracelulares, conocidas como proteinasas que atacan la proteína entera, y las peptidasas, intracelulares, que cortan aminoácidos del extremo de proteínas y péptidos. Los aminoácidos producidos son degradados a ácidos grasos volátiles, dióxido de carbono, hidrógeno, amonio y sulfuro reducido. Generalmente la velocidad de hidrólisis de proteínas es menor que la de los carbohidratos.

La degradación de lípidos en ambientes anaerobios consiste en una ruptura inicial de las grasas por un grupo de enzimas hidrolíticas (lipasas) en los correspondientes ácidos grasos de cadena larga y glicerol. Los lípidos se hidrolizan lentamente, por lo que para sustratos con elevados contenidos en grasas, como son los residuos sólidos de matadero, la etapa hidrolítica puede resultar limitante en el proceso global.

La velocidad de hidrólisis, en general, aumenta con la temperatura, independientemente del compuesto del que se trate.

Cinéticas de inhibición

No todos los microorganismos se ven afectados de la misma forma por los mismos compuestos. A través de las constantes biocinéticas de la ecuación de Monod para la velocidad de crecimiento específico y de utilización de sustrato, se puede ajustar el modelo para tener en cuenta los factores inhibidores. Lo más habitual es que sea la velocidad de crecimiento específica μ la variable afectada, aunque algunas sustancias pueden afectar al coeficiente de producción o al de descomposición endógena.

Hay 3 tipos distintos de inhibición, los cuales se encuentran en la Tabla 2.2, para una mejor interpretación.

Tabla 2.2- Cinética de las inhibiciones.

Inhibición	Parámetro afectado	Expresión de la cinética
No competitiva	μ_{max}	$\mu = \mu_{max} \cdot \frac{S}{K_S + S} \cdot \frac{K_I}{K_I + I}$
Competitiva	K_S	$\mu = \mu_{max} \cdot \frac{S}{K_S \cdot \left(1 + \frac{I}{K_I}\right) + S}$
Acompetitiva	μ_{max} y K_S	$\mu = \frac{\mu_{max}}{1 + \frac{K_S}{S} + \frac{I}{K_I}}$

K_i : Constante de inhibición

I: Concentración del inhibidor

Inhibición de la hidrólisis de macromoléculas

A partir de diversas fuentes se obtiene que la concentración de amonio influya negativamente en la velocidad de degradación anaeróbica. Asimismo, la tasa de hidrólisis de carbohidratos y proteínas está limitada por la concentración total de ácidos grasos volátiles (AGV).

Inhibición de la acidogénesis

Se han señalado como inhibidores de la fermentación de carbohidratos y aminoácidos los AGCL (ácidos grasos de cadena larga) y el H_2 . La concentración de ácido acético también puede resultar inhibitoria de esta etapa.

Inhibición de la acetogénesis

El principal inhibidor de la acetogénesis es el hidrógeno molecular. Sin embargo, se ha observado que otros compuestos, tales como el propio ácido acético (producto de la misma acetogénesis) y los ácidos grasos de cadena larga pueden inhibir también el correcto desarrollo. A su vez, el valor del pH puede resultar desfavorable para la etapa acetogénica cuando se trabaja a valores bajos.

Inhibición de la metanogénesis

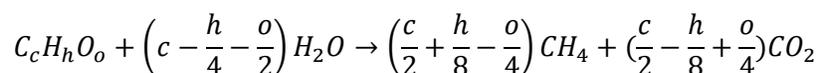
Los microorganismos metanogénicos son los más sensibles a la acción de tóxicos e inhibidores, así como a los cambios ambientales, debido a su baja velocidad de crecimiento. Los

principales inhibidores del crecimiento de los microorganismos metanogénicos son el nitrógeno amoniacal, los ácidos grasos de cadena larga, los ácidos grasos volátiles y el ácido sulfhídrico.

La inhibición por nitrógeno amoniacal tiene una especial repercusión en el tratamiento anaerobio de residuos de naturaleza proteica y de purines, como es el caso de los residuos sólidos de mataderos.

2.2.2 Rendimiento teórico de metano

La reacción involucrada en el proceso de descomposición anaeróbica, fue caracterizada utilizando la ecuación de Buswell.



Los cálculos mediante esta ecuación tendrán un error asociado a no tener en cuenta las partes no degradables orgánicas y la demanda energética bacteriana. Sin embargo, brindará adecuadas indicaciones sobre el biogás producido en base a dicho sustrato.

La resolución de la ecuación de Buswell aplicada a la caracterización química de cada sustrato, arroja los siguientes rendimientos.

Tabla 2.3- Rendimiento teórico de metano.

	PA	DAF	SO	SHWM
CH ₄	55%	60%	69%	63%
CO ₂	45%	40%	31%	37%

2.2.3 Modelo cinético

Modelo cinético basado en la ecuación sigmoideal de Richards

Para modelar la cinética del proceso de digestión anaeróbica, será utilizada la función sigmoideal de Richards modificada, la cual modela el crecimiento bacteriano involucrado. El modelo cinético provisto brinda un buen ajuste a los datos experimentales con un R² comprendido entre 0,959 a 0,999. La ecuación es la siguiente¹¹:

¹¹Aidan Ware, Niamh Power: "Renewable Energy". Department of Civil, Structural and Environmental Engineering, Cork Institute of Technology, Cork, Ireland.

$$y = A \left[1 + v \cdot e^{(1+v) \cdot \frac{\mu_m}{A} \cdot (1+v)^{\left(1+\frac{1}{v}\right)} \cdot (\lambda-t)} \right]^{-\frac{1}{v}}$$

Donde “y” es el rendimiento específico de metano, “A” la producción potencial máxima de metano, μ_m la máxima tasa de producción de metano y λ la duración de la fase de retardo. A su vez, el modelo modificado, incorpora un cuarto parámetro (v) que permite flexibilizar la forma de la curva.

Los parámetros del modelo (A, μ_m , λ y v) fueron determinados correlacionando el modelo matemático con información experimental para los sustratos propuestos, para reactores batch. Sin embargo, la bibliografía indica que para experiencias continuas con períodos de retención hidráulica de 20 días o mayores, los resultados se asemejan a las experiencias batch. A continuación los resultados, tomados de la bibliografía.

Tabla 2.4- Parámetros de la ecuación de Richards.

	PA	DAF	SO	SHWM
A(mLCH₄/gSV)	226,7	48,6	663,2	639,5
μm (mLCH₄/gSV.día)	19,8	19,3	23,8	32,1
λ (días)	0	0	1,5	12,9
v	0	0	0,1	13,2
R²	0,995	0,959	0,999	0,992

Rendimiento específico de metano

Obtenidos los parámetros cinéticos de la ecuación de Richards modificada, se muestran a continuación los gráficos de rendimiento específico de metano Vs. tiempo hidráulico de retención para los diferentes sustratos propuestos, para condiciones de temperatura comprendidas entre 35°C y 40°C (condiciones mesofílicas).

❖ PA

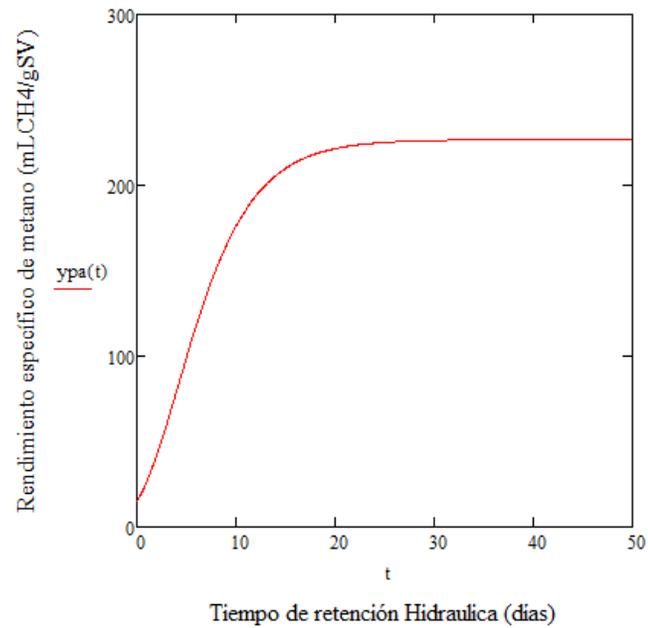


Gráfico2. 1- Rendimiento específico de metano Vs retención para sustrato PA.

❖ DAF

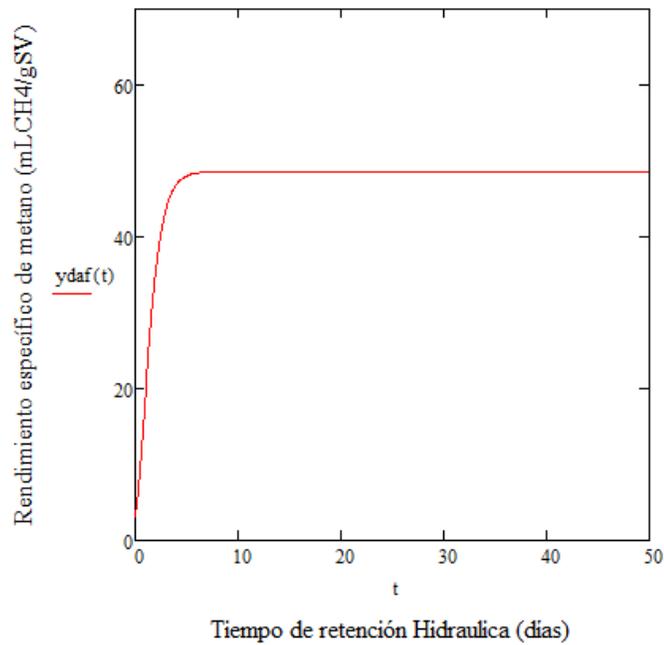


Gráfico 2.2- Rendimiento específico de metano Vs retención para sustrato DAF.

❖ SO

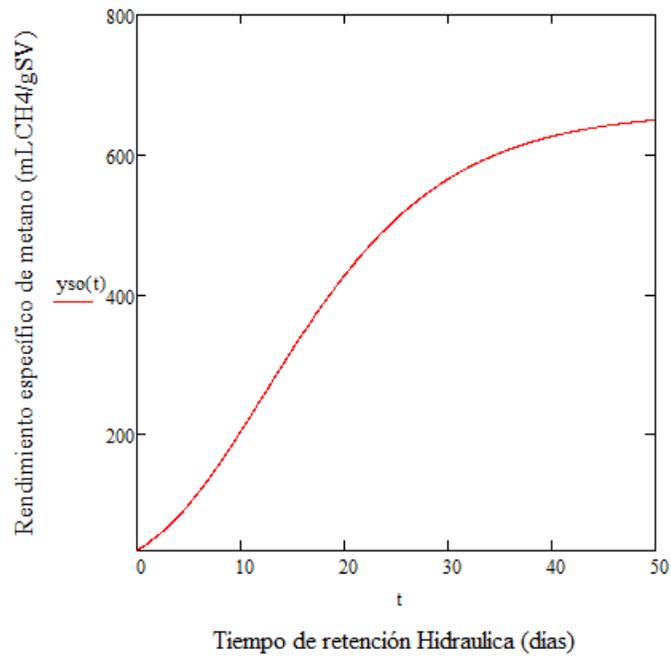


Gráfico 2.3- Rendimiento específico de metano Vs retención para sustrato SO.

❖ SHWM

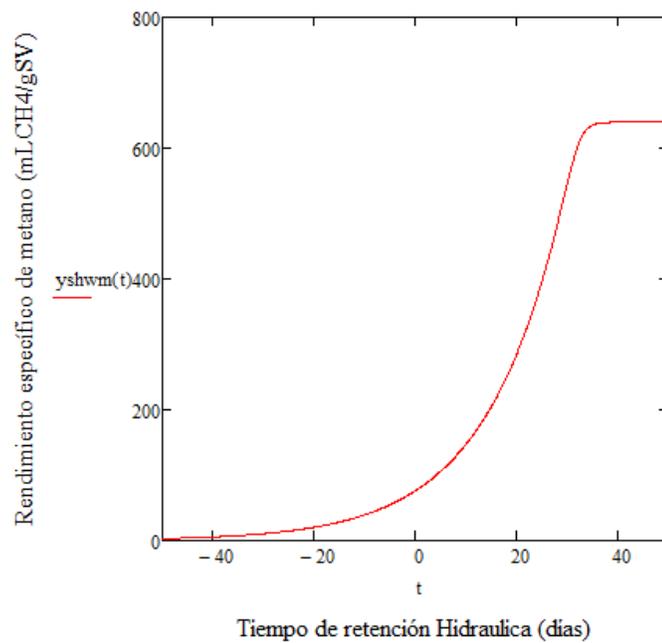


Gráfico 2.4- Rendimiento específico de metano Vs retención para sustrato SHWM.

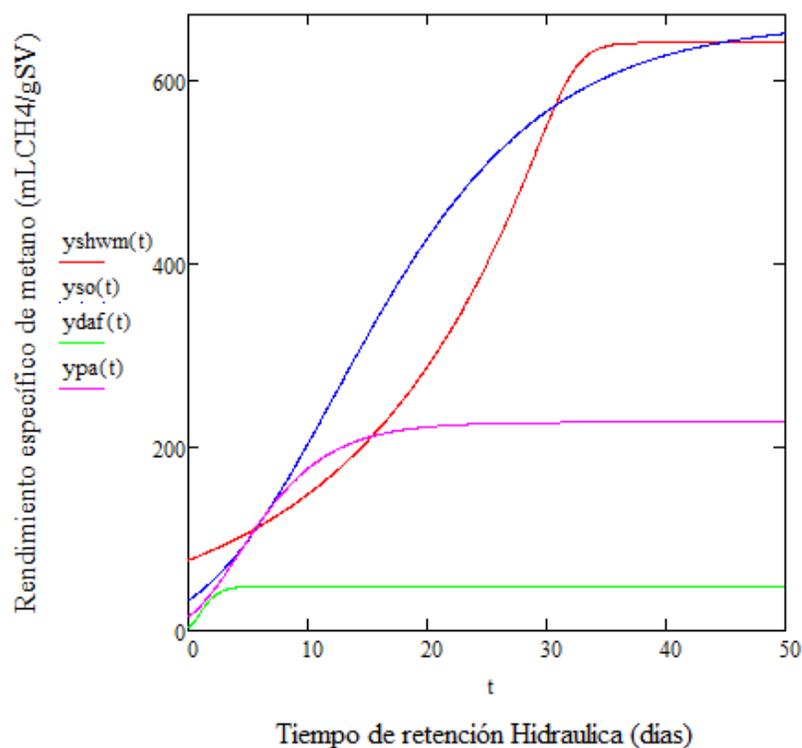
❖ Comparación de los métodos

Gráfico 2.5- Rendimiento específico de metano Vs retención.

El rendimiento más alto de metano fue logrado por los residuos SO, el cual alcanzó 651 mL CH₄.gVS⁻¹, seguidos de cerca por los residuos SHWM, con un valor de 642 mL CH₄.gVS⁻¹. Los residuos PA, en cambio, acumularon menos de la mitad con un rendimiento de 229 mL CH₄.gVS⁻¹. Por último los residuos DAF con el rendimiento más bajo, 50 mL CH₄.gVS⁻¹.

La forma de las curvas de acumulación de los residuos PA y DAF de “L” invertida, y el A valuado en 0 para ambos casos, indica que la mayor parte de los residuos sólidos estaban dispuestos rápidamente para la hidrólisis. En el caso de los residuos SO y SHWM, el parámetro A es similar; esto indica que no hay compuestos complejos presentes que puedan extender el período de hidrólisis o concentraciones de intermediarios que sugieran inhibición de alguna clase.

Los residuos de DAF presentan muy bajo rendimiento, pero por otra parte el 80% del mismo es alcanzado en sólo 3 días de retención. Dado esto, el residuo DAF, está primordialmente compuesto por una gran cantidad de material orgánico degradable, incluyendo carne, grasa, tejidos, estiércol y restos de panza. Sin embargo, el rendimiento fue bajo aunque no se evidenciaron signos de inhibición en las experiencias.

El alto contenido de carbohidrato en la panza sugiere que la producción de metano, puede estar limitada por la fase de hidrólisis, dada la naturaleza compleja de los carbohidratos (lignina y celulosa). Sin embargo, debido al hecho de que los residuos de la panza son removidos

del estómago del rumiante antes que esté completamente digerido, proporciona mayor biodegradabilidad de los carbohidratos. La presencia de carbohidratos rápidamente dispuestos a ser degradados se evidencia en el hecho que el 80% del rendimiento de metano ocurre a los 11 días y el máximo rendimiento de metano (por día) ocurre al día 1.

El elevado contenido de grasas en el residuo SO puede significar una aguda inhibición dada por los ácidos grasos de cadena larga. Aun así, en este caso, la inhibición no ocurre dado que la superficie para el ataque bacterial es limitada y por lo tanto se reduce la acumulación de ácidos grasos de cadena larga.

La mezcla de las tres corrientes para formar el residuo SHWM muestra estadísticamente un insignificante 1,45% de descenso de rendimiento de metano específico con respecto al residuo SO. A pesar que no hubo una variación significativa del rendimiento específico de metano alcanzado, un definitivo cambio en la cinética se observa, produciendo una curva en forma de S alargada. Esta forma, no se exhibe en el tratamiento de ninguno de los residuos por separado, lo que hace pensar que algún factor alteró la biodegradabilidad de la mezcla. Las grasas (28,4%) y los carbohidratos (41%) contenidos en la mezcla de las corrientes fue más bajo que aquellos en las corrientes SO y PA, en las cuales la acumulación de ácidos grasos de cadena larga puede haber causado algún inconveniente en la hidrólisis y en fase de retardo. Estos problemas no son transferibles a la mezcla dado el bajo contenido de compuestos problemáticos.

Modelo de Jeyaseelan

Este modelo tiene en cuenta seis procesos de conversión para modelar la digestión anaeróbica desde partículas orgánicas a gas metano. El proceso de hidrólisis seguido de la formación y fermentación de intermediarios ácidos para producir metano por cinco diferentes grupos de microorganismos. Esto puede ser reagrupado a su vez en dos grupos, uno llamado los microorganismos productores de ácidos y el otro los microorganismos productores de metano. La cinética de Monod se aplica a familias de bacterias que son limitadas por un solo sustrato. Mediante la identificación de los coeficientes de Monod para cada componente sólido se puede realizar una predicción del proceso de digestión anaeróbica. Estos coeficientes pueden ser hallados en la literatura o determinados mediante análisis de laboratorio.

El modelo se puede utilizar para establecer parámetros de funcionamiento tales como cargas de DBO, tiempo de retención y temperaturas que producirán la eficiencia deseada en el sistema, dentro de los límites prácticos.

En primer lugar, los componentes del efluente son convertidos a ácidos volátiles mediante un grupo de bacterias acetogénicas y los modelos cinéticos de Monod son aplicados individualmente para cada componente del efluente. En segundo lugar, la combinación de ácidos producidos por este primer grupo de bacterias son convertidos a metano y dióxido de carbono

por otro grupo de bacterias y la cinética de Monod se aplica separadamente a esta actividad metanogénica.

La formulación de este modelo considera al efluente como una mezcla de carbohidratos, proteínas, lípidos y otros; los cuales son biodegradados de manera independiente.

La tasa de crecimiento de la biomasa con el modelo cinético de Monod puede ser expresado mediante la siguiente ecuación:

$$r_g = \frac{kXYS}{K_S + S}$$

Esta ecuación puede ser refinada mediante la introducción del coeficiente de decaimiento (k_d), debido a la respiración endógena.

$$r'_g = \frac{kXYS}{K_S + S} - k_d \cdot X$$

Donde:

- k es el crecimiento específico máximo/coeficiente de rendimiento máximo;
- X es la concentración de microorganismos en el digestor (masa/volumen);
- Y es el coeficiente de rendimiento máximo;
- S es la concentración de crecimiento limitante de sustrato en la solución (masa/volumen);
- K_s es la constante de velocidad media (masa/volumen).

El balance de masa para los microorganismos y el sustrato limitante puede ser representado de la siguiente manera:

$$\frac{dX}{dt} \cdot V = q \cdot X_0 - q \cdot X + r'_g \cdot V$$

Considerando estado estacionario, introduciendo la expresión de la tasa neta de crecimiento de microorganismos, y considerando $X_0 = 0$, el balance se reduce a la siguiente expresión:

$$\frac{q}{V} = \frac{kYS}{K_S + S} - k_d$$

Donde q es la velocidad de alimentación de efluente en unidades de volumen/tiempo.

El correspondiente balance para el sustrato en estado estacionario es el siguiente:

$$(S_0 - S) \cdot \theta = \frac{kXS}{K_s + S}$$

Donde θ es el tiempo de retención de sólidos.

De las ecuaciones anteriormente expuestas, se pueden derivar las siguientes ecuaciones:

$$X_1 = \frac{Y \cdot (S_0 - S_1)}{(1 + \theta \cdot k_d)}$$

$$S_1 = \frac{K_s \cdot (1 + \theta \cdot k_d)}{\theta \cdot (Y \cdot k - k_d) - 1}$$

Las relaciones anteriores se aplican separadamente para carbohidratos, lípidos y proteínas.

El sustrato en solución en la fase de formación del ácido representada por S_1 es la cantidad de ácidos volátiles producida, que a su vez, es el alimento para la fase de formación de metano. A continuación se muestran las ecuaciones para la concentración final de sustrato en solución y la masa de microorganismos para la formación de metano.

$$X_2 = \frac{Y \cdot (S_1 - S_2)}{(1 + \theta \cdot k_d)}$$

$$S_2 = \frac{\frac{K_{s_2}}{x_2} \cdot (1 + \theta \cdot k_d)}{\theta \cdot (Y_{x_2} \cdot k_{x_2} - k_{x_2}) - 1}$$

Donde:

- K_{s/x_2} es la constante de velocidad media de ácidos volátiles en la fase de formación de formación de metano (masa/volumen);
- Y_{x_2} es el coeficiente de rendimiento máximo para el sustrato en la fase de formación de metano;
- K_{x_2} es el crecimiento específico máximo/coeficiente de rendimiento máximo para el sustrato en la fase de formación de metano.

Las concentraciones en el efluente pueden ser representadas de la siguiente manera:

$$S_{carbohidratos_0} = c_0 \cdot a_0 \cdot a_{sc} \cdot 10^2$$

$$S_{lípidos_0} = c_0 \cdot a_0 \cdot a_{sl} \cdot 10^2$$

$$S_{proteínas_0} = c_0 \cdot a_0 \cdot a_{sp} \cdot 10^2$$

$$S_{otros_0} = c_0 \cdot a_0 \cdot a_{so} \cdot 10^2$$

Donde:

- a_0 es el porcentaje de sólidos volátiles,
- a_{sc} es la relación carbohidratos/sólidos volátiles;
- a_{sl} es la relación lípidos/sólidos volátiles;
- a_{sp} es la relación proteínas/sólidos volátiles;
- a_{so} es la relación otras materias orgánicas/sólidos volátiles;
- c_0 es la concentración de lodos.

Por último, la eficiencia de la digestión basada en sólidos totales y expresada en porcentaje es la siguiente:

$$E = \frac{c_0 \cdot a_0 \cdot 100 - S_2 - X_1 - X_2}{c_0 \cdot 10000} \cdot 100$$

Ésta eficiencia representa el porcentaje de sólidos volátiles que se degradan respecto al total de los sólidos volátiles presentes.

2.2.4 Selección del tiempo retención hidráulica

Para calcular el tiempo de retención hidráulica se escogió un criterio que tiene en cuenta, a partir de los 30 días, el cociente entre la eficiencia de digestión (modelo de Jeyasselan) y el rendimiento específico de metano (modelo de Richards) sobre los días de retención del sustrato. A continuación se muestran los resultados:

Tabla 2.5- Rendimiento específico y eficiencia de digestión.

Día	SMY (mLCH4/gSV)	E (%)	Parámetro
30	548,74	91,19	1668,03
31	578,72	91,25	1703,44
32	603,58	92,00	1735,27
33	620,82	91,35	1718,54
34	630,71	91,40	1695,50
35	635,62	91,45	1660,77
36	637,83	91,50	1621,10
37	638,79	91,55	1580,49

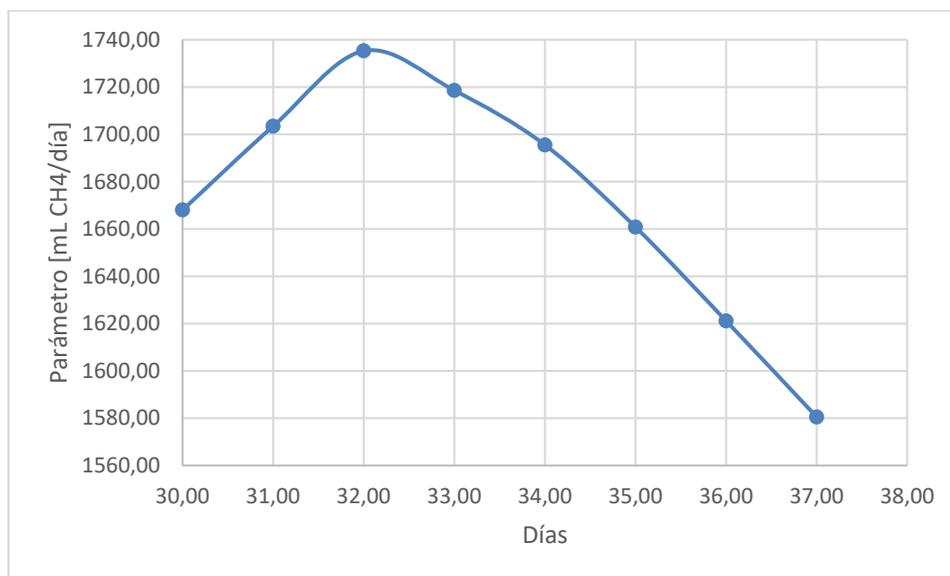


Gráfico 2.6-Retención hidráulica óptima.

Se evidencia un máximo en el día 32 de retención de sustrato, por lo tanto se utilizará éste como tiempo de retención hidráulica para la producción de biogás. Si bien, con el correr de los días tanto el SMY como el E continúan aumentando, lo hacen en forma no significativa con respecto a los días de retención, lo cual implica un mayor costo operativo en detrimento de un bajo aumento de la producción.

2.3 Producción de metano

Hallados el rendimiento específico de metano y la eficiencia de la digestión se pudo calcular la producción.

Tabla 2.6- Rendimientos específicos de metano y eficiencia de digestión óptimos.

Día	SMY (mLCH ₄ /gSV)	E (%)
32	603,58	92,00

Entonces, para una carga de 73474Kg/día de corriente SHWM y un tiempo de retención de 32 días:

$$Prod = 74374,54 \frac{Kg_{tot}}{día} * 0,338 \frac{Kg_{ST}}{Kg_{tot}} * 0,967 \frac{Kg_{SV}}{Kg_{ST}} * 0,92 \frac{Kg_{SVD}}{Kg_{SV}} * 603,58 \frac{ml_{CH_4}}{g_{SVD}} * 1000 \frac{Kg_{SVD}}{g_{SVD}} * \frac{1}{1000000} \frac{m^3 CH_4}{ml_{CH_4}} = 13498,45 \frac{m^3 CH_4}{día}$$

A partir del valor hallado de producción, se buscó comparar el mismo con plantas ya instaladas, con el fin de analizar la coherencia de los resultados. Se encontraron datos de una planta de similares características llamada Brechet, en Bélgica, la cual se encuentra en funcionamiento hace más de diez años. Esta fue diseñada para una capacidad de 42.500 toneladas/año y ha sido capaz de llegar a más de 50.000 toneladas/año en la actualidad. Durante el año 2006 se produjeron 7 millones de metros cúbicos de biogás. La producción de energía eléctrica llegó a 9,1 millones de KWh suficiente para proveer de energía a 2500 hogares.

A continuación se compara carga y producción de ambas plantas:

Tabla 2.7- Comparación de plantas.

	Planta Brechet	Planta Hipotética
Carga (tn/año)	50.000	18.593
Capacidad de producción de CH₄ (m³)	7.000.000	3.374.612,50

Consideramos que el análisis resultó satisfactorio obteniendo valores comparables con una planta en funcionamiento.

2.4 Análisis preliminar de reactores

A fin de simplificar el análisis y comprensión de los distintos tipos de digestores en utilización se agruparán los mismos en el siguiente cuadro, clasificándolos de acuerdo a diferentes criterios. Luego se comentará cada proceso con un esquema ilustrativo.

Tabla 2.8- Criterio de selección de reactores.

Criterio	Descripción
Carga	Batch
	Continuo
Mezcla	Completa
	Parcial o Nula
Manejo de sustrato	Contacto anaeróbico
	Flujo ascendente
	Lecho fluidizado
	Filtro anaeróbico
Etapas	Una etapa
	Dos etapas

2.4.1 Carga

Sistema Batch

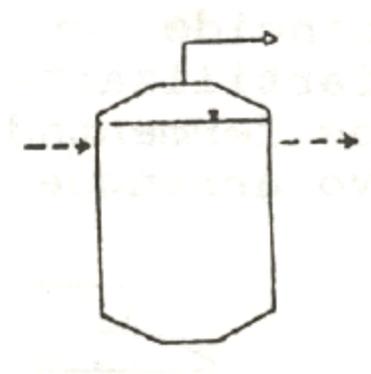


Figura 2.1- Reactor Batch.

Se caracterizan por una carga y vaciado total de la cámara de digestión. Con o sin agitación. Requieren para acelerar su arranque de una proporción aproximada de inóculo 20%. Su curva de producción de gas sigue la característica “arranque-estabilización-agotamiento”. Esto obliga a fin de mantener una producción de gas estable a lo largo del tiempo a poseer por lo menos tres o cuatro digestores de este tipo cada uno de los cuales se hallará operando en las distintas etapas, lo que permite mantener la producción de biogás en un cierto nivel uniforme.

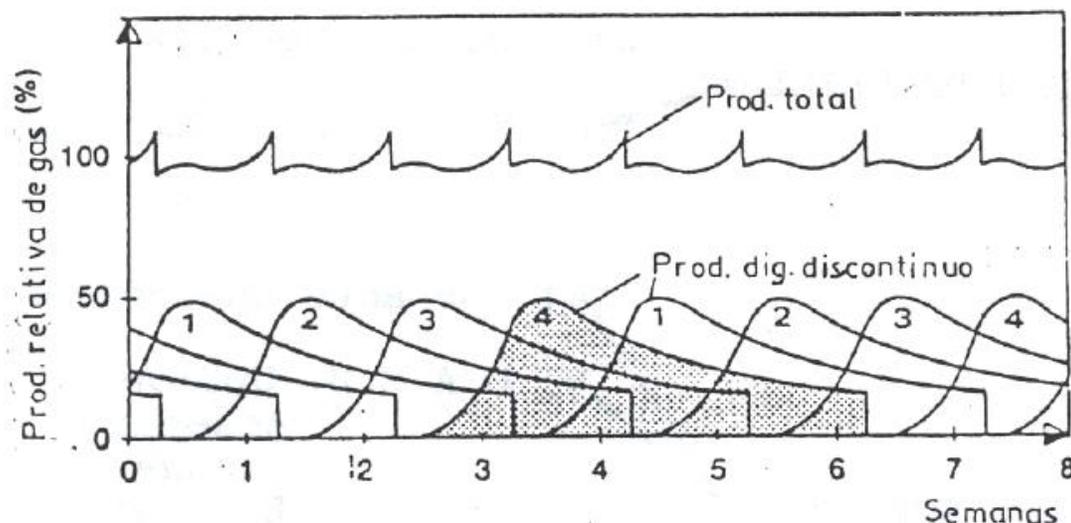


Figura 2.2- Producción de reactores TAD desfasados.

Este tipo de digestores son eficaces para la digestión de materiales celulósicos que no pueden ser tratados en los digestores de tipo continuo debido al posible taponamiento de los conductos de alimentación y salida.

Sistema continuo o semi-continuo

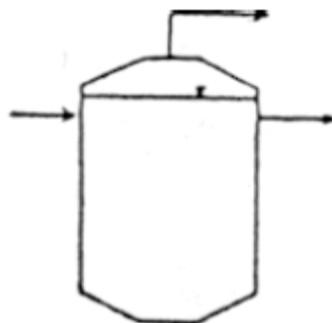


Figura 2.3- Reactor continuo.

En este tipo de digestores el volumen que ingresa desplaza una cantidad equivalente de efluente que se evacua por la salida. De este modo el volumen del sustrato en la cámara de digestión se mantiene constante. Los reactores continuos se cargan generalmente en forma diaria, a diferencia de los semi-continuos se descargan totalmente una o dos veces por año que generalmente coincide con el período de generación del sustrato. La mayor parte de los digestores difundidos a lo largo de todo el mundo pertenecen a esta categoría.

2.4.2 Mezcla

Mezclado completo

En estos digestores se busca que el sustrato en fermentación dentro de la cámara se mezcle en forma total. En el caso de los reactores calefaccionados, esta acción asegura una distribución uniforme de la temperatura en todo el volumen. Existen diversos medios para lograr este fin, entre los que se pueden mencionar: la agitación de líquidos mediante bombas internas o externas al digestor y la reinyección de biogás dentro de la cámara produciendo un intenso burbujeo. Se debe tener mucho cuidado en la intensidad y periodicidad de la agitación, para no afectar el delicado equilibrio bacteriano.

Mezcla parcial o nula

En general en este grupo se encuentran los pequeños digestores en los cuales los métodos de agitación son muy rudimentarios (agitadores del tipo manual o rotación de la campana gasométrica). Los que se realizan con el fin de evitar la formación de la perjudicial costra.

En otros casos como los digestores del tipo horizontal la agitación se logra mediante la circulación del sustrato dentro de la cámara de digestión provista de una serie de tabiques.

2.4.3 Manejo de sustrato

Contacto Anaeróbico

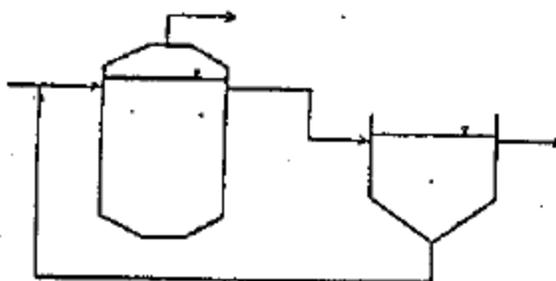


Figura 2.4- Reactor de contacto anaeróbico.

Este reactor persigue el objetivo de retener la mayor cantidad de bacterias activas dentro de la cámara de digestión a fin de lograr menores tiempos de retención y consecuentemente menores volúmenes de digestor para tratar la misma cantidad de biomasa.

En estos digestores la pileta de sedimentación a la salida de los mismos le da la posibilidad a las bacterias que han salido con el efluente a asentarse y decantar para luego ser reintroducidas en forma de lodo, mezclado con material de carga como inóculo.

Existen también otros dos métodos para retener la masa bacteriana a la salida del reactor, como puede ser un sedimentador externo, en el cual las partículas más pesadas son recirculadas.

Otro puede ser un separador de membranas, que no hace otra cosa que filtrar las bacterias y es un proceso que se realiza mediante un bombeo externo del lodo de la parte inferior hacia la superior.

El tercero es una variación del primero, ya que el sedimentador es con placas.

Flujo ascendente

En su interior posee separadores y mamparas estratégicamente ubicadas las que generan zonas de tranquilidad en las cuales las bacterias han conformado glomérulos (floculación) que sedimentan y así se evita que salgan con el efluente que es sacado por la parte superior de la cámara de carga. Este tipo de digestor es especialmente apto para el tratamiento de desechos agroindustriales, no admite partículas insolubles.

Lecho fluidizado

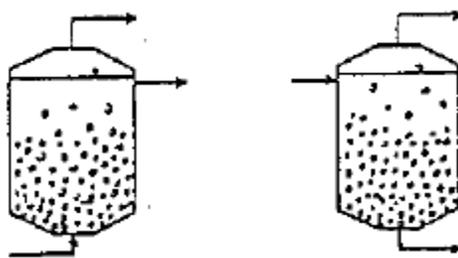


Figura 2.5. Reactor de lecho fluidizado.

En este tipo de reactor unas pequeñas partículas se mantienen en suspensión dentro de la cámara de digestión. Las bacterias se adhieren a estas partículas, que no son atacadas y salen con ellas. Mediante el filtrado del efluente se pueden recuperar estas partículas juntamente a las bacterias y se reintroducen en el digestor.

Filtro anaeróbico

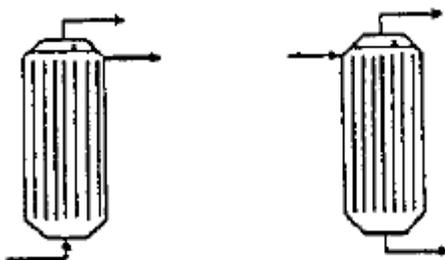


Figura 2.6. Reactor de filtro anaeróbico.

Estos reactores tienen la particularidad de ser alargados (relación alto/diámetro mayor a 1), últimamente se está experimentando con filtros horizontales, pero los verticales siguen siendo más eficientes. En su interior poseen un medio fijo que puede estar constituido por cañerías reticuladas, piedra caliza, formas plásticas de gran relación superficie/volumen, etc. Sobre estos materiales no atacables se adhieren las bacterias y así se evita su pérdida, que disminuye notablemente los tiempos de retención. Existen dos variantes: de flujo ascendente y de flujo descendente.

Debido a estos elementos filtrantes ubicados dentro de la cámara de digestión, no admiten líquidos con material insoluble en suspensión ya que dichos sólidos bloquearían el pasaje del sustrato. Este tipo de digestores está difundándose últimamente para determinados usos.

Tanto este digestor, como los dos anteriores admiten tiempos de retención muy bajos (0,5 a 3 días) con muy altos niveles de eficiencia (se han llegado a valores de producción de biogás de 7 veces el volumen del reactor por día). Existen de flujo ascendente y descendente.

2.4.4 Etapas

Una etapa

Esta categoría indica que todas las etapas de la digestión anaeróbica se cumplen en una única cámara, en la cual todas las bacterias están sometidas a las mismas condiciones.

Dos etapas

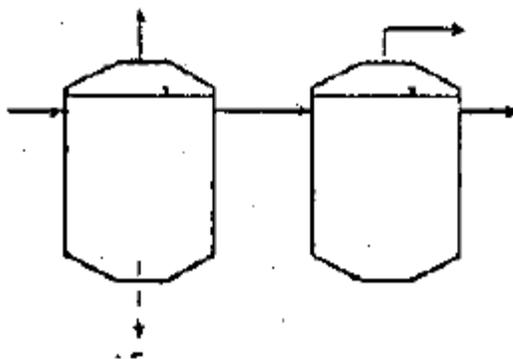


Figura 2.7. Reactor de dos etapas.

Estos reactores se dividen en dos cámaras de digestión separadas, donde en la primera se desarrolla la etapa acidogénica y en la segunda la acetogénica y la metanogénica. Esto permite optimizar las condiciones de desarrollo de cada tipo de bacterias y extraer los sólidos indigeribles antes que pasen a la etapa metanogénica. Estos digestores se encuentran aún en la etapa experimental y de plantas piloto.

2.5 Elección preliminar de biodigestores

Basándonos en la información recopilada y las características de nuestro sustrato, se enumeran a continuación requisitos que debe cumplir el reactor a elegir:

- Sistema continuo: debido a que la producción del sustrato a tratar es diaria.
- Mezcla completa: Mezclado con sistema de agitación con la finalidad de mantener la temperatura constante.
- De contacto anaeróbico: para retener la mayor cantidad de bacterias en el sistema.
- Se plantea la implementación de dos etapas para el proceso de digestión. De este modo se incrementa la eficiencia mediante el control de parámetros en el sistema que beneficien las distintas etapas.

Sin embargo, en cuanto a esta última consideración no se descartará la realización en una sola etapa, ya que este tipo de reactores se encuentran ampliamente desarrollado en la industria y se posee mayor información.

2.6 Condiciones operativas

2.6.1 Pre-tratamiento de sustrato

Según estudios realizados en el Centro Tecnológico GIRO, Barcelona, la pasteurización previa de los sustratos al ingreso al digestor, aumenta el rendimiento específico de metano. A su vez, la misma baja los niveles de toxicidad al efluente. Esto resulta ventajoso, puesto que los residuos que no son utilizados por el digestor cumplirán con los parámetros de calidad para ser vertidos.

2.6.2 Temperatura

Un aumento de la temperatura genera un descenso de la solubilidad del CO_2 , lo que implica un aumento del pH y en condiciones de alta concentración de amonio puede ser negativo.

Investigaciones realizadas por la revista científica italiana "*Journal of Agricultural Engineering*" afirman que bajo condiciones mesofílicas la digestión anaeróbica tiene buen rendimiento de producción de metano. En condiciones termofílicas, si bien el rendimiento aumenta, el control del proceso se vuelve sumamente complejo. Otra investigación publicada por la Universidad AleksandrasStulginskis de Lituania asegura que a temperaturas iguales o mayores a $57\text{ }^\circ\text{C}$, se produce degradación de la biomasa, disminuyendo el rendimiento de metano.

2.6.3 pH

La especie química que parece ser la responsable principal de la inhibición por amonio es el amoníaco libre (NH_3) y el efecto inhibitorio de una misma concentración de nitrógeno amoniacal aumenta a pH alcalino y a altas temperaturas.

La toxicidad de los ácidos grasos volátiles está asociada a su forma no ionizada, cuya concentración es dependiente del pH del medio. Para un pH superior a 7 la toxicidad de los ácidos grasos volátiles es prácticamente nula, estando asociado su poder inhibitorio a su acumulación y posterior descenso del pH en el reactor. Si bien la corriente de sustrato posee un pH ligeramente alcalino, se propone la utilización de una solución buffer que permita controlar eventuales variaciones de este parámetro y así evitar inhibición. Esta medida resulta útil para independizar la producción de metano del pH.

Se realizó una preselección de una serie de ácidos que pueden actuar como reguladores de pH para el rango que incluye al pH neutro. La selección dependerá principalmente del costo del ácido a utilizar y el pKa que resulte más adecuado. Debido a la complejidad de las reacciones

microbianas, que involucra distintos productos de reacciones en las distintas etapas, se considerará que el ácido a utilizar es inerte respecto a dichos productos de reacción.

Tabla 2.9. Valores de pka de distintos ácidos

Ácido	Pka1	Pka2	Pka3
Ácido carbónico	6,352	10,329	
Ácido cítrico	3,128	4,761	6,396
Ácido arsénico	2,24	6,96	11,50
Ácido crómico	-0,2	6,51	
Ácido fosforoso	1,5	6,79	
Ácido tiosulfúrico	1,91	7,18	

Triturado

Para favorecer la digestión anaeróbica, se propone triturar los sólidos para homogeneizar el sustrato a tratar. Este proceso facilita la etapa de hidrólisis logrando mayor área superficial de ataque bacteriano. No obstante, tendremos un diámetro crítico en el cual se producirá inhibición por formación abrupta de ácidos volátiles de cadena larga. Según información analizada, el rango de diámetros posibles para llevar a cabo la digestión sin inconvenientes es de 8 a 50 mm.

3 ANÁLISIS TERMODINÁMICO DEL EQUILIBRIO DE FASES

INTRODUCCIÓN

El biogás puede ser utilizado directamente para la generación de energía, pero la gran cantidad de CO_2 reduce el poder calorífico del gas, incrementando a su vez los costos de compresión y transporte, y limitando económicamente la factibilidad de su uso.

La purificación permite diversificar el uso del biogás, utilizándolo para la generación de calor, de electricidad o como combustibles de vehículos. Para el uso como combustible, la purificación debe remover el CO_2 y el H_2S dado que este último corroe piezas mecánicas de motores y generadores. Purificar el biogás, a su vez, reduce las emisiones de gases de efecto invernadero así como también trae aparejados otros beneficios ambientales cuando se los utiliza como combustibles. El biogás emite menos óxido de nitrógeno, hidrocarburos y monóxido de carbono que los combustibles fósiles. A su vez, los motores alimentados con el mismo son más silenciosos.

Es importante también el análisis de la purificación del biogás para ser inyectado al sistema de gas natural. Para que sea posible debe cumplir con ciertos parámetros de calidad (91,33 % molar de CH_4 y 0,5% molar de CO_2)¹² y dado que el biogás sin tratamiento contiene en su composición CH_4 , NH_3 , H_2S y CO_2 se debe realizar una purificación del mismo.

En el presente capítulo, se analizará información sobre la purificación del biogás mediante diferentes técnicas y se realizará, en los casos donde sea posible, la simulación de los procesos para visualizar los efectos de los parámetros involucrados y desarrollar criterios de operación.

3.1 Selección de modelo termodinámico

Cualquier simulación de un proceso requiere disponer del valor de las propiedades fisicoquímicas y termodinámicas de las mezclas de compuestos que circulan, o han de circular, entre los distintos equipos de la planta. Esto es prácticamente imposible y debemos hacer uso de técnicas de predicción que permitan estimar esos valores.

La adecuada selección de estas técnicas será crucial para considerar el comportamiento de los compuestos y sus mezclas, en particular el equilibrio líquido vapor, desde un punto de vista molecular para un cálculo preciso de los equipos y corrientes de la planta simulada.

¹²Información brindada por el Instituto Nacional de Tecnología Industrial

3.1.1 Interacciones moleculares en el equilibrio líquido-vapor

La cuestión básica a considerar será como se ven afectadas las fuerzas intermoleculares que existen, en estado puro, en un compuesto A por el agregado de B, el otro integrante de una mezcla binaria.

Al agregar a A una cantidad significativa de B nos podemos encontrar frente a alguna de estas tres situaciones:

- La interacción entre las moléculas de A y de B en la mezcla es similar a la que existe entre las moléculas de A o B en estado puro.
- La interacción entre las moléculas de A y de B en la mezcla es más débil que la que existe entre las moléculas de A o B en estado puro.
- La interacción entre las moléculas de A y de B es más fuerte que la que existe entre las moléculas de A o B en estado puro.

En el primer caso, el comportamiento de la mezcla seguirá una ley de características aditivas para el caso del equilibrio líquido-vapor, como la Ley de Raoult mostrada a continuación.

$$y_i \cdot P = P_i^{sat} \cdot x_i$$

Donde y es la fracción en la fase vapor, x la fracción en la fase líquida, P la presión total del sistema y P^{sat} la presión de saturación.

A una determinada temperatura, la presión total en la fase gaseosa será una combinación lineal de las presiones de vapor de los componentes puros y el comportamiento de la mezcla será ideal.

En las otras dos situaciones planteadas para la mezcla de A con B, existe una desviación de la idealidad. Cuando la interacción es más débil, la presión de la fase gaseosa será más alta que la que correspondería al comportamiento ideal. Tendremos, en consecuencia, un apartamiento positivo de la Ley de Raoult. La mezcla resulta ser más volátil que si fuera ideal y, de existir un azeótropo, este tendrá una temperatura de ebullición menor que la de cualquiera de los componentes puros.

En el otro caso, existe un apartamiento negativo debido a una mayor afinidad o interacción entre una molécula de A y una de B que entre dos moléculas de A o dos de B. La mezcla es menos volátil y, si existe un azeótropo, tendrá un punto de ebullición superior al de los compuestos puros.

3.1.2 Métodos de predicción del equilibrio líquido-vapor

El equilibrio termodinámico entre las fases vapor y líquida en un sistema multicomponente requiere de tres condiciones:

- Equilibrio térmico, para lo cual la temperatura debe ser igual en ambas fases;
- Equilibrio mecánico, que implica igualdad de presiones en ambas fases;
- Equilibrio químico, que existe la igualdad de la fugacidad en la mezcla de cada componente en cada fase.

Para contemplar las desviaciones de la idealidad en la fase gaseosa, se introduce el coeficiente de fugacidad y en la fase líquida el coeficiente de actividad. Los coeficientes de fugacidad se calculan a partir de ecuaciones de estado. En los simuladores, las más comunes son:

- Soave-Redlich-Kwong (SRK) y sus variantes.
- Peng-Robinson (PR) y sus variantes.

Estas ecuaciones de estado, requieren el uso de coeficientes de interacción binarias para considerar adecuadamente las mezclas multicomponentes.

Para el cálculo de coeficientes de actividad, disponemos de las siguientes alternativas:

- Ecuación de Wilson
- Ecuación de Margules
- Modelo Non Random Two Liquids (NRTL)
- Modelo UNiversal QUAsi Chemical (UNIQUAC)
- Modelo UNIquac Funcional group Activity Coefficient (UNIFAC)

Las primeras cuatro metodologías requieren para su aplicación modelos experimentales de parámetros de interacción en tanto que UNIFAC es un método predictivo, basado en la contribución de grupos.

La siguiente tabla muestra la aplicabilidad de métodos de coeficientes de actividad endistintos sistemas, así como la posibilidad de extender la información disponible a condiciones distintas de las originales.

Tabla 3.1- Métodos de coeficientes de actividad en distintos sistemas.

<i>Aplicación</i>	<i>Margules</i>	<i>Van Laar</i>	<i>Wilson</i>	<i>NRTL</i>	<i>UNIQUAC</i>
<i>Mezclas binarias</i>	A	A	A	A	A
<i>Mezclas multicomponentes</i>	AL	AL	A	A	A
<i>Sistemas azeotrópicos</i>	A	A	A	A	A
<i>Equilibrio líquido -</i>	A	A	NA	A	A

líquido					
Sistemas diluidos	¿	¿	A	A	A
Sistemas autoasociativos	¿	¿	A	A	A
Polímeros	NA	NA	NA	NA	A
Extrapolación	¿	¿	B	B	B

*Fuente: Honeywell

Donde A: aplicable, NA: no aplicable, AL: aplicación limitada, ?: cuestionable y B: bueno.

La siguiente tabla (Tabla 3.2) muestra los paquetes básicos recomendados en función del tipo de proceso.

Tabla3.2- Paquetes básicos recomendados en función del tipo de proceso.

Tipo de proceso	Paquete termodinámico recomendado
Deshidratación con TEG	PR
Acuoso ácido	Sour PR
Procesamiento de gas criogénico	PR, PRSV
Separación de aire	PR, PRSV
Torres atmosféricas de crudo	PR y sus variantes, Grayson Streed (GS)
Torres al vacío	PR y sus variantes, GS, Brown, K10, ESSO
Torres de etileno	Lee Kesler Plocker
Sistemas con alto contenido de H₂	PR, Zudkevitch-Joffe (ZJ), GS
Reservorios	PR y sus variantes
Sistemas de vapor	ASME, Steam, Chao Seader, GS
Inhibición de hidratos	PR
Productos químicos	Modelos de actividad, PRSV
Alquilación de HF	PRSV, NRTL
Hidrocarburos (HC) – Agua (alta solubilidad de agua en HC)	Kabadi Danner
Separación de hidrocarburos	PR, SRK
Aromaticos	Wilson, NRTL, UNIQUAC
Hidrocarburos sustituidos (cloruro de vinilo, acrilonitrilo)	PR, SRK
Producción de éter (MTBE, ETBE, TR-amil metil éter, TAME)	Wilson, NRTL, UNIQUAC
Plantas de etil benceno – estireno	PR, SRK, Wilson, NRTL, UNIQUAC (según la tecnología de producción)
Producción de ácido tereftálico	PR, SRK, Wilson, NRTL, UNIQUAC
Planta de amoníaco	PR, SRK

*Fuente: Honeywell

3.1.3 Predicción de propiedades

Modelos de coeficientes de actividad

Aunque las ecuaciones de estado han probado ser confiables en la predicción de propiedades, su aplicación está limitada principalmente a compuestos no polares o levemente polares. El manejo de mezclas con compuestos polares o con comportamiento no ideal, se ha hecho, tradicionalmente, en base a un modelo dual.

Los modelos de coeficiente de actividad son, comparados con las ecuaciones de estado, de una naturaleza más empírica, y por lo tanto, no pueden ser usadas con seguridad en generalizaciones o extrapolaciones a condiciones no probadas.

Los modelos sólo realizan los cálculos de la fase líquida, por lo que debe especificarse el método a usar para calcular la fase vapor.

Al seleccionarlos deben realizarse una serie de especificaciones, fundamentalmente, el método de manejo de la fase vapor.

Para todos, con exclusión de Margules y van Laar, esa elección se restringe a las opciones siguientes:

a) Ideal, se aplica en casos donde se opera a presiones bajas o moderadas y donde, en la fase vapor, existe poca interacción molecular entre los compuestos. Es la opción por defecto.

b) RK puede aplicarse a todos los gases.

c) Virial, modela con buenos resultados las fugacidades de la fase vapor de sistemas con fuertes interacciones en dicha fase. Esto ocurre cuando están presentes ácidos carboxílicos u otros compuestos que tienen tendencia a formar enlaces de hidrógeno estables.

d-e) PR y SRK que se usan en todas las situaciones ya vistas.

Otra elección es la temperatura que será usada para estimar los parámetros de interacción del método UNIFAC. Hay un valor por defecto, pero, para obtener mejores resultados conviene seleccionar la temperatura más cercana a las condiciones de operación.

La tercera elección permite optar por el uso o no del factor de Poynting. Obviamente, este factor está sólo disponible para modelos distintos del ideal.

Modelo Chien-Null (CN)

Chien-Null es un método empírico que permite combinar distintos métodos para tratar mezclas multicomponentes. El usuario, al elegir el modelo CN, puede seleccionar los modelos de coeficientes de actividad que considere mejores para representar el comportamiento de los distintos conjuntos binarios que se pueden formar a partir de la mezcla multicomponente. Así, por ejemplo, se puede escoger NRTL para un par, Margules, para otro, etc. Los valores de los coeficientes de interacción pueden ser estimados por el programa o introducidos por el usuario.

Ecuación Van Laar

Es de naturaleza empírica y puede usarse en sistemas que presentan desviaciones positivas o negativas de la Ley de Raoult. Sin embargo no puede predecir máximos o mínimos en los coeficientes de actividad y por lo tanto, generalmente realiza estimaciones pobres en sistemas con hidrocarburos halogenados y alcoholes.

Además, tiene tendencia a predecir dos fases líquidas cuando, en realidad, no existen, aunque puede representar el comportamiento de mezclas con miscibilidad limitada así como tres fases de equilibrio.

Margules

Puede usarse para modelar el equilibrio líquido vapor y el líquido-líquido. La ecuación no tiene fundamentos teóricos pero es útil para estimaciones rápidas e interpolación de datos.

Existe una versión de cuatro parámetros que extiende su aplicación a mezclas multicomponentes.

Ecuación de Wilson

Aunque esta ecuación es más compleja y requiere más tiempo para los cálculos que las ecuaciones de Margules y de Van Laar, puede representar satisfactoriamente casi todas las soluciones líquidas no ideales, con mezclas de compuestos polares y no polares, excepto electrolitos y soluciones que presentan una limitada miscibilidad (ELL o ELLV).

Provee una excelente predicción del equilibrio ternario usando parámetros obtenidos por regresión de datos binarios.

Extended Wilson

Es una variante del modelo Wilson. Usa un número mayor de parámetros de interacción para determinar los coeficientes de actividad.

NRTL

El modelo elimina las limitaciones de Wilson para predecir el equilibrio líquido-líquido, aunque tiene tendencia a establecer falsas separaciones de fases. Es capaz de representar el comportamiento de los equilibrios LV, LL y LLV.

En general es más preciso que Wilson y superior a otros modelos en sistemas agua/compuestos orgánicos.

La extensión a mezclas multicomponentes es directa.

Ofrece poca ventaja sobre la ecuación de Wilson para sistemas que son completamente miscibles.

Es consistente termodinámicamente y puede aplicarse a sistemas ternarios y de orden superior usando parámetros obtenidos por regresión de datos de equilibrio binario.

Tiene una precisión comparable a la ecuación de Wilson para el ELV. Combina las ventajas de las ecuaciones de Wilson y Van Laar y, como esta última, no es extremadamente intensiva en tiempo de cálculo. A diferencia de Van Laar, puede usarse en sistemas diluidos y en mezclas de hidrocarburos y alcoholes, aunque, para estas últimas, no resulta tan satisfactoria como la ecuación de Wilson.

Permite modelar sistemas donde existe un amplio rango de puntos de ebullición o composición entre componentes, o donde se requiere resolver simultáneamente equilibrios LV y LL.

General NRTL

Extiende la aplicación de NRTL a rangos más amplios de temperatura pero a costa de incrementar la cantidad de información experimental.

UNIQUAC (UNiversal QUASI-Chemical)

El modelo fue desarrollado después del NRTL, tiene las mismas características básicas pero requiere un menor volumen de datos de parámetros de interacción que NRTL. Es capaz de predecir el equilibrio LV, LL y LLV.

Se ha usado con éxito para predecir el equilibrio de sistemas altamente no ideales, por ejemplo, aquellos que contienen moléculas de diferentes tamaños y formas, como los polímeros.

Puede aplicarse a mezclas que contienen agua, hidrocarburos, hidrocarburos halogenados, alcoholes, nitrilos, aminas, ésteres, cetonas y aldehidos.

Los parámetros experimentales encontrados exhiben una escasa dependencia con la temperatura, lo cual favorece la extrapolación del método.

UNIFAC

El método UNIFAC es una herramienta útil para realizar los cálculos de VLE cuando se carece de datos experimentales, con buenas estimaciones en aplicaciones industrialmente importantes.

No obstante, no es un reemplazo para los datos experimentales, y nunca debe tratarse como tal.

Es útil para realizar estudios preliminares pero, para un diseño riguroso, los resultados deben ser revisados a partir de datos experimentales.

Tratamiento de no condensables

El tratamiento de los compuestos no condensables se realiza mediante la ley de Henry, aunque ésta no está disponible para su elección como un método de propiedades termodinámicas.

El simulador la utiliza automáticamente cuando en la mezcla están presentes los compuestos no condensables metano, etano, etileno, acetileno, hidrógeno, helio, argón, nitrógeno, oxígeno, NO, H₂S, CO₂ y CO.

La ley de Henry extendida también se usa para modelar las interacciones entre un solvente y un soluto diluido en él.

El término “compuesto no condensable” hace referencia a aquellos que tienen una temperatura crítica por debajo de la del sistema. Obviamente, no se tiene en cuenta la interacción, en el equilibrio LV, entre este tipo de compuestos.

3.1.4 Modelo termodinámicos empleados

Teniendo en cuenta las consideraciones de cada modelo se procedió a elegir el que mejor ajuste al proceso bajo estudio. A continuación se muestra el análisis.

- Para el proceso de destilación se utilizó el modelo de Peng Robinson, dado que éste contempla las no idealidades de las mezclas gaseosas mediante la corrección por el coeficiente de fugacidad.
- Para la absorción con aminas se utilizó un paquete termodinámico denominado “Amine Pkg”, el cual tiene en cuenta las interacciones fuertes entre las aminas y los gases ácidos.
- Para la absorción con agua se utilizó el modelo NTRL, dado que éste es predictivo y tiene en cuenta las interacciones entre los componentes del gas y el agua. El modelo de actividad se utilizó asociado a la ecuación de estado de Peng Robinson para modelar la fase gas del sistema.

3.2 Purificación de biogás

Como se ha podido observar al realizar un análisis cinético en el digestor, la mezcla gaseosa obtenida presenta impurezas, las cuales generan inconvenientes tanto para los equipos que estarán en contacto con el biogás, como para la implementación de nuestro producto para la generación de energía. El caso más evidente del primer inconveniente está dado por la presencia de H_2S , el cual resulta corrosivo para los equipos, mientras que para el segundo caso se observa una importante concentración de CO_2 en el biogás, el cual disminuye la capacidad calorífica de la mezcla gaseosa.

A partir de estos inconvenientes, se presentan a continuación distintas técnicas de purificación del producto obtenido en el digestor, de forma tal de obtener una corriente gaseosa rica en CH_4 , que cumpla con los requisitos para ser inyectada a la red energética.

3.2.1 Introducción a los distintos tipos de purificación de Biogás

Absorción

❖ *Absorción con agua*

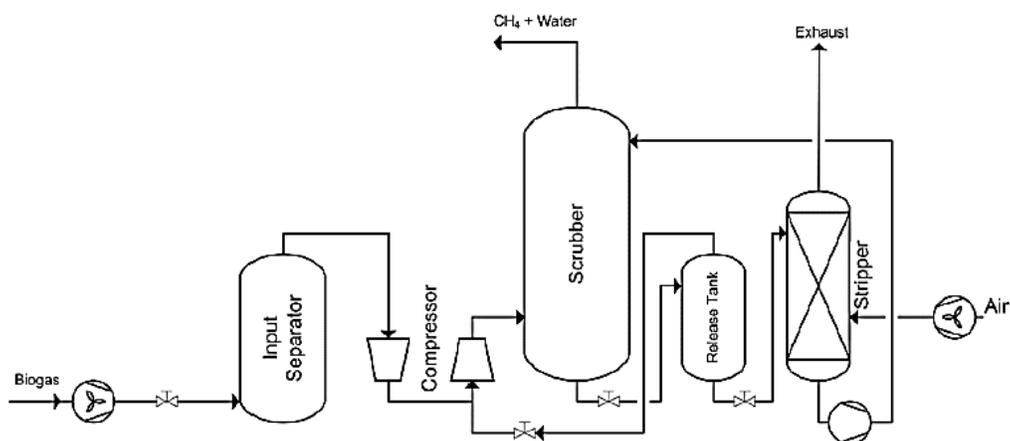


Figura 3.1- Diagrama proceso de absorción con agua.

Este tipo de purificación se utiliza para remover el CO_2 y el H_2S basados en el principio que estos dos compuestos son más solubles en agua que el CH_4 . El proceso de absorción es puramente físico. Usualmente el biogás es presurizado y alimentado por el fondo de una columna empacada mientras que por tope es alimentada el agua en contracorriente.

Esta purificación puede ser utilizada para remover selectivamente el H_2S ya que este es más soluble que el CO_2 en agua. El agua que sale de la columna con CO_2 y H_2S absorbidos puede ser reutilizada mediante el paso por el depurador.

Para remover los gases absorbidos en la corriente de salida del depurador, se realiza una despresurización y una extracción con aire en una columna de similares características. Sin embargo, esta última opción no es recomendada cuando se tienen altos niveles de H_2S , dado que el agua, se contamina rápidamente con azufre lo cual causa problemas operacionales.

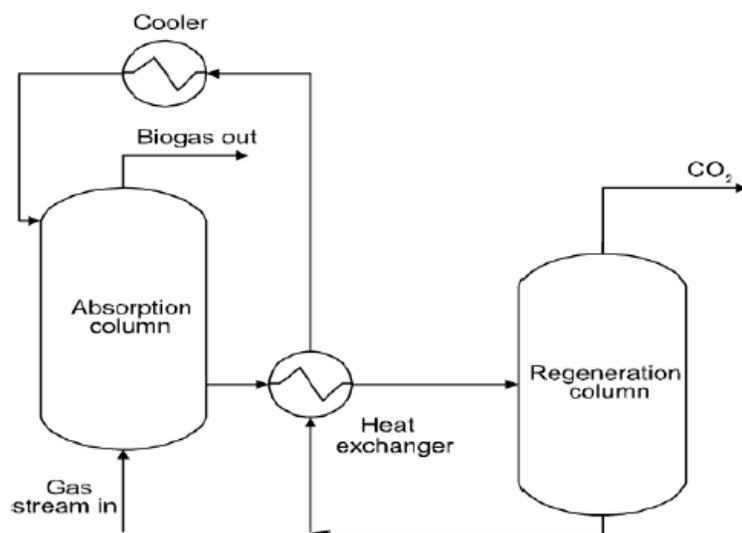
❖ *Absorción con aminas*

Figura 3.2-Diagrama proceso de absorción química.

La absorción química involucra la formación de uniones químicas reversibles entre el soluto y el solvente. La regeneración del solvente involucra romper estas uniones para lo cual se requiere una cantidad significativa de energía.

Los solventes más utilizados para la purificación de biogás son soluciones acuosas de aminas (mono-di o tri-etanolamina).

Biswas (1977) reportó que burbujear biogás en una solución acuosa al 10% de monoetanolamina (MEA) reduce el contenido de CO₂ del biogás de 40 a 0,5-1% de volumen. Dicha solución de amina puede ser completamente regenerada mediante un hervido por 5 minutos.

Ventajas y desventajas de la absorción química

Ventajas

- Completa remoción de H₂S.
- Alta eficiencia y velocidad de reacción comparada con la depuración con agua.
- Posibilidad de operar a baja presión.

Desventajas

- Utilización de compuestos químicos.
- Necesidad de tratamiento de los desechos del proceso.

Adsorción con cambio de presión (PSA)

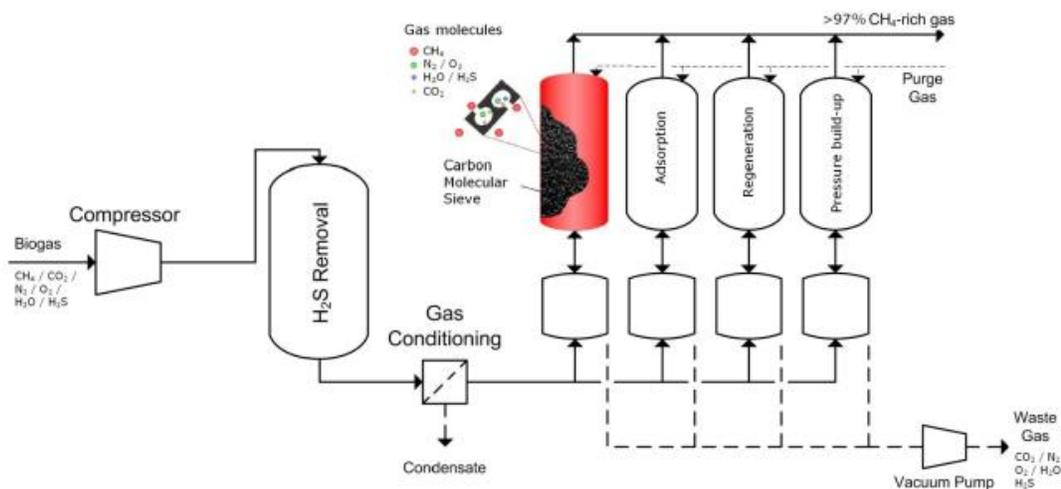


Figura 3.3-Diagrama proceso de adsorción con cambio de presión (PSA).

Es una tecnología utilizada para la separación de una mezcla de gases bajo presión, de acuerdo a las características y afinidades del material absorbente. Materiales absorbentes especiales, como zeolitas y carbón activado, son utilizados como tamices moleculares. Preferentemente absorben el gas que se pretende eliminar a altas presiones. El proceso luego cambia a baja presión para desorberlo del material.

El proceso de PSA se basa en el hecho que bajo presión, los gases tienen a atraerse a las superficies sólidas, es decir, adsorberse. Cuantas más altas sean las presiones, mayor será la adsorción.

En la purificación de biogás, la adsorción de H_2S es irreversible y la superficie del sólido se envenena. Por esta razón, es necesaria una remoción preliminar de H_2S .

Está comprobado que este método, utilizando zeolitas o carbón activado a diferentes niveles de presión, es efectivo para la separación de CO_2 de CH_4 . La reacción es óptima operando de 7 a 8 bares y entre 50-70 °C.

Ventajas y desventajas de la adsorción con cambio de presión (PSA)

Ventajas

- Enriquecimiento de al menos 97% de CH_4 .
- Bajo consumo de energía.

Desventajas

- Paso adicional previo a la PSA de remoción de H₂S.
- Los gases que se desechan deben ser tratados.
- Proceso costoso frente a otros.

Membrana de purificación

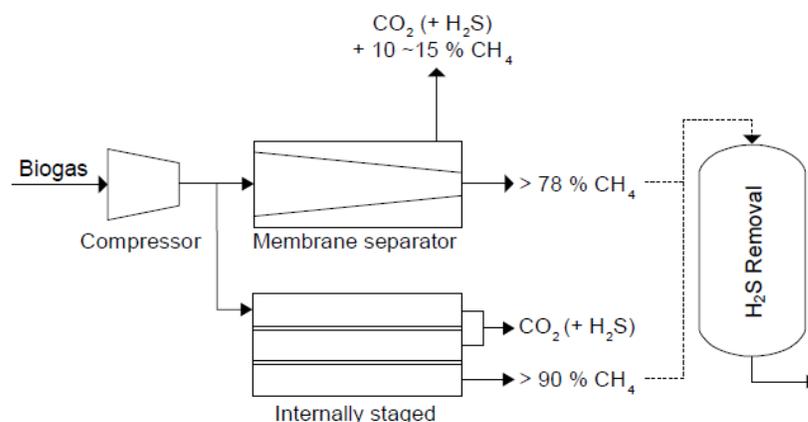


Figura 3.4-Diagrama proceso de purificación por membranas.

El principio en el cual se basa la separación por membrana es que algunos componentes del biogás son transportados a través de la misma, mientras que otros son retenidos. La permeabilidad es una función directa de la solubilidad química de los gases en la membrana. Las membranas sólidas pueden ser construidas mediante módulos de fibras huecas u otras estructuras que proporcionan una gran superficie de membrana por volumen en unidades muy pequeñas. Las presiones típicas de proceso se encuentran comprendidas en un rango de 25-40 bares. La pureza del metano puede aumentarse incrementando el número de módulos de membranas pero también mayor cantidad de metano permeara y se perderá. Entonces es importante encontrar una relación óptima entre pureza y cantidad de metano. Esto se logra teniendo en cuenta que no solo importa la selectividad sino que también la cantidad permeada.

Existen dos técnicas de separación por membranas:

- *Separación de gas a alta presión:* Separa selectivamente H₂S y CO₂ de CH₄. Usualmente, esta separación se realiza en tres etapas y produce una pureza del 96% de metano.
- *Adsorción gas-líquido:* Utiliza membranas de micro-poros hidrofóbicos como una interface entre el gas y los líquidos. El H₂S y el CO₂ se disuelven en el líquido, mientras que el CH₄ que permanece en la fase gas es colectado para su uso.

Ventajas y desventajas de las membranas de purificación

Ventajas

- El proceso es compacto y tiene un bajo costo energético.
- El equipo es liviano.
- Fácil y simple mantenimiento.

Desventajas

- Bajo rendimiento de metano.
- Alto costo de la membrana.

Filtro biológico

Este proceso es ampliamente utilizado en la remoción de H_2S en especial en la producción de biogás porque el uso de químicos está limitado y son en la mayoría de los casos económicamente convenientes y ecológicos. El uso de especies bacterianas quimiotróficas para el acondicionamiento de biogás se encuentra bien establecido. Cultivos de micro-algas también han sido examinados pero no se encuentra disponible demasiada información en la literatura. Otra metodología implementa bacterias anaeróbicas fototróficas capaces de oxidar el H_2S en presencia de luz y CO_2 .

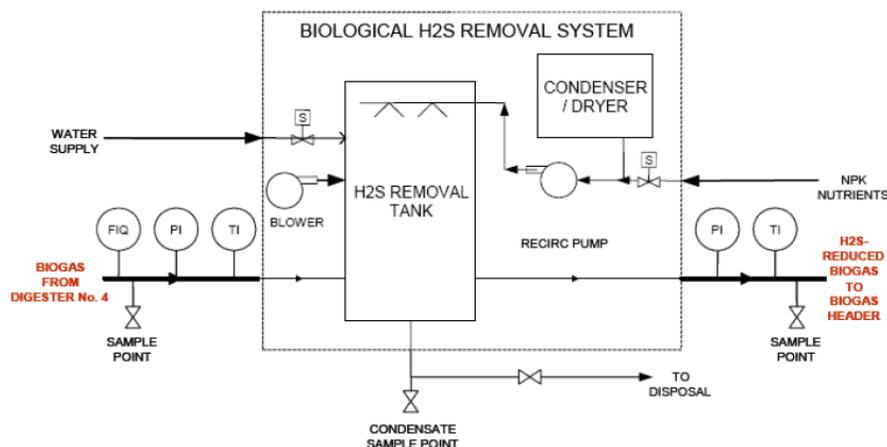


Figura 3.5-Diagrama proceso de remoción biológica de H_2S mediante bacterias quimiotróficas.

Destilación criogénica

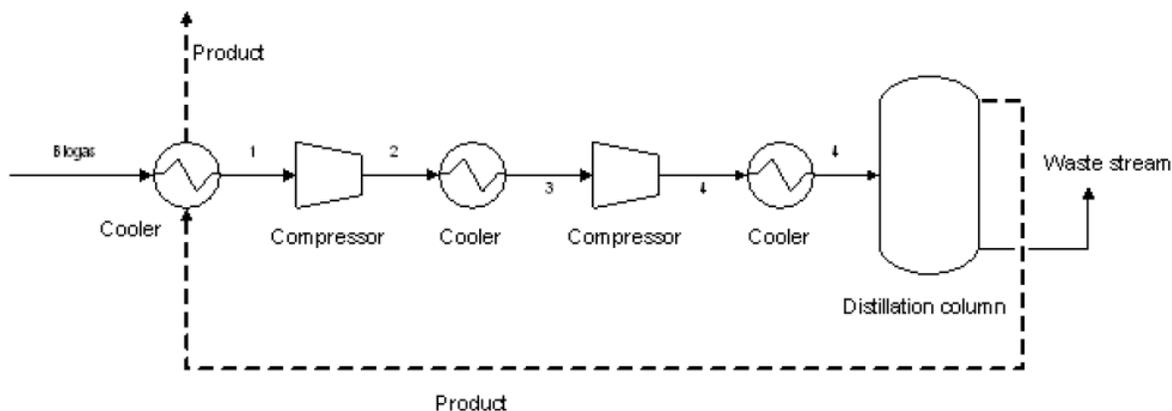


Figura 3.6-Diagrama proceso de separación criogénica.

Este proceso se basa en el hecho que el CO_2 , el H_2S y el resto de los contaminantes del biogás, pueden ser separados del CH_4 ya que estos liquifican a diferentes temperaturas-presión.

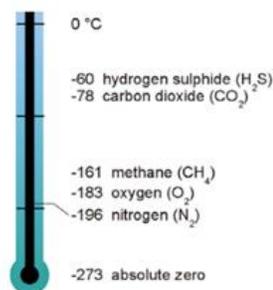


Figura 3.7- Temperaturas de ebullición a presión atmosférica.

Este proceso de separación opera a bajas temperaturas cercanas a -100°C , y altas presiones, del orden de 40 bares. Estos requisitos operativos, son mantenidos mediante el uso de compresores e intercambiadores de calor en serie, como se muestra en la Figura 3.6.

Ventajas y desventajas de la separación criogénica.

Ventajas

- Alto nivel de pureza del biogás (99% CH_4)
- Posibilidad de procesar eficientemente grandes cantidades de biogás.

Desventajas

- Gran cantidad de equipos.
- Elevado costo.

3.2.2 Criterios de operación y simulación de equilibrios

Absorción

El análisis de la separación de CO_2 y H_2S del biogás mediante absorción con una corriente de agua y soluciones de aminas, se simuló en UniSim 390.1 utilizando una torre de absorción de una única etapa con la finalidad de hallar las curvas de equilibrio.

Absorción con Agua

Efecto de la temperatura

Con el objetivo de analizar cómo afecta la temperatura en la purificación del biogás se operó de la siguiente manera: se fijó un caudal de entrada de biogás de una composición fija y se barrió en forma creciente el caudal de agua utilizada para el proceso. A continuación se graficaron los flujos molares a la salida del equipo. Es importante destacar que el valor numérico de los flujos no será de interés en el análisis, sino su variación en ambas fases a medida que cambia la cantidad de solvente empleado.

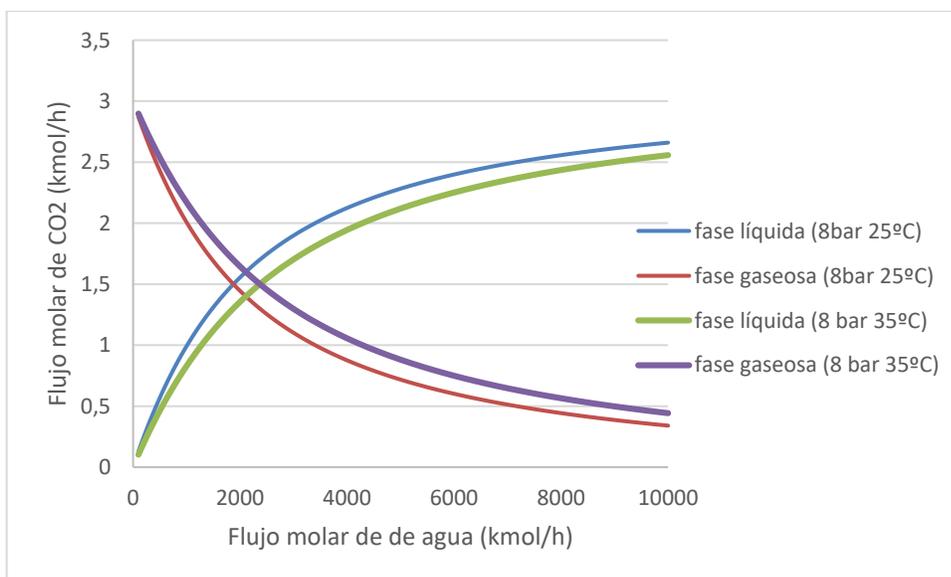


Gráfico 3.1- Flujos de CO₂ en las salidas Vs. Flujo de agua.

Del análisis del gráfico surge que operar a menores temperaturas es beneficioso ya que a un mismo caudal de agua, se encuentra una mayor cantidad de CO₂ en la fase líquida y menor en la gaseosa.

A continuación se hallaron las curvas correspondientes a los equilibrios de absorción de CO₂ y H₂S en agua a distintas temperaturas.

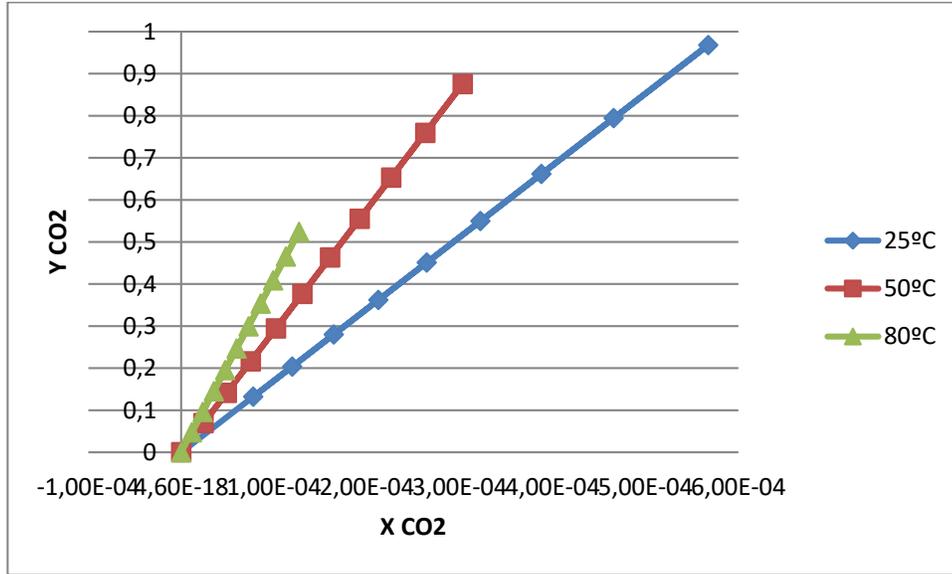


Gráfico 3.2- Curvas de equilibrio de CO₂ a distintas temperaturas.

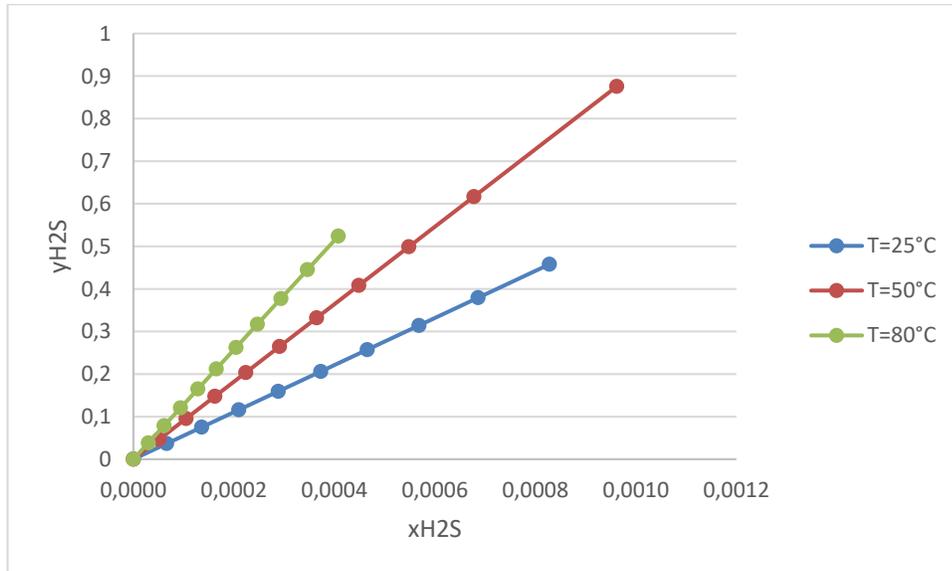


Gráfico 3.3- Curvas de equilibrio de H₂S a distintas temperaturas.

De los análisis de las curvas de equilibrio para ambos compuestos a eliminar se concluye que será más beneficioso trabajar a menores temperaturas. Esto es debido a que la solubilidad de CO_2 y H_2S en agua aumentan a medida que disminuye esta variable de operación.

Efecto de la presión

Con el objetivo de analizar cómo afecta la presión en la purificación del biogás se operó de la siguiente manera: se fijó un caudal de entrada de biogás de una composición fija y se barrió en forma creciente el caudal de agua utilizada para el proceso. A continuación se graficaron los flujos molares a la salida del equipo.

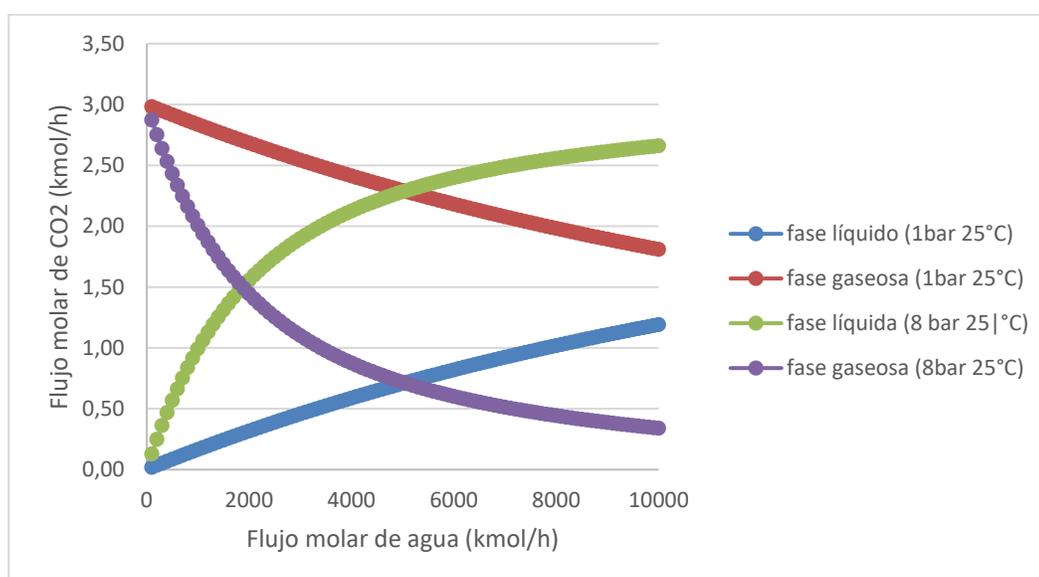


Gráfico 3.4- Flujos de CO_2 a la salida Vs. Flujo de agua a distintas presiones.

Puede observarse que trabajar a mayores presiones implica una mayor extracción para un mismo caudal de agua. Es importante destacar el cruce de las curvas de 8 bares, el cual representa el flujo de agua a partir del cual la fase líquida contiene mayor número de moles que la gaseosa. Esto no puede lograrse a bajas presiones como se muestra en el gráfico.

Absorción con aminas

Efecto de la presión

Para analizar las ventajas de trabajar a distintas presiones se simuló la absorción de CO_2 con etanolamina (MEA) a dos presiones (1 y 8 bar). Teniendo en cuenta las limitaciones del paquete termodinámico se utilizó una fracción molar de amina de 0,1. Se mantuvo un caudal y

composiciones fijas de entrada y se estudiaron los flujos molares de salida de una torre de extracción de única etapa, variando el caudal de amina utilizado para la extracción.

Es importante destacar que éste es un análisis cualitativo y pretende generar criterio para discernir la condición de presión de operación (alta o baja presión).

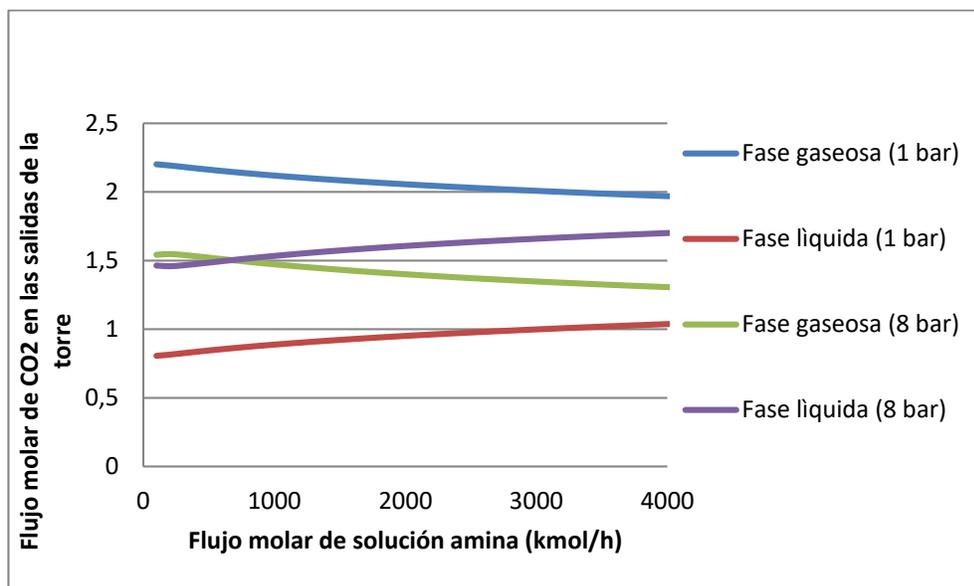


Gráfico 3.5- Extracción de CO_2 con MEA a distintas presiones.

Se puede observar que la operación a mayores presiones es beneficiosa ya que a un mismo caudal de amina se logra menor cantidad de CO_2 en la fase gaseosa. Es interesante analizar el cruce de las curvas a 8 bares que indican el punto en el cual a mayores caudales de amina la cantidad en fase líquida de CO_2 es mayor a la gaseosa.

Respecto a la forma de las curvas, se observa que las mismas tienden a estabilizarse a medida que aumenta el flujo molar de la solución de amina. Esto indica que la variación en el caudal de amina cuando se trabaja a caudales altos no modifica apreciablemente el flujo molar de CO_2 obtenido en las fases vapor y líquido. En otras palabras, no será conveniente aumentar el flujo de amina indefinidamente.

Efecto sobre el tipo de amina

Se planteará la utilización de soluciones acuosas de aminas, etanolamina (MEA) y dietilenglicolamina (DGA), de la misma concentración con el fin de determinar que solución de aminas es conveniente utilizar. Existen estudios¹³ en los cuales se analiza la factibilidad de utilizar

¹³ "Simulación del Proceso de Absorción Química con Soluciones

otros tipos de aminas donde se concluye que el mayor rendimiento para la extracción lo brinda la DGA, seguido de la MEA.

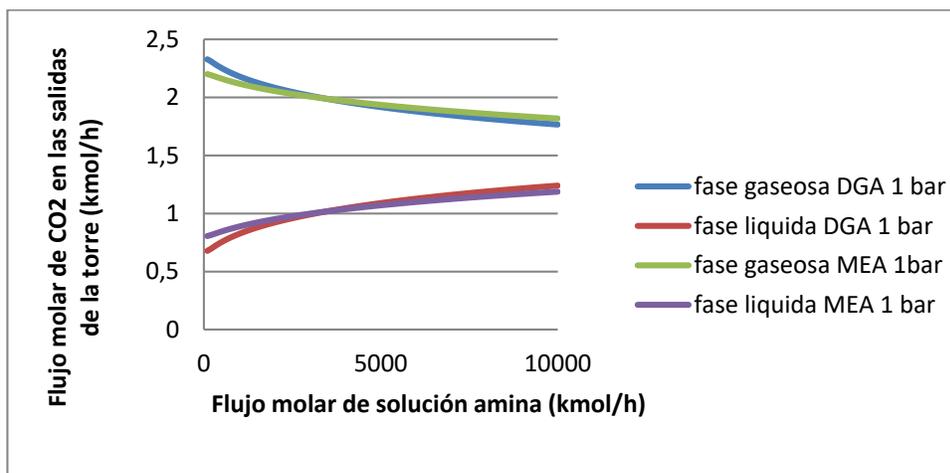


Gráfico 3.6- Comparación de aminas.

Del análisis de este gráfico surge que a bajos caudales de amina resulta más eficiente trabajar con MEA, pero a partir de cierto caudal ésta tendencia se invierte y resulta conveniente la operación con DGA.

A bajos flujos molares, las pendientes de las curvas para el DGA son más pronunciadas, lo que indica que la variación de caudal de absorbente tiene un impacto mayor en la transferencia de masa de CO₂ de fase vapor a fase líquida que para el otro caso de análisis.

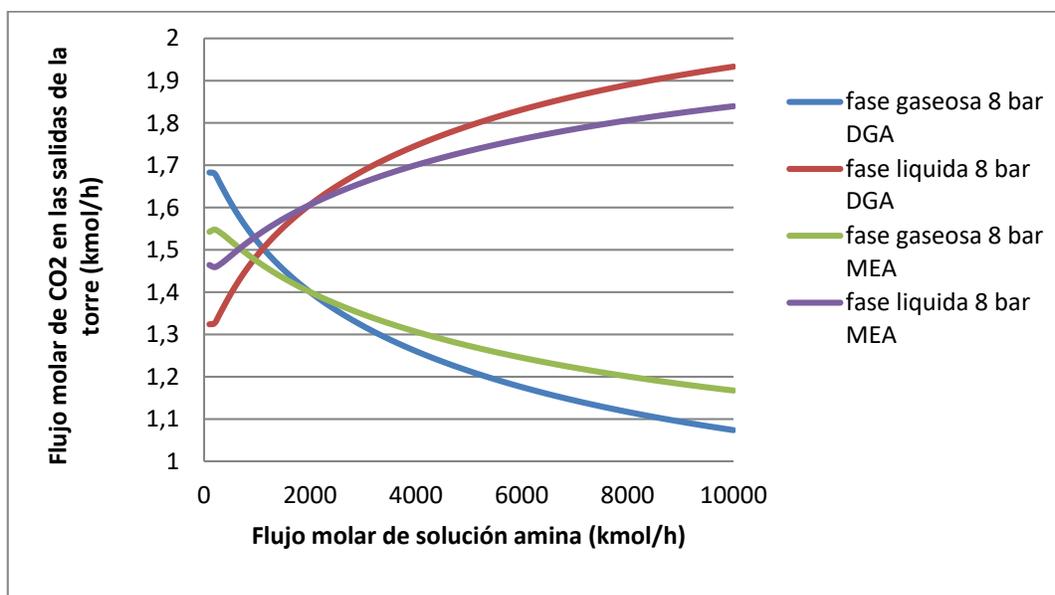
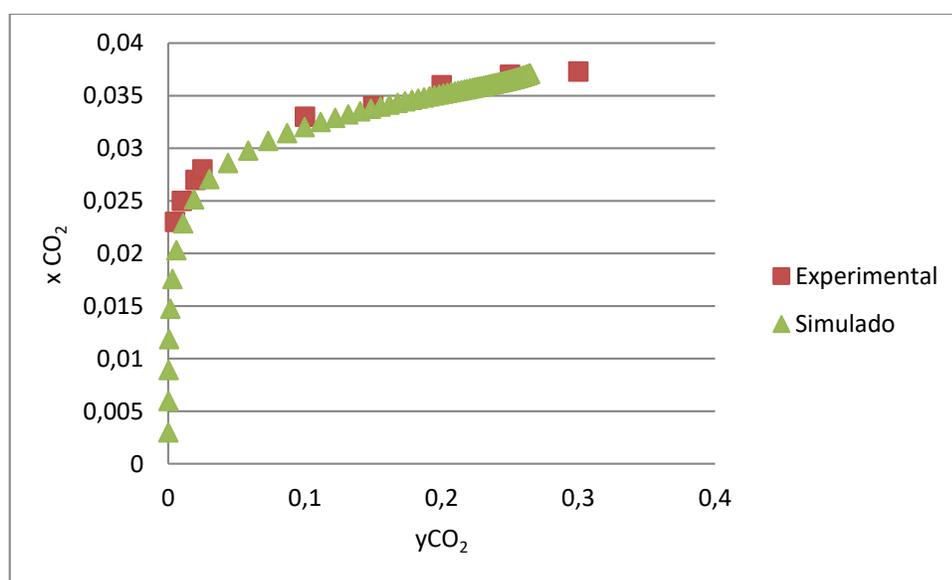


Gráfico 3.7- Extracción con aminas a distintas presiones.

La conveniencia de la utilización de DGA se evidencia a partir de la intersección de las curvas donde la composición de CO_2 en la fase líquida es mayor en DGA que en MEA, lo que implica una mayor extracción. No obstante, la selección de una amina u otra estará dada por criterios económicos, cuyo alcance excede el análisis termodinámico en cuestión.

A continuación se analizará la correspondencia entre datos experimentales¹⁴ de equilibrio frente a los obtenidos mediante simulación, para una solución 2M de DEA. Si bien en el trabajo no fue utilizada esta amina en la extracción, no se hallaron datos experimentales de curvas de equilibrio para DGA. Considerando que es válido el análisis de todos modos y con el objetivo de corroborar la utilización del modelo, se contrastan dichas curvas.

La curva de simulación se obtuvo mediante Unisim 390.1, variando la composición de CO_2 de entrada al absorbedor de una única etapa, de forma tal de obtener distintas composiciones de equilibrio a la salida. La simulación se realizó a 400KPa y 298K. Se observa un buen ajuste de los resultados obtenidos respecto a los experimentales.

Gráfico 3.8 -Comparación de la curva de equilibrio para CO_2 simulado y experimental

Se concluye que en buena medida los datos simulados se corresponden con los experimentales, por lo tanto será posible trabajar con simulaciones sin cometer grandes errores.

¹⁴Datos experimentales obtenidos por el Departamento de Termodinámica y Fenómenos de Transferencia, Universidad Simón Bolívar, Caracas, Venezuela

Efecto de la temperatura

Se realizó un análisis cualitativo del equilibrio a distintas temperaturas con el fin de desarrollar un criterio en cuanto a la selección de la temperatura de operación en la absorción con una solución de DGA. Se asume que el comportamiento para cualquier otra amina será análogo.

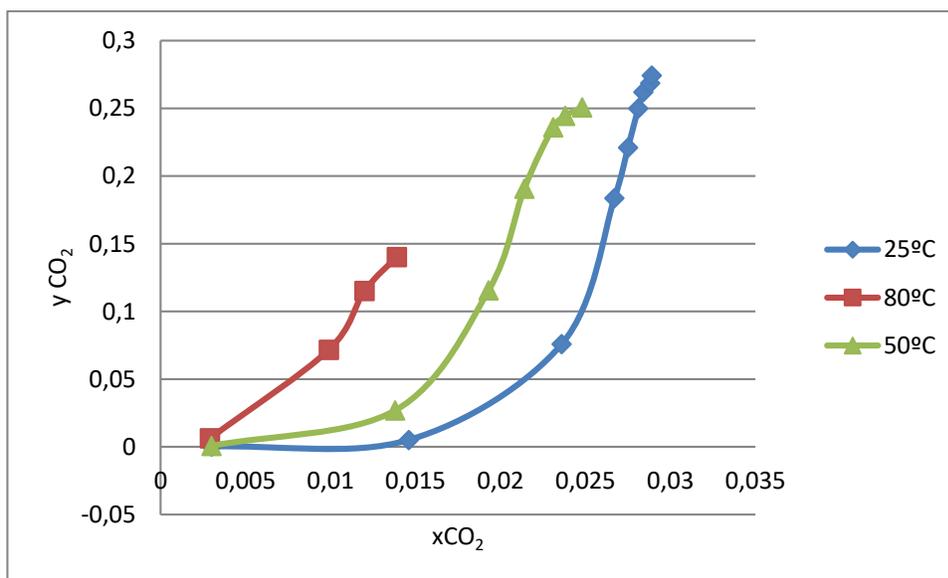


Gráfico 3.9- Equilibrio CO_2 en aminas a distintas temperaturas.

Puede observarse que para una misma composición molar de CO_2 en la corriente gaseosa de salida, se obtienen mayores composiciones molares de CO_2 en la salida líquida al trabajar a menores temperaturas. Esto puede explicarse teniendo en cuenta que al aumentar la temperatura de proceso, disminuye la solubilidad del CO_2 en la solución acuosa de amina (independientemente del tipo de amina a utilizarse), lo que implica una mayor cantidad de absorbente para lograr purificaciones análogas de la corriente gaseosa.

Para la separación de ácido sulfhídrico de la corriente gaseosa, se analiza la siguiente curva de equilibrio, obtenida a partir de la simulación en condiciones de 1 bar de presión y 25°C.

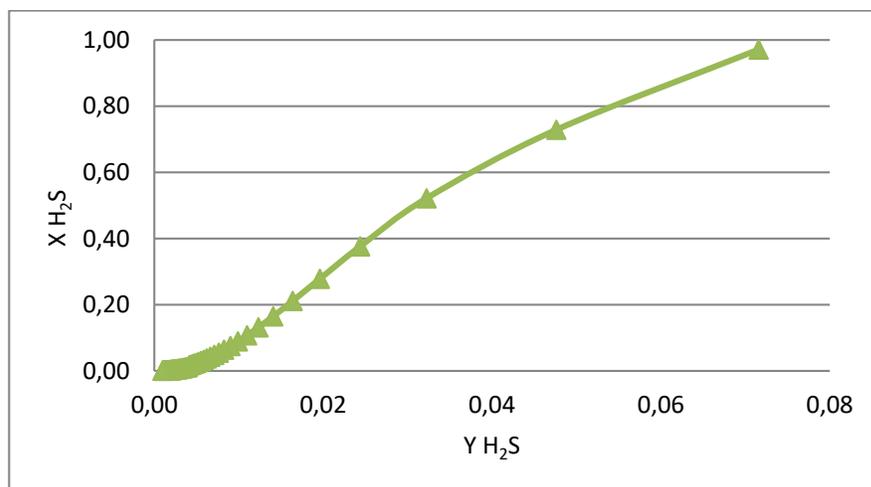


Gráfico 3.10- Equilibrio H₂S en solución de aminas

A continuación se fijó un caudal de entrada de composición de metano y ácido sulfhídrico y se barrió crecientemente caudales de solución de aminas.

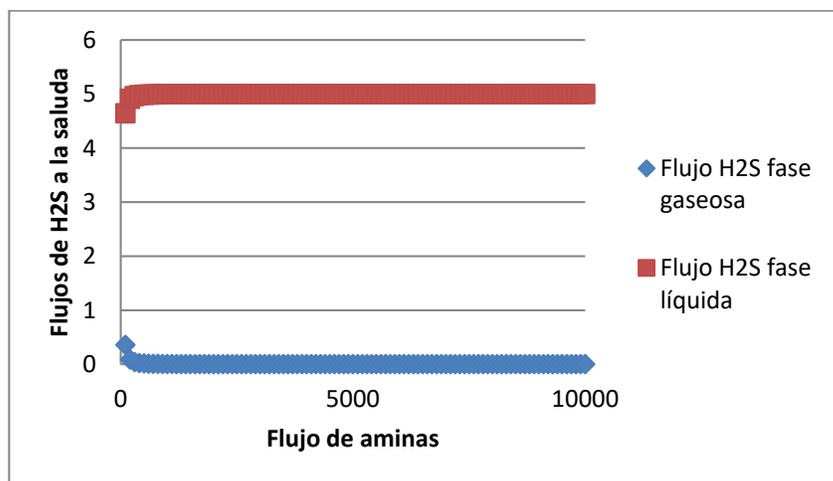


Gráfico 3.11- Flujos de salida del destilador Vs Caudal de aminas.

En el gráfico puede observarse que a bajos caudales de la solución de aminas se logra la separación completa de la impureza (H₂S) por lo que puede concluirse que en comparación con el CO₂, el H₂S es más sencillo de eliminar. Entonces, la operación controlante será la absorción de CO₂. A continuación se muestran ambas curvas de equilibrio donde se puede verificar lo antes mencionado.

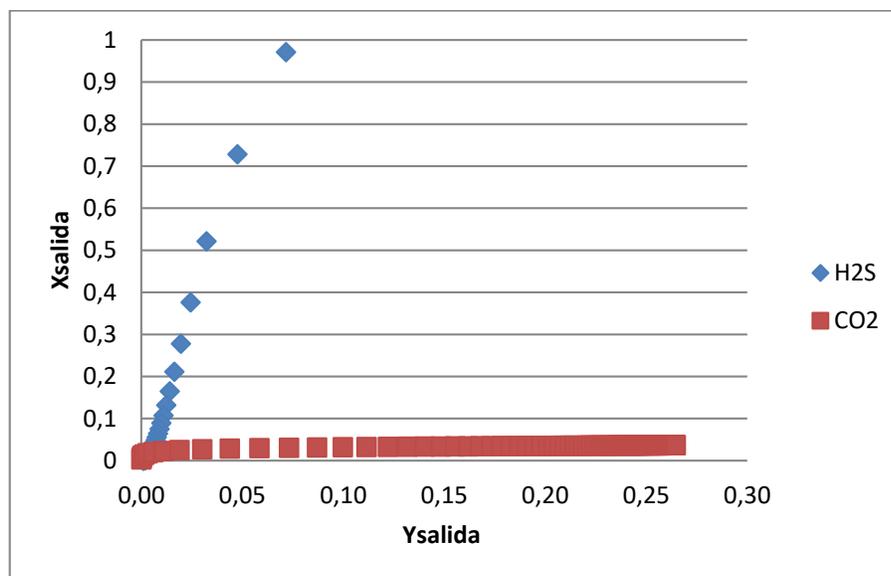


Gráfico 3.12- Comparación de los equilibrios CO₂, H₂S.

En conclusión, en ambas operaciones de absorción conviene trabajar a altas presiones y a bajas temperaturas. La elección de estos parámetros estará determinada no solo por el rendimiento del proceso, sino que también por los costos operativos, los cuales limitarán las condiciones de presión y temperatura a trabajar.

La utilización de agua como solvente para el proceso implica mayores caudales que en la utilización de aminas para una misma cantidad absorbida de impureza. Por lo tanto las soluciones de aminas tienen un mayor rendimiento y serán elegidas frente a la utilización de agua, siempre que esto sea económicamente favorable. Sin embargo, no se descarta la utilización de un absorbedor con agua para la remoción de NH₃.

De realizarse la absorción por aminas se prefiere la utilización de DGA, la cual muestra una mejor capacidad de remoción de impurezas. La implementación de la misma como solvente estará determinada por la relación costo/rendimiento frente a otras aminas.

Destilación criogénica

Para el análisis de la purificación de biogás mediante este método se obtuvieron los diagramas binarios para los equilibrios CH₄-CO₂ y CH₄-H₂S para distintas condiciones operativas. Se utilizó el paquete termodinámico PRSV para la estimación de los parámetros. Es importante destacar que los gases involucrados en el proceso no son condensables en condiciones normales y por lo tanto para destilarlos requerirán condiciones extremas de presión y temperatura.

Para realizar los diagramas, se eligieron distintas presiones de operación, las cuales se mantuvieron constantes, y se fueron obteniendo composiciones x-y de equilibrio a la salida de un destilador flash a distintas temperaturas. Los equilibrios a distintas presiones de operación se observan a continuación.

Equilibrio Metano- Dióxido de carbono

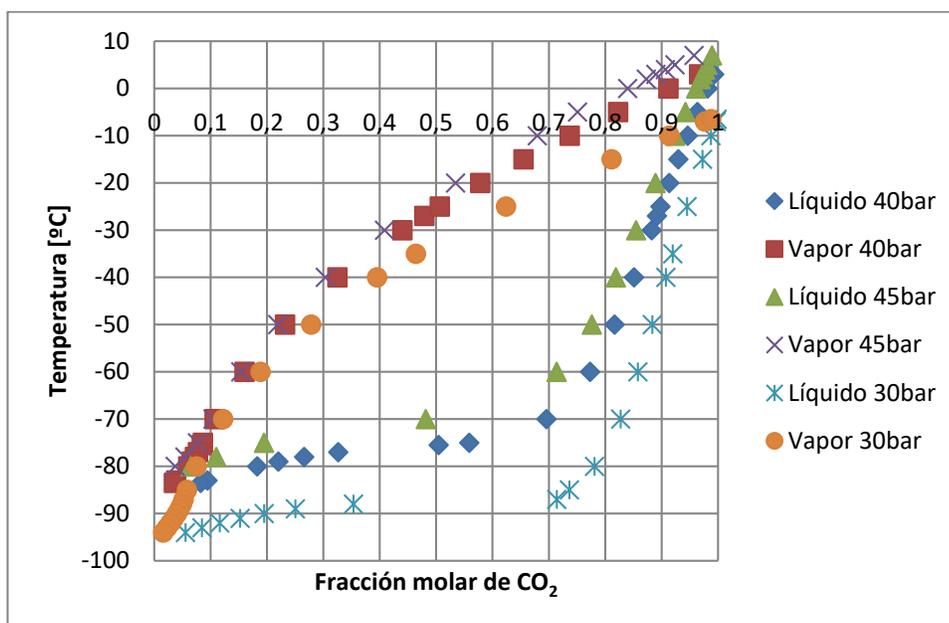


Gráfico 3.13- Equilibrio de fases de CO₂ a distintas presiones.

Del análisis del gráfico obtenido surge que a mayores presiones (mayor costo de compresión) se requerirá menor gasto de enfriamiento (se opera a mayores temperaturas). Las condiciones de operación serán determinadas por el costo operativo de trabajar a altas presiones o bajas temperaturas.

Cualitativamente, se observa que un aumento de presión de 40 a 45 bar no es justificable puesto que se obtiene la misma composición de CO₂ en fase vapor a temperaturas similares. La disminución de presión de 40 a 30 bar genera que se requiera una temperatura de trabajo bastante menor para purificar el biogás (eliminar CO₂ de la fase gaseosa), lo cual puede resultar económicamente no viable. También se observa que hay un rango de temperaturas, las más bajas para cada experiencia, donde si bien la composición de CO₂ en fase gas resulta baja, también lo es la fracción molar en fase líquida, lo que significa que la corriente de condensado no será rica en CO₂, y por el contrario habrá abundante cantidad de CH₄ en dicha corriente.

Equilibrio Metano- Ácido sulfhídrico

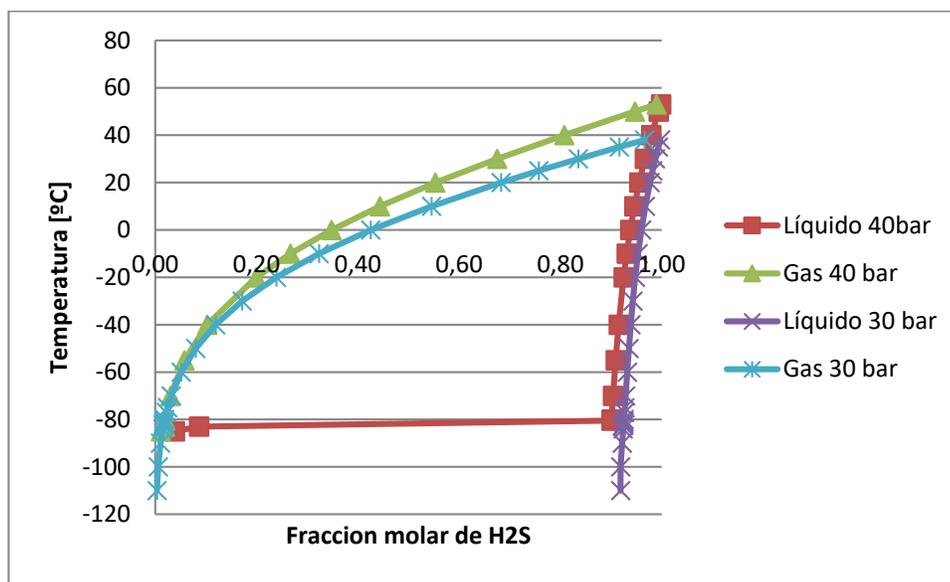


Gráfico 3.14. Equilibrio de fases de H₂S a distintas presiones.

En este caso, a diferencia del equilibrio CO₂-CH₄, se observa que para un amplio rango de temperatura, se obtiene un líquido muy rico en H₂S. Para obtener composiciones de H₂S cercanas a 0 en fase vapor, se debe trabajar a una temperatura aproximada de -80 °C para 40 bares de presión. Para lograr composiciones análogas con presión operativa de 30 bares, la temperatura a emplear disminuye a aproximadamente a -110° C. Se observa para el equilibrio a 40 bar que en un rango de temperatura estrecho, levemente inferior a -80 °C, la curva de líquido saturado barre casi toda la fracción molar de H₂S, por lo que hay que tener cuidado de trabajar en condiciones tales que la corriente líquida sea rica en H₂S y posea la menor cantidad de CH₄ posible.

4 ESTRUCTURA GLOBAL DE LA PLANTA Y BALANCES PRELIMINARES

INTRODUCCIÓN

En este capítulo, se realizarán cálculos preliminares de la planta y sus correspondientes balances de masa. No se modelarán en detalle los equipos, sino que se utilizarán módulos simples para obtener una resolución sencilla. Los valores calculados servirán como semilla para simulaciones posteriores más rigurosas y que influenciarán las etapas de diseño.

4.1 Diagrama de flujo mediante módulos simples

En la Figura 1, se observa un diagrama simplificado de la planta donde se muestran las corrientes de entrada y salida a cada equipo para la producción de biogás.

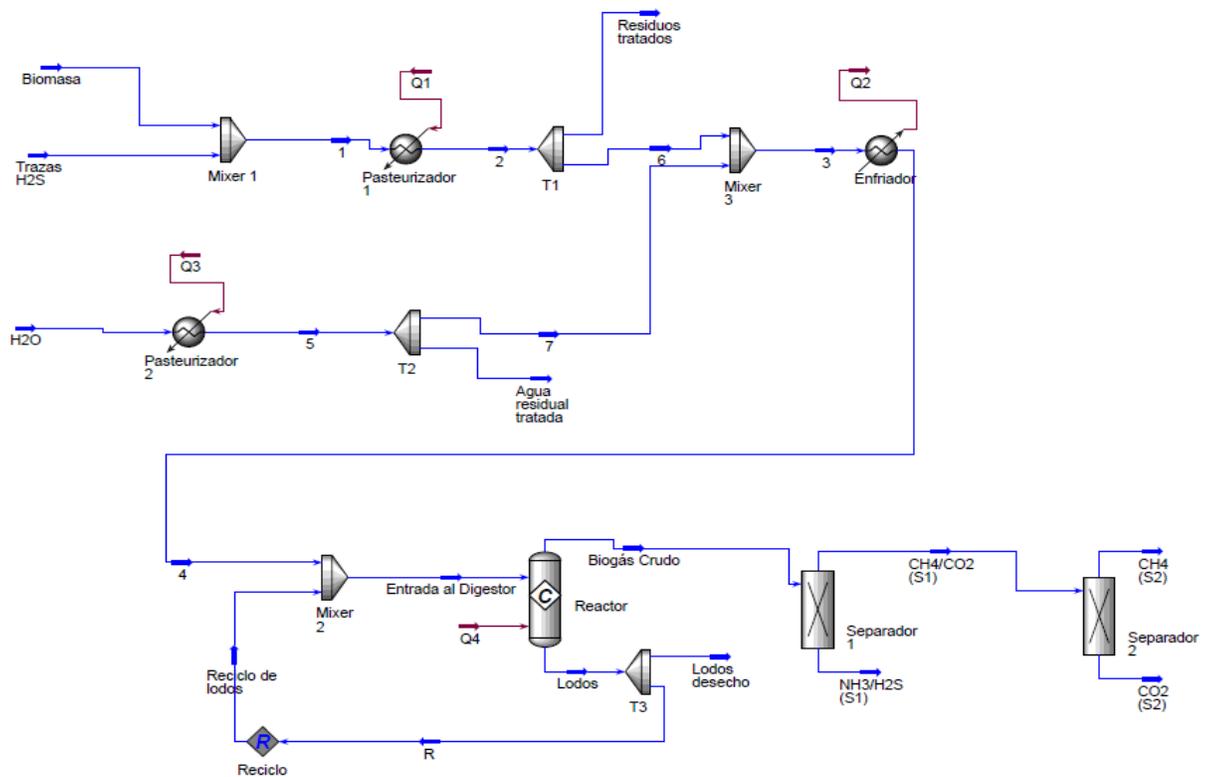


Figura 4.1- Diagrama de flujo de la planta.

Las corrientes iniciales provenientes de los residuos de faena son ingresadas a un mezclador donde sufren un proceso de molienda para homogeneizar la mezcla, teniendo en cuenta que el rango de diámetros de las partículas debe estar comprendido entre 8 y 50 mm.

La totalidad de los residuos del matadero es sometida a un tratamiento térmico de pasteurización a 70°C, el cual será controlado mediante el tiempo de residencia en el pasteurizador. A fines prácticos, se decidió tratar por separado el material sólido de los residuos de lavado para lograr la mezcla deseada de ingreso al digestor. Como se mencionó en el Capítulo 2, el tratamiento térmico tiene dos objetivos; por un lado disminuye los tiempos de hidrólisis y por otro deja aptos los residuos para poder ser volcados al ambiente en caso de no ser utilizados en la digestión.

El diagrama de flujo parte de la suposición que el agua residual proveniente del matadero es pasteurizada en su totalidad. De implementarse dicha pasteurización deberá considerarse en el análisis económico una entrada de flujo de dinero correspondiente al servicio que la planta de producción de biogás le presta al matadero SAICIF. Dicho ingreso de capital deberá sumarse a los ingresos por venta de biogás y de biol.

Otra alternativa es tomar del matadero el caudal de agua residual que requiera la planta de biogás. En este caso, la pasteurización se aplicará sobre un caudal menor que el que se observa en el diagrama a la entrada del pasteurizador, y que corresponderá al que se observa a la salida del separador, el cual está nombrado con el número 7.

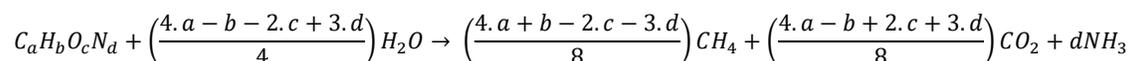
A continuación, se debe enfriar la biomasa para que entre al biodigestor en condiciones mesofílicas (39°C). Enfriada la corriente es mezclada con un reciclo del 20 %¹⁵ de la salida de los lodos del proceso con el fin de retener la mayor cantidad de bacterias activas en el digestor. Consecuentemente, se logran menores tiempos de retención así como también menores volúmenes de digestor para tratar una misma cantidad de biomasa.

La fase gaseosa de salida del digestor se purificará en dos etapas posteriores, como mínimo. Para la primera de ellas, se propone extraer el amoníaco y el ácido sulfhídrico del biogás crudo y en la segunda de ellas, se plantea separar el metano del dióxido de carbono. Es importante aclarar que en cada caso se elegirá un sistema de separación conveniente que fue simplificado con la simulación de un único separador con eficiencia del 100%.

¹⁵ Relación extraída de “Manual para la producción de Biogás- Instituto de Ingeniería Rural INTA, Castelar”

4.2 Consideraciones para la resolución de los balances de masa

Para la simplificación de los balances de masa, se modela al digestor en Unisim 390.1 como un reactor de conversión en el cual solo fue necesario definir la reacción que ocurre en el mismo y la conversión alcanzada. Esta última fue calculada en el Capítulo 2, utilizando el método de Jeyasselan la cuál arrojó un valor del 92 %. La reacción de digestión fue modelada por la ecuación de Buswell la cual es mostrada a continuación.



A diferencia del Capítulo N°2, en esta ecuación, se tiene en cuenta la presencia del nitrógeno y la formación de amoníaco. La formación de éste último compuestó disminuirá la producción de metano pero será más realista e incluirá una impureza que deberá ser extraída, si no se solubiliza lo suficiente en la fase acuosa del digestor.

En cuanto a la composición de la biomasa, se caracterizará a la misma como Etil-Ciano-Acetato ($C_5H_7NO_2$). Según investigaciones¹⁶, este compuestó representa adecuadamente al sustrato y arroja resultados precisos. Entonces, la resolución de la ecuación de Buswell es la siguiente.



Si bien el sustrato no tiene azufre en su composición, las proteínas presentes en los desechos si pueden contenerlo, por lo cual no sería correcto desestimarlos y será ingresado al proceso como una corriente de ácido sulfhídrico, que represente un porcentaje menor a 1% en el biogás de salida al digestor.

4.3 Resultados de los balances de masa

A continuación se realiza el balance de masa general para la planta.

$$\{Flujo\ molar\ de\ entrada\} = \{Flujo\ molar\ de\ salida\} + \{Flujo\ molar\ acumulado\} - \{Flujo\ molar\ generado\ por\ reacción\}$$

¹⁶ Información obtenida de "Biogas Process Simulation using Aspen Plus" - Department of Chemical Engineering, Biotechnology and Environmental Technology Syddansk Universitet.

Dado que el diseño se realizó en estado estacionario de flujo, el término de acumulación es nulo. Entonces, el balance resulta.

$$\{\text{Flujo molar de entrada}\} = \{\text{Flujo molar de salida}\} - \{\text{Flujo molar generado por reacción}\}$$

El flujo másico de entrada de la biomasa fue descrito en el Capítulo 1, y mediante la caracterización del sustrato se convirtió en un flujo molar. El resultado es el siguiente.

$$F_{\text{biomasa}}^0 = 34,46 \text{ kmol/h}$$

El flujo de entrada del agua, fue calculado con la suma de las aguas rojas y verdes provenientes del proceso de faena.

$$F_{\text{agua residual}}^0 = 9789 \text{ kmol/h}$$

Las trazas de ácido sulfhídrico se eligieron arbitrariamente, con el siguiente valor.

$$F_{\text{ácido sulfhídrico}}^0 = 0,5 \text{ kmol/h}$$

Para el cálculo, se supone que la planta trabaja las 24 horas del día.

El balance de masa global del proceso resulta

$$\{\text{Biomasa}\} + \left\{ \begin{matrix} \text{trazas} \\ \text{H}_2\text{S} \end{matrix} \right\} + \{\text{H}_2\text{O}\} = \left\{ \begin{matrix} \text{Residuos} \\ \text{tratados} \end{matrix} \right\} + \left\{ \begin{matrix} \text{Agua} \\ \text{residual} \\ \text{tratada} \end{matrix} \right\} + \left\{ \begin{matrix} \text{Lodo} \\ \text{desecho} \end{matrix} \right\} + \left\{ \begin{matrix} \text{NH}_3 \\ \text{H}_2\text{S} \\ \text{H}_2\text{O} \end{matrix} \right\} + \{\text{CO}_2\} + \{\text{CH}_4\} - \{\text{Reacción}\}$$

$$(34,46 + 0,5 + 9789) \frac{\text{kmol}}{\text{h}} = (7,9 + 9708 + 3,07 + 30,28 + 62,41 + 62,41 - 49,963) \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$$

A continuación se muestra cada uno de los equipos especificando los caudales de las corrientes de entrada y salida de cada uno de ellos. En el caso de los pasteurizadores, se mostrará la temperatura de salida junto al calor intercambiado.

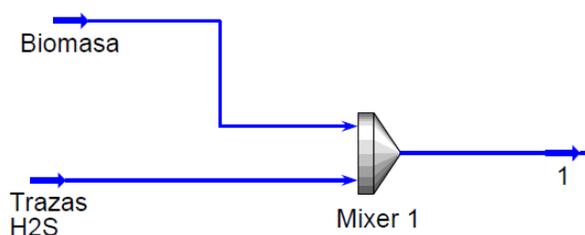


Figura 4.2- Mixer 1

Tabla 4.1- Flujo molar de Biomasa

Biomasa		
Comp Molar Flow (Methane)	0,0000	kgmole/h
Comp Molar Flow (CO2)	0,0000	kgmole/h
Comp Molar Flow (Ammonia)	0,0000	kgmole/h
Comp Molar Flow (H2S)	0,0000	kgmole/h
Comp Molar Flow (H2O)	0,0000	kgmole/h
Comp Molar Flow (E-Cy-Acetate)	34,4600	kgmole/h

Tabla 4.2- Flujo molar de H₂S

Trazas H ₂ S		
Comp Molar Flow (Methane)	0,0000	kgmole/h
Comp Molar Flow (CO2)	0,0000	kgmole/h
Comp Molar Flow (Ammonia)	0,0000	kgmole/h
Comp Molar Flow (H2S)	0,5000	kgmole/h
Comp Molar Flow (H2O)	0,0000	kgmole/h
Comp Molar Flow (E-Cy-Acetate)	0,0000	kgmole/h

Tabla 4.3- Flujo molar de salida del Mixer 1

1		
Comp Molar Flow (Methane)	0,0000	kgmole/h
Comp Molar Flow (CO2)	0,0000	kgmole/h
Comp Molar Flow (Ammonia)	0,0000	kgmole/h
Comp Molar Flow (H2S)	0,5000	kgmole/h
Comp Molar Flow (H2O)	0,0000	kgmole/h
Comp Molar Flow (E-Cy-Acetate)	34,4600	kgmole/h

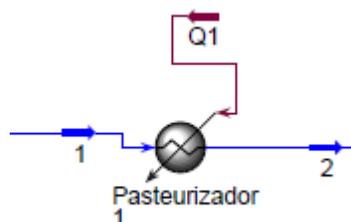


Figura 4.3 – Pasteurizador 1

Tabla 4.4- Potencia y temperaturas de entrada y salida del Pasteurizador 1

Pasteurizador 1		
Duty	2,973e+005	kJ/h
Feed Temperature	26,20	C
Product Temperature	70,00	C

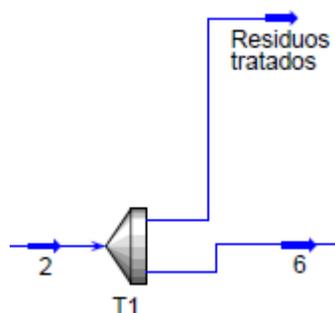


Figura 4.4- T1

Tabla 4.5- Flujo molar de Corriente 2 Tabla 4.6- Flujo molar de Residuos Tratados

2		
Comp Molar Flow (Methane)	0,0000	kgmole/h
Comp Molar Flow (CO2)	0,0000	kgmole/h
Comp Molar Flow (Ammonia)	0,0000	kgmole/h
Comp Molar Flow (H2S)	0,5000	kgmole/h
Comp Molar Flow (H2O)	0,0000	kgmole/h
Comp Molar Flow (E-Cy-Acetate)	34,4600	kgmole/h

Residuos tratados		
Comp Molar Flow (Methane)	0,0000	kgmole/h
Comp Molar Flow (CO2)	0,0000	kgmole/h
Comp Molar Flow (Ammonia)	0,0000	kgmole/h
Comp Molar Flow (H2S)	0,1130	kgmole/h
Comp Molar Flow (H2O)	0,0000	kgmole/h
Comp Molar Flow (E-Cy-Acetate)	7,7870	kgmole/h

6		
Comp Molar Flow (Methane)	0,0000	kgmole/h
Comp Molar Flow (CO2)	0,0000	kgmole/h
Comp Molar Flow (Ammonia)	0,0000	kgmole/h
Comp Molar Flow (H2S)	0,3870	kgmole/h
Comp Molar Flow (H2O)	0,0000	kgmole/h
Comp Molar Flow (E-Cy-Acetate)	26,6730	kgmole/h

Tabla 4.7- Flujo Molar de Corriente 6

En cuanto al análisis de los residuos tratados, incluso en caso de tratarse todos, no se enviarán en su totalidad al digestor, debido a que no se respetaría la consigna de generar biogás a partir de residuos sólidos de matadero de vaca. En este caso, al ser el volumen tan grande, el sustrato sería la totalidad de los residuos de matadero de vaca, prevaleciendo las aguas residuales.

Se continúa el análisis por la entrada a la planta de los desechos de lavado del matadero.

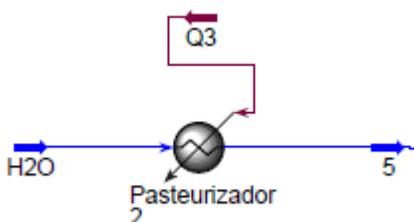


Figura 4.5- Pasteurizador 2.

Tabla 4.8- Potencia y temperaturas de entrada y salida del Pasteurizador 2

Pasteurizador 2		
Duty	3,349e+007	kJ/h
Feed Temperature	25,00	C
Product Temperature	70,00	C

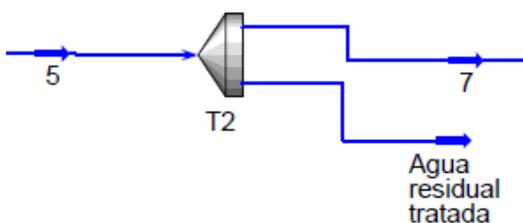


Figura 4.6- T2

Tabla 4.9- Flujo molar de Corriente 5

5		
Comp Molar Flow (Methane)	0,0000	kgmole/h
Comp Molar Flow (CO2)	0,0000	kgmole/h
Comp Molar Flow (Ammonia)	0,0000	kgmole/h
Comp Molar Flow (H2S)	0,0000	kgmole/h
Comp Molar Flow (H2O)	9789,2382	kgmole/h
Comp Molar Flow (E-Cy-Acetate)	0,0000	kgmole/h

Tabla 4.10- Flujo molar de Corriente 7

7		
Comp Molar Flow (Methane)	0,0000	kgmole/h
Comp Molar Flow (CO2)	0,0000	kgmole/h
Comp Molar Flow (Ammonia)	0,0000	kgmole/h
Comp Molar Flow (H2S)	0,0000	kgmole/h
Comp Molar Flow (H2O)	81,1800	kgmole/h

Las corrientes 6 y 7, las cuales fueron separadas para mantener la proporción óptima de desechos líquidos y sólidos, se mezclan (corriente 3) y van al enfriador para disminuir su temperatura hasta los 39 °C y así ingresar al digester en condiciones mesofílicas.

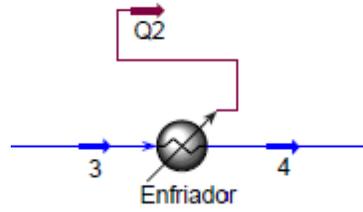


Figura 4.7- Enfriador.

Tabla 4.11- Potencia y temperaturas de entrada y salida del Enfriador

Enfriador		
Duty	3,557e+005	kJ/h
Feed Temperature	70,00	C
Product Temperature	39,00	C

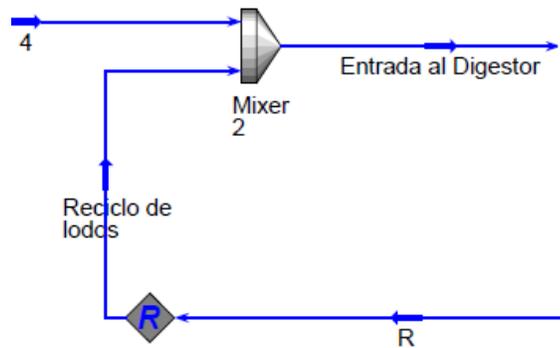


Figura 4.8- Mixer 2

Tabla 4.12- Flujo molar de Reciclo de lodos

Reciclo de lodos		
Comp Molar Flow (Methane)	0,0004	kgmole/h
Comp Molar Flow (CO2)	0,0016	kgmole/h
Comp Molar Flow (Ammonia)	0,0103	kgmole/h
Comp Molar Flow (H2S)	0,0000	kgmole/h
Comp Molar Flow (H2O)	0,3844	kgmole/h
Comp Molar Flow (E-Cy-Acetate)	0,4624	kgmole/h

Tabla 4.13- Flujo molar de Entrada al Digestor

Entrada al Digestor		
Comp Molar Flow (Methane)	0,0004	kgmole/h
Comp Molar Flow (CO2)	0,0016	kgmole/h
Comp Molar Flow (Ammonia)	0,0103	kgmole/h
Comp Molar Flow (H2S)	0,3871	kgmole/h
Comp Molar Flow (H2O)	81,5644	kgmole/h
Comp Molar Flow (E-Cy-Acetate)	27,1354	kgmole/h

4		
Comp Molar Flow (Methane)	0,0000	kgmole/h
Comp Molar Flow (CO2)	0,0000	kgmole/h
Comp Molar Flow (Ammonia)	0,0000	kgmole/h
Comp Molar Flow (H2S)	0,3870	kgmole/h
Comp Molar Flow (H2O)	81,1800	kgmole/h
Comp Molar Flow (E-Cy-Acetate)	26,6730	kgmole/h

Tabla 4.14- Flujo molar de Corriente 4

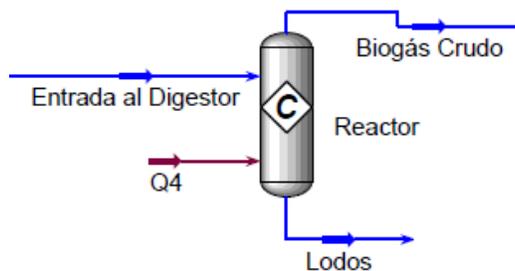


Figura 4.9- Reactor de Conversión

Tabla 4.15- Flujo molar de Biogás Crudo

Biogás Crudo		
Comp Molar Flow (Methane)	62,4099	kgmole/h
Comp Molar Flow (CO2)	62,4059	kgmole/h
Comp Molar Flow (Ammonia)	24,9276	kgmole/h
Comp Molar Flow (H2S)	0,3869	kgmole/h
Comp Molar Flow (H2O)	4,9095	kgmole/h
Comp Molar Flow (E-Cy-Acetate)	0,0521	kgmole/h

Tabla 4.16- Flujo molar de Lodos

Lodos		
Comp Molar Flow (Methane)	0,0020	kgmole/h
Comp Molar Flow (CO2)	0,0072	kgmole/h
Comp Molar Flow (Ammonia)	0,0474	kgmole/h
Comp Molar Flow (H2S)	0,0002	kgmole/h
Comp Molar Flow (H2O)	1,7611	kgmole/h
Comp Molar Flow (E-Cy-Acetate)	2,1187	kgmole/h

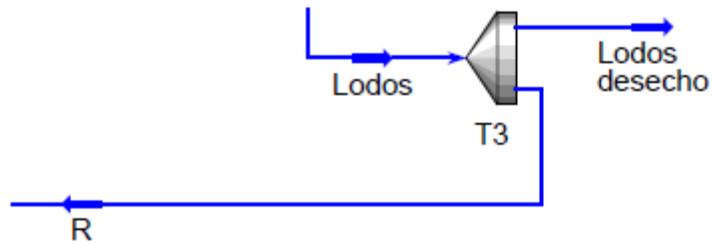


Figura 2.10- T3

Tabla 4.15- Flujo molar de Lodos Desecho

Lodos desecho		
Comp Molar Flow (Methane)	0,0016	kgmole/h
Comp Molar Flow (CO2)	0,0056	kgmole/h
Comp Molar Flow (Ammonia)	0,0370	kgmole/h
Comp Molar Flow (H2S)	0,0001	kgmole/h
Comp Molar Flow (H2O)	1,3767	kgmole/h
Comp Molar Flow (E-Cy-Acetate)	1,6563	kgmole/h

El biogás producido en el digestor, continúa hacia los equipos de separación para su purificación.

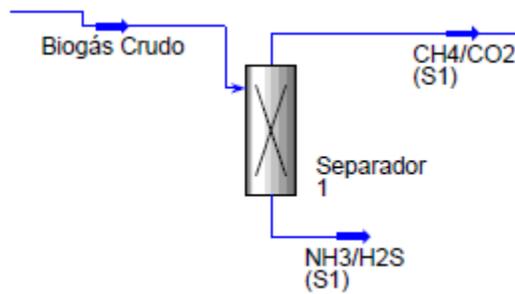


Figura 4.11- Primer Separador

Tabla 4.15- Flujo molar de CH₄/CO₂

Tabla 4.16- Flujo molar NH₃/H₂S/H₂O/E-Cy-Acetato

CH ₄ /CO ₂ (S1)		
Comp Molar Flow (Methane)	62,4099	kgmole/h
Comp Molar Flow (CO ₂)	62,4059	kgmole/h
Comp Molar Flow (Ammonia)	0,0000	kgmole/h
Comp Molar Flow (H ₂ S)	0,0000	kgmole/h
Comp Molar Flow (H ₂ O)	0,0000	kgmole/h
Comp Molar Flow (E-Cy-Acetate)	0,0000	kgmole/h

NH ₃ /H ₂ S (S1)		
Comp Molar Flow (Methane)	0,0000	kgmole/h
Comp Molar Flow (CO ₂)	0,0000	kgmole/h
Comp Molar Flow (Ammonia)	24,9276	kgmole/h
Comp Molar Flow (H ₂ S)	0,3869	kgmole/h
Comp Molar Flow (H ₂ O)	4,9095	kgmole/h
Comp Molar Flow (E-Cy-Acetate)	0,0521	kgmole/h

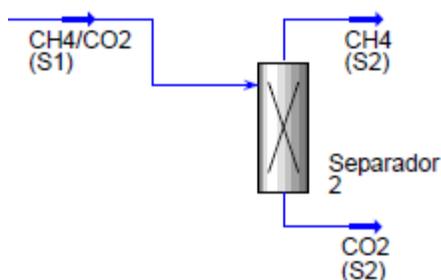


Figura 4.12- Segundo Separador

Tabla 4.17- Flujo molar de CH₄ (S2)

Tabla 4.18- Flujo molar de CO₂ (S2)

CH ₄ (S2)		
Comp Molar Flow (Methane)	62,4099	kgmole/h
Comp Molar Flow (CO ₂)	0,0000	kgmole/h
Comp Molar Flow (Ammonia)	0,0000	kgmole/h
Comp Molar Flow (H ₂ S)	0,0000	kgmole/h
Comp Molar Flow (H ₂ O)	0,0000	kgmole/h
Comp Molar Flow (E-Cy-Acetate)	0,0000	kgmole/h

CO ₂ (S2)		
Comp Molar Flow (Methane)	0,0000	kgmole/h
Comp Molar Flow (CO ₂)	62,4059	kgmole/h
Comp Molar Flow (Ammonia)	0,0000	kgmole/h
Comp Molar Flow (H ₂ S)	0,0000	kgmole/h
Comp Molar Flow (H ₂ O)	0,0000	kgmole/h
Comp Molar Flow (E-Cy-Acetate)	0,0000	kgmole/h

4.4 Capacidad y producción de la planta

Se muestran, a continuación, la capacidad de la planta y los valores preliminares de producción y efluentes que serán de utilidad como valores semilla para refinar posteriores simulaciones.

- Flujo de ingreso a la planta \longrightarrow 9883,96 $\frac{kmol}{h}$
- Residuos volcados previo ingreso al digestor \longrightarrow 9715,9 $\frac{kmol}{h}$
- Residuos frescos que ingresan al digestor \longrightarrow 108,2 $\frac{kmol}{h}$

- Lodos de desecho \longrightarrow $3,077 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$
- Producción de metano \longrightarrow $62,41 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$
- Producción de dióxido de carbono \longrightarrow $62,41 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}$

El flujo que ingresa a la planta representa la totalidad de los residuos que se generan en el matadero. Los residuos volcados son los que no ingresarán al digestor, y fueron tratados térmicamente para cumplir con las normas medioambientales, en caso de considerar que se el matadero SAICIF no tiene como tratar sus residuos y se le provee dicho servicio, como se mencionó anteriormente. Los lodos de desecho son aquellos que salen del digestor y no son recirculados, los cuales son considerados como un subproducto ya que son fertilizantes de suelos. El dióxido de carbono obtenido del proceso de separación, podría ser utilizado en el matadero como aturdidor de ganado en proceso de faena, o bien comercializarse. En este último caso se debería contemplar en el análisis económico.

La producción de metano será de $1392,89 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$ y la de dióxido de carbono de $1386,88 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$.

5 DISEÑO DEL SISTEMA DE REACTORES

INTRODUCCIÓN

En este capítulo se realizará un análisis del diseño de reactores con el fin de cumplir las especificaciones que fueron determinadas en etapas anteriores. Se dimensionará el reactor para hallar el calor intercambiado por el mismo con el fin de reducir dichas pérdidas. Por último, se planteará un sistema de control de flujo para la alimentación del biodigestor.

5.1 Volumen necesario

Para calcular el volumen necesario del digestor se tiene en cuenta que la biomasa tiene un período de retención calculado anteriormente de 32 días. Durante este período de tiempo se seguirá cargando el mismo con biomasa ya que el efluente es diario, por lo tanto el reactor debe tener la capacidad de albergar una cantidad de biomasa de 32 días de producción de efluente. Dicho volumen contendrá a los líquidos y los sólidos que se ingresen en el digestor.

El cálculo de volumen del digestor en estudio se muestra a continuación:

$$V_{necesario} = F' \frac{m^3}{hora} \cdot 24 \frac{hora}{día} \cdot 32 días$$

Donde F' es el caudal volumétrico de entrada al digestor. Siendo $F'=4,308 \text{ m}^3/\text{h}$, el volumen necesario para la digestión será:

$$V_{necesario} = 3308,54 \text{ m}^3$$

Al volumen necesario para la digestión se le agrega un volumen adicional de seguridad del 20% según las normas API-ASME para el diseño de tanques de almacenamiento. A su vez, este porcentaje alojará a los gases generados en la digestión y evitará el arrastre de líquidos en la corriente de extracción del biogás.

$$V_{reactor} = \frac{100 * V_{necesario}}{80} = 3970,25 \text{ m}^3$$

El reservorio para alojar los gases tendrá un volumen de:

$$V_{gases} = 661,7 \text{ m}^3$$

Utilizando criterios de diseño para tanques industriales se encuentra la relación:

$$\frac{D_{tanque}}{L_{tanque}} = \frac{2}{3}$$

Sabiendo el volumen de reactor y adoptando una geometría cilíndrica para el mismo, se obtiene el diámetro y el largo del mismo.

$$V_{reactor} = \frac{\pi * D^2 * L}{4}$$

Donde

$$D = 15 \text{ m}$$

$$L = 22,49 \text{ m}$$

De la altura total los primeros 18,72m corresponden a la altura de líquidos almacenados y los 3,77m finales al recinto de gases.

5.2 Diseño del reactor

En el diseño de biodigestor es importante analizar, además de sus dimensiones, el sistema de agitación y calefacción.

La agitación permitirá uniformar la densidad bacteriana en el sustrato favoreciendo positivamente su acción, evitando la formación tanto de costras al interior del biodigestor como de volúmenes muertos sin actividad biológica. El sistema de calefacción contrarrestará el efecto de las variaciones bruscas de temperatura que inhiban la acción bacteriana.

En el caso de los biodigestores que están sobre la superficie del suelo, como los industriales, esta necesidad se hace más fuerte. Las figuras siguientes nos muestran las tres disposiciones básicas de dichos biodigestores, teniendo en cuenta los sistemas agitadores y calentadores, según su volumen:

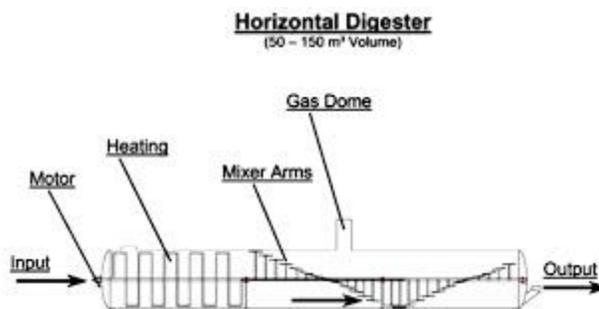


Figura 5.1- Biodigestor horizontal de baja capacidad.

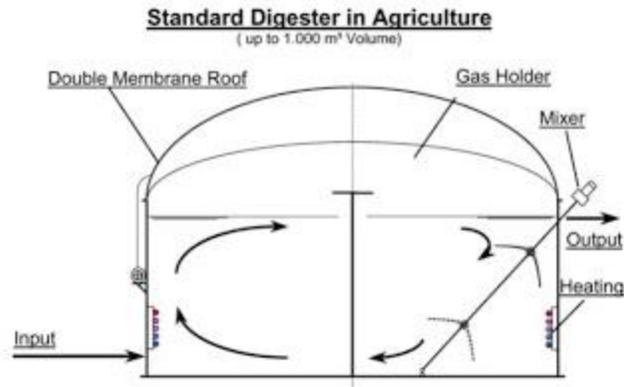


Figura 5.2- Digestor de mediana capacidad.

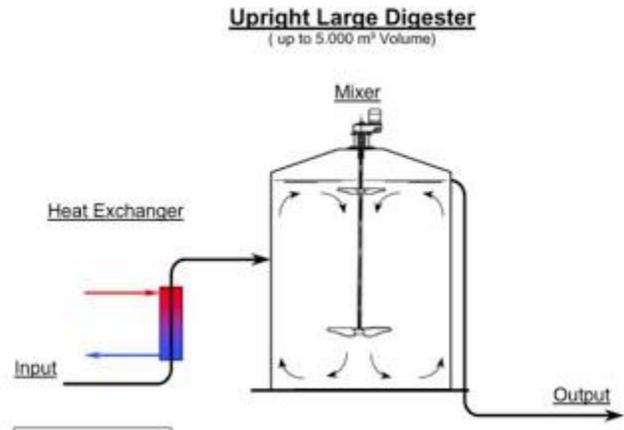


Figura 5.3- Digestor de gran capacidad.

Acorde al volumen de biomasa a procesar, se elige un biodigestor como el de la Figura 3.

El biodigestor se diseñará como un tanque de almacenamiento de materias primas y productos según el código API-ASME¹⁷, para el diseño de tanques que trabajan a presión atmosférica y contienen líquidos en su interior.

El espesor de la lámina de acero estructural del biodigestor será dimensionado mediante la siguiente ecuación:

$$espesor = \frac{\gamma \cdot d \cdot r}{\theta_t \cdot E_s}$$

Donde: γ es el peso específico del producto almacenado [Kg/cm³], d es el nivel máximo de producto almacenado [cm], r el radio del cilindro [cm], θ_t es la tensión máxima admisible del

¹⁷ http://www.ugr.es/~aulavirtualpfciaq/descargas/documentos/Disenio_Tanques_Almacenamiento.pdf

material [Kg/cm²], E_s es la eficiencia de soldadura según el tipo de soldadura. Para junta soldada a tope en doble v y no examinada, toma valor de 0.6.

$$espesor = \frac{\gamma \cdot d \cdot r}{\theta_t \cdot E_s} = \frac{1060 \frac{Kg}{m^3} \cdot 18,72m \cdot 7,5m}{1400 \frac{Kg}{cm^2} \cdot 0,6 \cdot 100^2 \frac{cm^2}{m^2}} = 0,0177 m = 1,77 cm$$

Comercialmente se pueden conseguir láminas de acero de espesor 1,9 cm de 2,483 x 6,096 m.¹⁸

5.3 Sistema de Agitado

El sistema de agitación tiene la función de generar la potencia necesaria para producir una mezcla perfecta y un régimen de agitado adecuado que maximice la difusión de gases en el líquido y minimice la producción de esfuerzos cortantes y la presión hidrodinámica local y global. Esto optimizará los fenómenos de transferencia de cantidad de movimiento, calor y masa.

La agitación puede realizarse mediante rodetes o también por inyección de aire comprimido o recirculación del biogás (que producen burbujas en el sustrato). Estas dos últimas alternativas tienen la desventaja, además del mayor costo, de elevar considerablemente la presión interna de la cámara digestora, obligándonos a un diseño más meticuloso de la misma.

Debe tenerse presente que muy altas velocidades de agitación pueden influir negativamente en la actividad biológica al interior del biodigestor. El “Manual de Producción de biogás” del Ing. Jorge Hilbert, refiriéndose a este punto cita lo siguiente: *“En la selección del sistema, frecuencia e intensidad de la agitación se deberán realizar las siguientes consideraciones: El proceso fermentativo involucra un equilibrio simbiótico entre varios tipos de bacterias. La ruptura de ese equilibrio en el cuál el metabolito de un grupo específico servirá de alimento para el siguiente implicará una merma en la actividad biológica y por ende una reducción en la producción de gas”*.

Cuando un líquido es sometido al mezclado por agitación, existen 3 componentes de velocidad que dicho sistema puede impartirle:

- A velocidad longitudinal (paralela al eje de agitación)
- B velocidad rotacional (tangencial al eje de la agitación)
- C velocidad radial (perpendicular al eje de la agitación)

18

http://admin.lacampana.co/SVsitefiles/campana/contenido/doc/b911fa_eccac6a337af37b7a97ccc8c48edee20.pdf

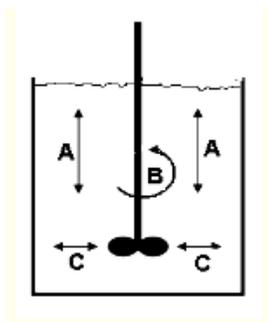


Figura 5.4- Direcciones de mezclado.

Las velocidades radial y longitudinal son las que contribuyen principalmente a la mezcla. La velocidad rotatoria, por el contrario, produce flujo laminar del líquido que circula alrededor del eje (formando vórtices o remolinos), donde el líquido simplemente da vueltas sin llegar a mezclarse (potencia desaprovechada).

Formas de conseguir un mezclado más eficaz

- Colocando el agitador desplazado del eje central del tanque.

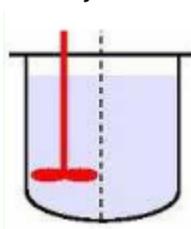


Figura 5.5- Disposición lateral del agitador.

- Colocando el agitador con el eje en forma inclinada.

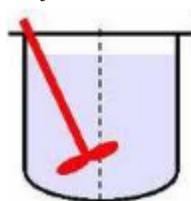


Figura 5.6- Disposición inclinada del agitador.

- Instalando placas deflectoras o baffles

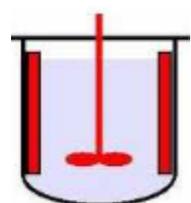


Figura 5.7- Agitador centrado con baffles.

Generalmente, cuatro deflectores suelen ser suficientes. La anchura habitual para estos accesorios es de 1/10 a 1/12 el diámetro del tanque.

5.3.1 Tipos de impulsores

Paletas

Por lo general son agitadores de palas planas que giran sobre un eje vertical y cumplen eficazmente problemas sencillos de agitación. Son frecuentes los agitadores de dos y cuatro palas. A veces las mismas tienen cierto grado de inclinación, pero lo más frecuente es que su disposición sea vertical. Las palas giran a bajas o moderadas velocidades en el centro del tanque, impulsando el líquido radial y tangencialmente, sin que haya prácticamente movimiento vertical a excepción de que las placas se encuentren inclinadas. Las corrientes generadas se desplazan hacia fuera hasta la pared del tanque y después hacia arriba o hacia abajo.

En tanques de gran altura se instalan varias palas, unas sobre otras, en un mismo eje. Los agitadores de palas giran a velocidades comprendidas entre 20 y 150 rpm, aproximadamente. A velocidades muy bajas los agitadores de palas generan una agitación muy suave en tanques sin placas deflectoras. Para velocidades más elevadas, éstas son necesarias ya que de lo contrario el líquido se desplaza en bloque alrededor del tanque con alta velocidad, pero con poca mezcla.

Palas inclinadas

Este tipo de impulsor combina flujo radial con flujo axial y se utiliza especialmente para homogeneizar y mejorar la transferencia de calor con las paredes o serpentines dispuestos en el interior del tanque.

Hélices

Están hechas con elementos impulsores de hojas cortas (generalmente de menos de $\frac{1}{4}$ del diámetro del tanque) girando a gran velocidad (1150-1750 rpm los agitadores más pequeños y 400-800 rpm los mayores). Producen principalmente corrientes longitudinales (axiales) y

rotatorias. Los agitadores de hélice impulsan el líquido hacia el fondo del tanque, desde donde la corriente se extiende subiendo por las paredes y retornando hacia la hélice. Se emplean cuando se desean intensas corrientes verticales, por ejemplo para mantener en suspensión partículas sólidas pesadas.

En tanques de gran altura, pueden disponerse dos o más hélices sobre el mismo eje, moviendo el líquido ya sea en la misma dirección o bien en sentido opuesto creando una zona de elevada turbulencia en el espacio comprendido entre ellas.

Turbinas

Están compuestos por un componente impulsor con más de cuatro hojas montadas sobre un rodete y fijas a un eje rotatorio. La mayor parte de ellos se asemejan a agitadores de múltiples y cortas paletas. El diámetro del rodete es menor que en el caso de agitadores de paletas.

Estos agitadores impulsan al líquido radialmente contra las paredes laterales del tanque, desde donde la corriente se divide, una parte fluye hacia arriba y otra parte hacia el fondo, retornando ambas al rodete. Por este motivo se producen dos corrientes de circulación separadas.

Además de las corrientes radiales, también se generan corrientes rotatorias o tangenciales. Estas últimas, sumado a que el agitador se coloca en el centro del tanque, dan lugar a vórtices y torbellinos que se deben evitar por medio de placas deflectoras, con el fin de que el mezclado sea más eficaz. Los agitadores de turbina son eficaces para un amplio intervalo de viscosidades.

5.3.2 Selección de agitador

Para seleccionar un sistema de agitación adecuado debe caracterizarse el sustrato. Entonces, considerando que la corriente está compuesta por una relación 1:2,55:3,22/(PA):(DAF):(SO), siendo:

- Derivados de mondonguería (PA);
- Residuos de matadero provenientes del lavado de corrales y desangrado (DAF).
- Residuos intestinales, grasa, carne y sangre (SO);

Se considera ante la falta de información, que la corriente es líquida, compuesta por sangre y agua, con partículas sólidas de 8 mm de diámetro en suspensión. Dicha caracterización justifica el uso de agitación mecánica.

Se propone la utilización de 10 impulsores tipo hélice para favorecer el flujo axial y mantener los sólidos en suspensión. La justificación de dicha propuesta se realizará más adelante en el presente trabajo. Las relaciones de diámetros agitador / diámetro de tanque (d/D) se obtiene a partir de las correlaciones de agitación y mezclado de número de potencia en función del Reynolds.

5.3.3 Placas deflectoras

Las placas deflectoras son pletinas planas verticales que se ubican radialmente al interior del tanque. Se logra con ellas una mayor turbulencia y una mejor mezcla del fluido. Generalmente se utilizan cuatro, salvo en tanques de gran tamaño. Para números de Reynolds superiores a 2000, las placas deflectoras se usan conjuntamente con agitadores tipo turbina o del tipo axial centrados al tanque. Los patrones de flujo generados en ambos casos son diferentes, pero tienen en común una importante circulación desde la parte superior al fondo, evitando la formación de vórtices. En la región de transición ($10 < Re < 10000$) el ancho de la placa deflector puede reducirse con frecuencia a la mitad de la estándar. Cuando existe flujo laminar ($Re < 10$), el agitador consume la misma energía con o sin placas deflectoras, por lo que normalmente no son utilizadas. Cuando el impulsor entra al tanque lateralmente, está inclinado, o desplazado del centro, no son necesarias placas deflectoras.

5.3.4 Cálculo de la potencia de agitación

La Figura 5.8 nos muestra la disposición básica que debe tener un sistema de agitación en tanques para líquidos viscosos. Una vez conocido el diámetro que debe tener nuestro agitador y las revoluciones por minuto, se determinará la potencia motriz requerida por el sistema de agitación.

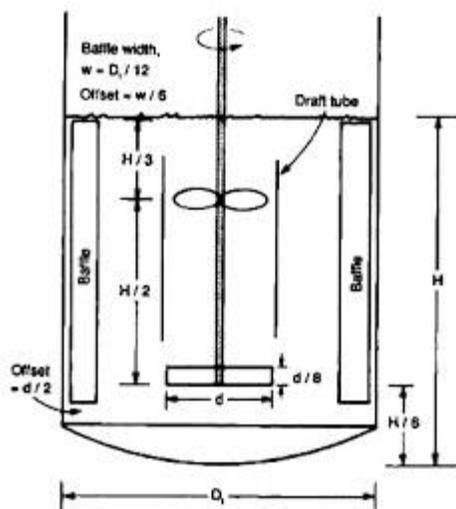


Figura 5.8- Esquema tanque agitado con una paleta y una hélice

Calculando previamente el número de Reynolds por medio de la expresión siguiente (exclusiva para recipientes con agitador):

$$Re = \frac{N_i \cdot D_a^2 \cdot \rho}{\mu}$$

Donde N_i es el número de revoluciones por segundo, D_a el diámetro del agitador.

Existen estudios¹⁹ del efecto de la agitación mecánica a distintas velocidades e intervalos de agitación para la producción de biogás en digestores de gran escala. Los mismos indican que para la velocidad de agitación de 60 rpm se obtiene las mayores tasas de producción de biogás. A su vez, el periodo de agitación óptimo resulta ser de 15min/2hs, equivalente a 3hs/día.

La viscosidad μ y la densidad ρ , deben ser determinadas experimentalmente, pero con fines prácticos se puede utilizar una viscosidad promedio 4,6 Kg/m.s y densidad 1052 kg/m³²⁰.

Para el cálculo del diámetro de la hélice se recurrió a la curva número 23, la cual posee una relación $D_{\text{tanque}}/D_{\text{hélice}} = 9.6$. El criterio de selección de esta relación, es aquella que busca un diámetro de impulsor intermedio tal que el agitado sea efectivo y el consumo de potencia no sea excesivo. Al utilizar relaciones $D_{\text{tanque}}/D_{\text{hélice}}$ pequeños, es decir $D_{\text{hélice}}$ grandes, se obtienen valores de potencia excesivos, debido a que la potencia de agitación es proporcional al diámetro del

¹⁹ "EFFECT OF MECHANICAL STIRRING ON BIOGAS PRODUCTION EFFICIENCY IN LARGE SCALE DIGESTERS", J. Soil Sci. and Agric. Eng., Mansoura Univ.

²⁰ "APROVECHAMIENTO DE LA SANGRE DE BOVINO PARA LA OBTENCIÓN DE HARINA DE SANGRE Y PLASMA SANGUÍNEO EN EL MATADERO", CATALINA BELTRÁN FERNÁNDEZ - WILLIAM FERNANDO PERDOMO ROBAYO.

impulsor elevado a la 5^{ta} potencia. A su vez, al utilizar relaciones $D_{tanque}/D_{hélice}$ muy grandes, es decir $D_{hélice}$ pequeños, al ser el flujo axial se considera que el mezclado será insuficiente.

Luego:

$$D_{hélice} = 1,56 \text{ m}$$

$$Re_{hélice} = 556,55$$

Con el número de Reynolds y el tipo de agitador, se utiliza la siguiente correlación, que nos brindará el número de potencia (P_o).

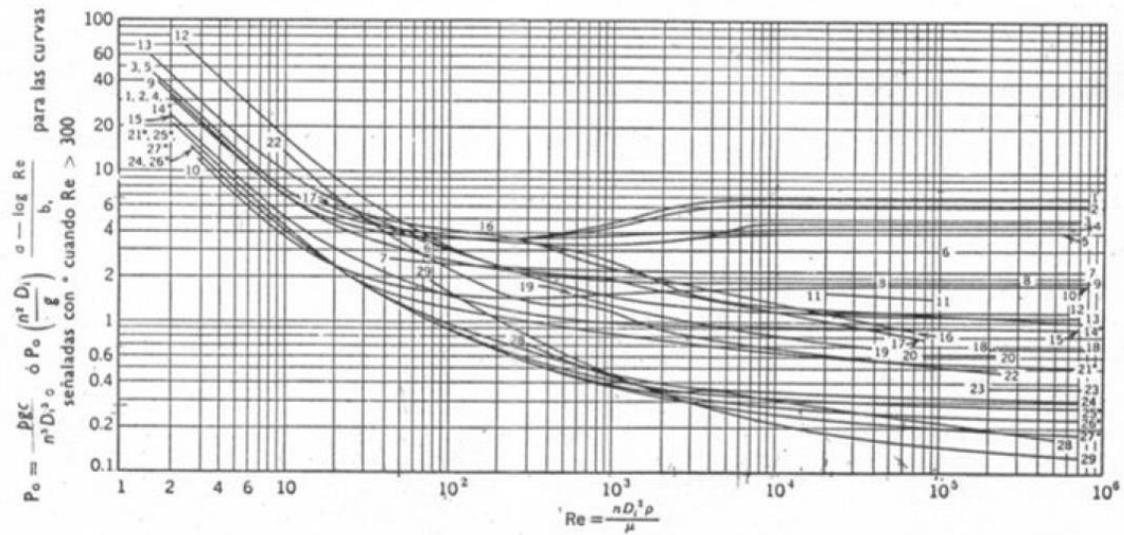


Figura 5.9- Correlación número de potencia Vs. Reynolds para distintos tipos de impulsor.

De la gráfica se obtiene:

$$P_{O_{hélice}} = 0,6$$

Luego se calcula la potencia requerida o de servicio P , para 1 única hélice (Watts).

$$P = P_o \cdot \rho \cdot D_i^5 \cdot N_i^3$$

$$P_{hélice} = 5831,63 \text{ W}$$

Como la potencia fue calculada para un sistema líquido con sólidos en suspensión debido a no poder caracterizarse las propiedades de la mezcla, es esperable que la potencia real para lograr la velocidad requerida es mayor a la calculada. Esto resulta así porque la mezcla real puede, por ejemplo, ser una pasta, lo que dificultaría el mezclado. En la práctica se utilizará un tacómetro que indique las revoluciones por minuto del agitador: de ser menores a 60 rpm, se aumentará la

velocidad de agitación mediante un regulador electrónico, lo que resultará en un incremento de la potencia de agitación.

Debido a los números de Reynolds obtenidos y considerando la relación del ancho de bafle como 1/12 del diámetro del tanque se plantea el diseño de 4 deflectores de ancho 1,25m.

5.4 Balance de energía en el reactor

Se plantea un reactor cilíndrico de 3970,25 m³ emplazado en la superficie terrestre, el cual estará expuesto a distintos mecanismos de transferencia de calor: conducción en la capa de gas, la pared del reactor y convección/radiación entre el ambiente y la pared externa del reactor. Es importante destacar que el sustrato ingresa al biodigestor a la temperatura deseada (39°C). El balance general de energía está dado por la siguiente expresión:

$$Q_{reacción} + Q_{radiación} + Q_{conducción} + Q_{convección} + Q_{serpentin} + Q_{agitación} = 0$$

Donde:

- 1- $Q_{reacción} = \Delta H_r \cdot r \cdot V$
- 2- $Q_{radiación} = A \cdot \epsilon \cdot \sigma \cdot \left(T_{superficie\ reactor}^4 - T_{ambiente}^4 \right)$
- 3- $Q_{conducción} = k_{material} \cdot \frac{\Delta T}{\Delta x}$
- 4- $Q_{convección} = h_{aire} \cdot A \cdot \Delta T$
- 5- $Q_{serpentin} = A \cdot U \cdot \Delta T_{ML}$
- 6- $Q_{agitación}$

Se plantea la construcción del biodigestor de paredes aislantes para disminuir la transferencia calórica hacia el ambiente.

1- Calor por reacción

Se considera que este término es despreciable frente al resto en el balance general. En la bibliografía consultada esta suposición se considera válida²¹.

²¹ "Simulation and experimental performance of a solar- heated anaerobic digester" – P. Axaopoulos, P. Panagakis – Agricultural University of Athens.

"Simulation of Heat Transfer for Biogas Production – K. G. Gebremedhin, B. Wu, C. Gooch and P. Wright – Department of biological and environmental Engineering, Cornell University

2- Calor por radiación

Todos los cuerpos, cualquiera sea su temperatura, emiten energía en forma continua desde sus superficies. Esta energía se denomina energía radiante y es transportada por ondas electromagnéticas. Por este motivo, la energía radiante puede transmitirse aún en el vacío. La emisión continua de energía radiante por un cuerpo se denomina radiación.

Constantes para el cálculo:

$$\sigma = 5,67 \cdot 10^{-8} \frac{W}{m^2 K^4}$$

$$\varepsilon = 1$$

La emisividad es considerada 1 (cuerpo negro) ya que se busca diseñar el sistema de intercambio calórico en el caso más desfavorable; es decir cuando las pérdidas de calor son mayores.

3- Calor por conducción

Se analizó la posibilidad de la utilización de acero inoxidable para la construcción del tanque. Dicho material cumple con los requerimientos estructurales y de resistencia química pero resulta muy costoso.

Por el motivo antes mencionado, se propone un reactor de acero comercial²² (al carbono 1%) cuya conductividad térmica es $k=43 \text{ W/m.K}$. La finalidad de la utilización de este material es estructural. Dada su alta conductividad puede preverse que en el espesor del mismo, el perfil de temperatura será plano. Por otro lado, se propone aislar térmicamente al reactor en su parte exterior con un recubrimiento de poliuretano proyectado, cuya conductividad térmica es $k=0,026 \text{ W/m.K}$ ²³. En la parte interna del reactor se propone una delgada lámina de polietileno cuya finalidad es evitar el ataque químico hacia el material constructivo. Su conductividad térmica es $k= 0,43 \text{ W/m K}$ ²⁴.

4- Calor por convección

Para hallar el coeficiente convectivo h , se debe tener en cuenta la convección en el techo del reactor y en las paredes del mismo. Para ello se recurre a las siguientes correlaciones:

²² <http://materias.fi.uba.ar/6731/Tablas/Tabla5.pdf>

²³ http://www.esi2.us.es/~jfc/Descargas/TC/Coleccion_tablas_graficas_TC.pdf

²⁴ <http://www.plasticbages.com/caracteristicaspolietileno.html>

Techo del reactor (convección forzada, flujo externo, placa plana, flujo paralelo)

- Correlación de Chilton- Colburn

$$Nu = \frac{h_f \cdot D}{k_f} = 0,0296 \cdot Re^{\frac{4}{5}} \cdot Pr^{\frac{1}{3}}$$

- Condiciones de aplicación: Flujo turbulento/ $0,6 \leq Pr \leq 60$ / $Re < 10^8$

Los parámetros del fluido fueron hallados para el caso más desfavorable, el cual fue aire a presión atmosférica a 5°C (temperatura aproximada al día más frío registrado por la Estación Meteorológica Buenos Aires en Junio del año 2016).

$$k_f = 0,024 \frac{W}{m \cdot K}$$

$$\rho = 1,269 \frac{Kg}{m^3}$$

La velocidad del viento fue hallada como el valor más alto del rango promedio para la zona norte de la provincia de Buenos Aires²⁵. La referencia se basa teniendo en cuenta la ubicación de la planta de producción de biogás, en General Pacheco.

$$v_f = 26,18 \frac{Km}{h} = 7,272 \frac{m}{s}$$

$$\mu_f = 1,382 \cdot 10^{-5} \frac{N \cdot s}{m^2}$$

$$Pr = 0,735$$

En base a las propiedades halladas:

$$Re = \frac{\rho_f \cdot v_f \cdot D}{\mu} = 10.016.101$$

$$h = 4,62 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

Paredes del reactor (convección forzada, flujo externo, conducto circular, flujo perpendicular)

- Correlación de Zhukauskas

²⁵ <http://www.argentinaeolica.org.ar/portal/images/stories/Eolica%20en%20Argentina.pdf>

$$Nu = C \cdot Re^m \cdot Pr^n$$

Tabla 5.1- Parámetros de la correlación de Zhukauskas.

Re	C	M
1-40	0,75	0,4
40-1000	0,51	0,5
1000-2.10 ⁵	0,26	0,6
2.10 ⁵ -10 ⁶	0,076	0,7

$$n = 0,37 (Pr \leq 10)$$

$$n = 0,36 (Pr \geq 10)$$

- Condiciones de aplicación: $1 < Re < 2 \cdot 10^6 / 0,7 \leq Pr \leq 500$

En base a las propiedades halladas:

$$Re = \frac{\rho_f \cdot v_f \cdot \frac{D}{4}}{\mu} = 2.504.025,32$$

$$h = 3,27 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

5- Calor en el serpentín

Este término es variable de acuerdo a las pérdidas de calor que experimente la biomasa por los mecanismos de transferencia antes mencionados. Un control en la temperatura puede implementarse con el fin de mantener a la variable constante a 39°C, donde el caudal de agua calefactora (W_{H2O}) será la variable manipulada.

Considerando que por el serpentín circulará agua previamente filtrada proveniente del lavado en la etapa de faena, la capacidad calorífica de la misma (C_p) será 4,188 kJ/kg.K.

El término ΔT_{ML} es definido como:

$$\Delta T_{ML} = \frac{(T_{H2O}^{salida} - T_{biomasa}) - (T_{H2O}^{entrada} - T_{biomasa})}{\ln\left(\frac{T_{H2O}^{salida} - T_{biomasa}}{T_{H2O}^{entrada} - T_{biomasa}}\right)}$$

Dado que el reactor siempre estará a mayor temperatura que el ambiente, la transferencia de calor se dará hacia el mismo y por lo tanto se buscará reducir los términos que generen pérdidas de calor en el reactor.

6 – Calor de agitación

El calor de agitación será la suma de las potencias individuales disipadas por cada agitador.

5.4.1 Calor en el piso del reactor

A fines prácticos, se diseñan los cimientos del reactor a base de material aislante, por lo que se considerará nula la pérdida de calor por el mismo. Una alternativa viable para el piso, será una estructura hormigón armado 2% acero ($k=2,5$ W/mK) relleno de poliestireno expandido ($k=0,036$ W/mK).

5.4.2 Calor en la tapa del reactor

En la superficie externa de la tapa, el calor por conducción es igual a las pérdidas por convección y radiación hacia el aire ambiente.

$$Q_{conducción} = Q_{convección} + Q_{radiación}$$

$$\frac{T_0 - T_{sup}}{\frac{L_{poliuretano}}{k_{poliuretano}} + \frac{L_{acero}}{k_{acero}} + \frac{L_{polietileno}}{k_{polietileno}} + \frac{L_{gas}}{k_{gas}}} = (T_{sup} - T_{\infty}) \cdot h + \varepsilon \cdot \sigma \cdot (T_{sup}^4 - T_{\infty}^4)$$

Donde T_0 es la temperatura en el líquido dentro del reactor, la cual es constante.

Donde:

$L_{poliuretano}$ es el espesor de la capa aislante de poliuretano proyectado que en promedio tiene un valor de 2cm.

$K_{poliuretano}$ es la conductividad térmica del poliuretano.

L_{acero} es el espesor de acero en el tanque el cual es de 1,2cm.

K_{acero} es la conductividad térmica del acero.

$L_{polietileno}$ es el espesor de la capa de polietileno utilizada para evitar el ataque químico hacia las paredes del reactor, la cual tiene un valor de 0,2mm.

$K_{polietileno}$ es la conductividad térmica del polietileno.

L_{gas} es el espesor de la capa de gas en la parte superior del reactor. La misma adopta un valor de 3,77 m.

K_{gas} es la conductividad térmica del gas.

De la resolución del balance para el día más frío (5°C) y ventoso se obtiene:

$$T_{sup} = 279,411K = 6,411^{\circ}C$$

Y el calor disipado es:

$$Q_{techo} = A_{techo} * q_{techo} = 47,057 \text{ Watt}$$

La transferencia de calor desde la superficie externa del techo del digestor hacia los alrededores resulta muy baja debido a que hay una capa de gas de baja conductividad y de longitud apreciable, la cual actúa como aislante, sumada a la capa de poliuretano.

5.4.3 Calor en las paredes del reactor

En la superficie externa de las paredes del reactor el calor por conducción es igual a las pérdidas por convección y radiación hacia el aire ambiente.

$$Q_{conducción} = Q_{convección} + Q_{radiación}$$

$$\frac{T_0 - T_{sup}}{\frac{L_{poliuretano}}{k_{poliuretano}} + \frac{L_{acero}}{k_{acero}} + \frac{L_{polietileno}}{k_{polietileno}}} = (T_{sup} - T_{\infty}) \cdot h + \varepsilon \cdot \sigma \cdot (T_{sup}^4 - T_{\infty}^4)$$

Es importante mencionar que se desprecia la resistencia a la transferencia de calor en el líquido ya que se supone la hipótesis de mezclado perfecto, por lo cual la temperatura es uniforme e igual a 39 °C.

De la resolución del balance en el día más frío (5°C) y ventoso se obtiene:

$$T_{sup} = 281,12K = 8,12^{\circ}C$$

Y el calor disipado es:

$$Q_{pared} = 33.990 \text{ Watt}$$

5.4.4 Calor de agitación

Como se mencionó anteriormente, el cálculo del calor total de agitación se realiza mediante la suma de las potencias individuales de cada agitador. Esta consideración es válida porque los mismos se encuentran solidarios a un mismo eje, es decir, girarán a la misma velocidad angular.

El número de agitadores puede obtenerse a partir de la siguiente relación:

$$\frac{H_L - D_i}{D_i} > n > \frac{H_L - 2D_i}{D_i}$$

Donde H_L representa la altura de líquido en el reactor. La misma es $0,8 * 22,49 = 17,992\text{m}$.

Luego, se obtiene que el número de impulsores debe ser 10.

$$Q_{agitación} = 10 \cdot P_{hélice} = 58.320 \text{ W}$$

Donde $P_{hélice}$ y es la potencia de una hélice individual calculada anteriormente en el trabajo.

Es importante destacar que la potencia calculada es en régimen estacionario. La potencia de arranque es considerada durante la puesta en marcha y es dos veces y media la de operación

El valor de potencia de trabajo es importante a la hora de elegir un motor impulsor del eje trasmisor de potencia.

Dado que el biodigestor debe operar en forma continua durante todo el proceso de digestión, se requiere un motor capaz de resistir largos períodos de operación continua y trabajo duro. Por eso, el motor debe ser de inducción de corriente alterna (A.C.) y debe ser acorazado, preferentemente de acero inoxidable.

Se debe tener en cuenta que los motores de corriente alterna tienen velocidades nominales de rotación (1800 o 3600 rpm). Estas velocidades son muy altas para los sistemas biológicos, causando la destrucción de las células y microorganismos en el cultivo. Para la adaptación de los motores, se acopla a la salida del eje del rotor una caja de reducción para disminuir la velocidad de rotación. Adicionalmente se coloca un control de velocidad que puede ser analógico o digital al motor para un control más preciso de la velocidad de rotación.

5.4.6 Calor de serpentín

Debido a que el agitado se realiza en forma discontinua, se calcula el calor necesario para calefaccionar el sistema en los momentos donde haya agitación y en los que no.

Cálculo de calor con agitación

El calor del serpentín durante la agitación será tal que equipare el calor disipado por el techo y pared del reactor y el generado por la agitación.

$$Q_{serpentín} = Q_{techo} + Q_{pared} - Q_{agitación} = -24.280 \text{ W}$$

Se observa que cuando hay agitación debe circularse fluido de enfriamiento.

Cálculo de calor sin agitación

En este caso el calor de agitación es nulo por lo tanto:

$$Q_{serpentín} = Q_{techo} + Q_{pared} = 34.040 \text{ W}$$

En este caso debe circularse fluido calefactor.

5.4.7 Dimensionamiento del serpentín y requerimientos de agua

Se calcula el requerimiento de agua de tal manera que la diferencia de temperatura entre la entrada y salida del fluido de servicio sea de 5°C.

$$Q_{serpentín} = A \cdot U \cdot \Delta T_{ML}$$

Cálculo de área requerida cuando no hay agitación. Se considera que el fluido calefactor entra a 70°C y disminuye su temperatura hasta 65°C.

$$\Delta T_{ML} = \frac{(T_{H2O}^{salida} - T_{biomasa}) - (T_{H2O}^{entrada} - T_{biomasa})}{\ln\left(\frac{T_{H2O}^{salida} - T_{biomasa}}{T_{H2O}^{entrada} - T_{biomasa}}\right)}$$

$$\Delta T_{ML} = \frac{(338 - 312) - (343 - 312)}{\ln\left(\frac{338 - 312}{343 - 312}\right)} = 28,427 \text{ K}$$

$$U = 600 \frac{J}{m^2 \cdot s \cdot K}^{26}$$

Por lo que se obtiene un valor de área de serpentín de:

$$A = 1,996 \text{ m}^2$$

El requerimiento de agua se calcula de la siguiente manera:

$$w_{agua} = \frac{Q_{serpentín}}{Cp_{agua} \cdot \Delta T_{agua}} = 1,627 \frac{mol}{s} = 105,442 \frac{L}{h}$$

Con el área requerida de intercambio, el caudal a circular de fluido calefactor y una velocidad sugerida de flujo en el serpentín de 2 m/s, se calcula el diámetro de la tubería necesaria.

$$A_{transversal \text{ serpentín}} = \frac{\pi \cdot D_{serpentín}^2}{4} = \frac{w_{agua}}{v}$$

De donde se obtiene $D_{serpentín} = 0,00432 \text{ m}$

Comercialmente²⁷ se dispone de cañerías de acero al carbono con recubrimiento de zinc para evitar la corrosión del mismo de diámetro interno 35,08 mm.

El diámetro externo de dicha tubería es de 42,2mm. Con dicho diámetro se calcula el largo de la tubería que cumpla con el requerimiento del área de intercambio.

$$A_{intercambio} = \pi \cdot D \cdot L$$

Con lo cual se llega a que se requieren 15,1m de serpentín.

Cálculo de área requerida cuando hay agitación.

En este caso debe circularse fluido de enfriamiento. Se considerará que se circula agua a 20°C y que su temperatura a la salida del serpentín es de 25°C.

$$\Delta T_{ML} = \frac{(T_{H2O}^{salida} - T_{biomasa}) - (T_{H2O}^{entrada} - T_{biomasa})}{\ln \left(\frac{T_{H2O}^{salida} - T_{biomasa}}{T_{H2O}^{entrada} - T_{biomasa}} \right)}$$

²⁶ Valor extraído de "Heat transfer in process Engineering" - Eduardo Cao

²⁷<http://www.vemacero.com/Tablas/A53MP.pdf>

$$\Delta T_{ML} = \frac{(298 - 312) - (293 - 312)}{\ln\left(\frac{298-312}{293-312}\right)} = -16,373 \text{ K}$$

$$U = 600 \frac{\text{J}}{\text{m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}}^{28}$$

Por lo que se obtiene un valor de área de serpentín de:

$$A = 2,471 \text{ m}^2$$

El requerimiento de agua se calcula de la siguiente manera:

$$w_{agua} = \frac{Q_{serpentín}}{Cp_{agua} \cdot \Delta T_{agua}} = 1,16 \frac{\text{mol}}{\text{s}} = 75,193 \frac{\text{L}}{\text{h}}$$

Con el área requerida de intercambio, el caudal a circular de fluido calefactor y una velocidad sugerida de flujo en el serpentín de 2 m/s, se calcula el diámetro de la tubería necesaria.

$$A_{transversal \text{ serpentín}} = \frac{\pi \cdot D_{serpentín}^2}{4} = \frac{w_{agua}}{v}$$

De donde se obtiene $D_{serpentín} = 0,0037 \text{ m}$

Comercialmente²⁹ se dispone de cañerías de acero al carbono con recubrimiento de zinc para evitar la corrosión del mismo de diámetro interno 35,08 mm.

El diámetro externo de dicha tubería es de 42,2mm con dicho diámetro se calcula el largo de la tubería que cumpla con el requerimiento del área de intercambio.

$$A_{intercambio} = \pi \cdot D \cdot L$$

Con lo cual se llega a que se requieren 18,7m de serpentín.

²⁸ Valor extraído de "Heat transfer in process Engineering" - Eduardo Cao

²⁹ <http://www.vemacero.com/Tablas/A53MP.pdf>

5.5 Materiales constructivos

5.5.1 Polietileno

El polietileno de alto peso molecular es un sólido blanco y traslúcido. En secciones delgadas es casi del todo transparente. A las temperaturas ordinarias es tenaz y flexible, y tiene una superficie relativamente blanda que puede rayarse con la uña. A medida que la misma aumenta, el sólido va haciéndose más blando y finalmente se funde a unos 110 °C, transformándose en un líquido transparente. Si se reduce la temperatura por debajo de la normal, el sólido se hace más duro y más rígido, y se alcanza un valor para la cual una muestra no puede doblarse sin romperse.

Propiedades físicas y mecánicas se muestran en la Tabla 1 del apéndice.

Propiedades químicas

El polietileno es uno de los polímeros más estables e inertes, como puede esperarse de su estructura sustancialmente parafínica. Sin embargo, en él ocurren reacciones que limitan sus usos y que exigen adoptar ciertas precauciones durante su tratamiento.

En ausencia completa de oxígeno, el polietileno es estable hasta 290 °C. Entre 290 y 350 °C, se descompone y da polímeros de peso molecular más bajo, que son normalmente termoplásticos o ceras, pero se produce poco etileno. A temperaturas superiores a 350 °C, se producen productos gaseosos en cantidad creciente, pero el producto principal no es el etileno, sino el butileno.

5.5.2 Acero comercial

El acero estructural es uno de los materiales básicos utilizados en la construcción de estructuras, tales como edificios industriales y comerciales, puentes y muelles. Se produce en una amplia gama de formas y grados, lo que permite una gran flexibilidad en su uso. Es relativamente barato de fabricar y es el material más fuerte y más versátil disponible para la industria de la construcción.

Propiedades y cualidades del acero estructural

Se define como acero estructural al producto de la aleación de hierro, carbono y pequeñas cantidades de otros elementos tales como silicio, fósforo, azufre y oxígeno, que le aportan características específicas. El acero laminado en caliente, fabricado con fines estructurales, se denomina como acero estructural al carbono, con límite de fluencia de 250MPa.

5.5.3 Poliuretano

La espuma de poliuretano es un material aislante que contribuye al ahorro energético.

La única forma de cumplir ese objetivo es mediante una aislación térmica eficiente. En ese sentido, entre las posibilidades que actualmente presenta el mercado se encuentra la espuma rígida de poliuretano, que brinda una solución concreta a las altas exigencias en proyectos sustentables.

Por su alta efectividad térmica, este material tiene marcadas ventajas en la relación precio-calidad comparado con otros aislantes.

Múltiples condiciones hacen de la espuma de poliuretano un material altamente elegido al momento de seleccionar un producto para el aislamiento. Entre las principales virtudes que se le reconocen, se destacan:

- Aislante térmico: como tiene muy bajo coeficiente de conductividad térmica, facilita importantes ahorros en los usos de energía destinados a climatización. De esa manera, favorece la sustentabilidad y propicia el cuidado ambiental.
- Aislante hidrófugo: protege de humedades. Además, colocado en las densidades correctas, garantiza impermeabilidad.
- Es buen aislante acústico: genera una barrera contra los ruidos fastidiosos del entorno.
- Anticondensante: forma una capa monolítica sin juntas, solucionando el problema de lluvia interna.
- Resistente al fuego: es un material calificado como auto extinguido.

Propiedades

Más allá de sus características propias, en términos de versatilidad a la hora de aplicarlo y su resultado en el tiempo, se le atribuye una serie de propiedades, entre las que se cuentan:

- Facilidad de aplicación por su sistema de spray proyectado, que reduce el costo de mano de obra y el tiempo de colocación.
- Aplicación “in situ”.
- Duración prolongada.
- Excelente adherencia a todo tipo de materiales de construcción.

- Es continuo: elimina los puentes térmicos, con el consiguiente ahorro de energía.

El coste del m² es de \$ 85 + IVA³⁰

³⁰ Fuente: relevamiento propio en negocios del rubro.

6 DISEÑO DE SISTEMAS DE SEPARACIÓN

INTRODUCCIÓN

Como se mencionó en el capítulo 3, el biogás puede ser utilizado directamente para la generación de energía, pero la gran cantidad de CO₂ reduce el poder calorífico del gas, incrementando a su vez los costos de compresión y transporte, limitando económicamente la factibilidad de su uso.

La purificación permite diversificar el uso del biogás, utilizándolo para la generación de calor, de electricidad o como combustibles de vehículos. Para el uso como combustible, la purificación debe remover el CO₂ y el H₂S dado que este último corroe piezas mecánicas de motores y generadores. Purificar el biogás, a su vez, reduce las emisiones de gases de efecto invernadero así como también trae aparejados otros beneficios ambientales cuando se los utiliza como combustibles. El biogás emite menos óxido de nitrógeno, hidrocarburos y monóxido de carbono que los combustibles fósiles.

En este capítulo se desarrollará el diseño de los sistemas de separación mediante modelos ideales.

6.1 Composición deseada

Según la reglamentación de las especificaciones para la calidad de gas natural estipuladas por el Ente Nacional Regulador del Gas (ENARGAS), los límites de concentración de impurezas para que el biogás cumpla con los criterios de calidad se observan a continuación en la Tabla 6.1:

Tabla 6.1- Especificaciones de calidad de gas natural.

Especificaciones de Calidad del Gas Natural	Límites flexibilizados
Vapor de agua (H ₂ O)	65 mg/m ³
Dióxido de carbono (CO ₂)	3% molar
Oxígeno (O ₂)	0,2% molar
Sulfuro de hidrógeno (H ₂ S)	6 mg/m ³
Azufre entero	20 mg/m ³

6.2 Impurezas del biogás

El NH_3 , H_2S , H_2O y el CO_2 que contiene la corriente el gas producido en el biodigestor, son considerados contaminantes. El H_2S al igual que el NH_3 produce daños a la salud, efectos ambientales adversos y corrosión en los equipos industriales, mientras que el CO_2 disminuye el poder calorífico de la mezcla gaseosa. La presencia de agua, si bien no presenta riesgos mayores, puede producir la formación de hidratos, corrosión y debe ser eliminada para cumplir con las especificaciones para la inyección de gas a la red.

La remoción de estos compuestos, aumentará la combustibilidad del biogás para obtener una mayor generación de energía.

6.3 Métodos de purificación

Se seleccionó la distribución de los equipos de separación según las siguientes consideraciones generales, ordenadas de orden de importancia decreciente.

- 1- Separar primero sustancias corrosivas, tóxicas o potencialmente dañinas;
- 2- Separar las impurezas más complicadas;
- 3- Favorecer separaciones que dan directamente producto;
- 4- Realizar las separaciones en orden creciente de dificultad;
- 5- Separar por orden decreciente de abundancia;
- 6- Favorecer separaciones dividiendo la alimentación en partes iguales;

En base a esto, se propone en primer lugar una absorción con agua a contracorriente para eliminar en el NH_3 presente en el gas crudo.

Luego, se realizará una absorción con aminas para reducir las concentraciones de CO_2 y H_2S a niveles aceptables por las normas de calidad. Se utilizará para ello una solución de DGA en agua. La solución de salida, rica en CO_2 y H_2S , será destilada para eliminar dichos contaminantes y poder luego recircular la solución de amina. Este proceso resulta importante debido a que la DGA tiene un costo elevado, y desaprovecharla supondría grandes pérdidas económicas.

Por último se plantea la eliminación del vapor de agua contenido en la corriente de biogás ya refinado, para que la misma cumpla con los requisitos de inyección a la red. Se propone un

absorbedor con trietilenglicol (TEG) en contracorriente con la corriente de biogás proveniente del proceso de absorción con amina.

6.3.1 Absorción con agua

En este proceso se utiliza el agua como absorbente la cual se hace circular en contracorriente con el gas en una torre de platos. Para que la transferencia sea efectiva, las temperaturas de operación deben ser bajas y presiones altas. La elección de estos parámetros, dependerá, además de la eficiencia, de la factibilidad económica de la operación.

Si bien no es una técnica efectiva en la remoción de H_2S , consideramos apropiado usar una torre de absorción con agua en primer lugar para eliminar las trazas de NH_3 , considerando que el mismo es soluble en este solvente.

Para modelar este proceso, se simuló mediante Unisim R390.1 una absorción con agua del gas obtenido en la biodigestión. A continuación en la Figura 6.1 se exhibe el diagrama de flujo.

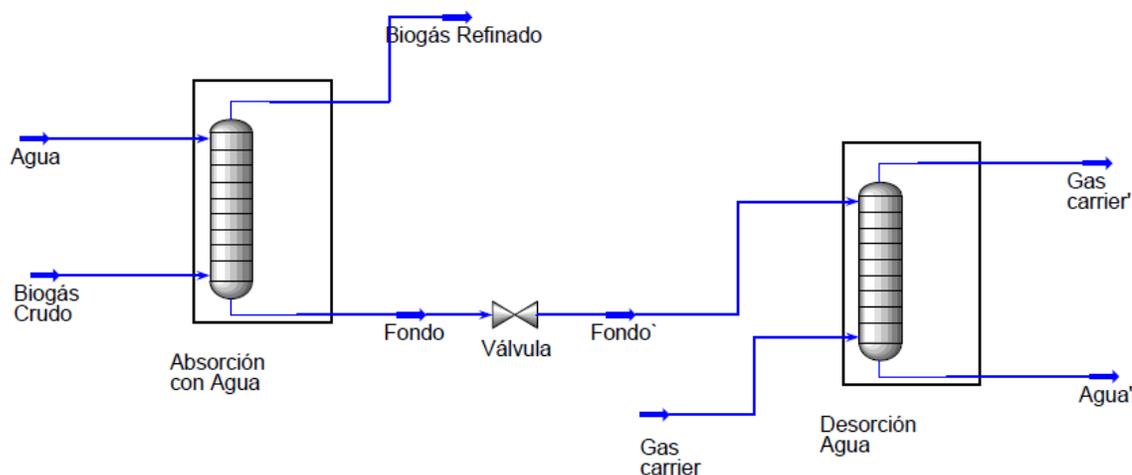


Figura 6.1- Diagrama de flujo de absorción con agua.

Como se observa en la Figura 6.1, el primer equipo corresponde a un absorbedor con agua. El mismo elimina el amoníaco y parte del ácido sulfhídrico presente en la corriente de biogás crudo para pasar a la siguiente etapa de purificación que será descrita más adelante.

La torre de absorción se diseñó con 6 platos y se operó a 700 KPa de presión, debido a que el proceso siguiente requiere de dicho valor de presión para generar una purificación tal de llegar a las especificaciones de inyección a la red. A su vez la misma será aprovechada para aumentar la eficiencia de absorción.

El caudal de agua se eligió de manera tal de cumplir con los parámetros especificados para la inyección a la red de gas natural, y si bien es alto, la misma proviene del agua de lavado del proceso de faena, previamente tratada y filtrada. Por este motivo, se consideró innecesaria la recirculación de la misma a la torre de absorción.

Un desorbedor con 4 platos se planteó con el fin de eliminar el amoníaco del agua de salida de la torre de absorción, la cual contiene 29524 mg/L y así cumplir con los parámetros de volcado de la misma³¹. Previo al ingreso del desorbedor, se redujo la presión del líquido (Fondo) con una válvula de expansión hasta alcanzar un valor de 100 Kpa, de esta manera se busca favorecer la desorción. De esta manera se logró un contenido de amoníaco a la salida de 65,47 mg/L apto para el volcado hacia una colectora cloacal.

A continuación se muestran los parámetros operacionales elegidos, junto con los flujos molares de cada corriente.

Tabla 6.2- Caracterización de la corriente de ingreso al absorbedor.

Biogás Crudo		
Temperature	25,00	C
Pressure	700,0	kPa
Comp Molar Flow (Methane)	62,4000	kgmole/h
Comp Molar Flow (CO2)	62,4000	kgmole/h
Comp Molar Flow (H2S)	0,3869	kgmole/h
Comp Molar Flow (H2O)	4,9100	kgmole/h
Comp Molar Flow (Ammonia)	24,9300	kgmole/h

Tabla 6.3- Caracterización de la corriente de agua de ingreso al absorbedor.

Agua		
Temperature	25,00	C
Pressure	700,0	kPa
Molar Flow	750,0	kgmole/h

³¹ Según el Código de Aguas (Ley 12257) sobre las Normas para el vertido de efluentes líquidos, el valor máximo admisible de amoníaco para descarga hacia una colectora cloacal es de 75 mg/L.

Tabla 6.4- Caracterización de la corriente gaseosa de salida del absorbedor.

Biogás Refinado		
Temperature	25,27	C
Pressure	700,0	kPa
Comp Mole Frac (Methane)	0,5007	
Comp Mole Frac (CO2)	0,4914	
Comp Mole Frac (H2S)	0,0029	
Comp Mole Frac (H2O)	0,0050	
Comp Mole Frac (Ammonia)	0,0000	

Tabla 6.5- Caracterización de la corriente líquida de salida del absorbedor.

Fondo		
Temperature	33,50	C
Pressure	700,0	kPa
Molar Flow	780,6	kgmole/h
Comp Molar Flow (Methane)	0,0905	kgmole/h
Comp Molar Flow (CO2)	1,2501	kgmole/h
Comp Molar Flow (H2S)	0,0248	kgmole/h
Comp Molar Flow (H2O)	754,2857	kgmole/h
Comp Molar Flow (Ammonia)	24,9255	kgmole/h

Tabla 6.6- Caracterización de la corriente líquida de salida del desorbedor.

Agua'		
Temperature	15,06	C
Pressure	100,0	kPa
Molar Flow	741,3	kgmole/h
Comp Molar Flow (Methane)	0,0000	kgmole/h
Comp Molar Flow (CO2)	0,0000	kgmole/h
Comp Molar Flow (H2S)	0,0000	kgmole/h
Comp Molar Flow (H2O)	741,2609	kgmole/h
Comp Molar Flow (Ammonia)	0,0515	kgmole/h
Comp Molar Flow (Nitrogen)	0,0035	kgmole/h

Tabla 6.7- Caracterización de la corriente de aire de ingreso al desorbedor.

Gas Carrier		
Temperature	25,00	C
Pressure	100,0	kPa
Molar Flow	400,0	kgmole/h

Tabla 6.8- Caracterización de la corriente de aire a la salida del desorbedor.

Gas carrier'		
Temperature	29,27	C
Pressure	100,0	kPa
Molar Flow	444,4	kgmole/h
Comp Molar Flow (Methane)	0,0905	kgmole/h
Comp Molar Flow (CO2)	1,2501	kgmole/h
Comp Molar Flow (H2S)	0,0248	kgmole/h
Comp Molar Flow (H2O)	18,1409	kgmole/h
Comp Molar Flow (Ammonia)	24,8934	kgmole/h
Comp Molar Flow (Nitrogen)	399,9964	kgmole/h

6.3.2 Absorción con amina

Este proceso es llevado a cabo en torres o columnas donde el absorbente pasa en contracorriente del flujo gaseoso donde se produce la transferencia de masa de los gases ácidos desde el biogás impuro hacia la solución de aminas.

Debido a la naturaleza corrosiva de las aminas, se debe tener en cuenta el uso de agentes anticorrosivos en el circuito, siempre y cuando este no afecte la operación.

Existen diferentes aminas las cuales pueden ser utilizadas en la remoción de CO₂ (g) y/o H₂S (g). Estos procesos se ven favorecidos a bajas temperaturas y altas presiones.

Comparación de las diferentes aminas

La absorción química utilizando alconoaminas forma parte de los procesos más frecuentemente usados y de los más eficientes. En el tratamiento de gas se utilizan soluciones acuosas de aminas para remover sulfuro de hidrógeno (H₂S) y dióxido de carbono (CO₂). Entre los distintos tipos de amina que se pueden utilizar se encuentran los siguientes: Monoetanolamina (MEA), Dietanolamina (DEA) y Diglicolamina (DGA).

Monoetanolamina (MEA)

La monoetanolamina es la más reactiva de las etanolaminas. Se utiliza preferencialmente en procesos no selectivos de remoción del CO₂ y del H₂S.

Con MEA, se logran concentraciones muy bajas de CO₂ /H₂S. Es útil en aplicaciones donde la presión parcial del gas ácido en la corriente de entrada es baja. La corrosión y la formación de espuma es el principal problema operacional al trabajar con MEA. El porcentaje en peso de ésta en la solución se limita al 15%, debido a esto se requiere de caudales considerables de solución.

Dietanolamina (DEA)

La DEA es mucho menos corrosiva que la MEA, pero la solución se vuelve muy viscosa en concentraciones altas.

Tiene una presión de vapor más baja, por lo cual las pérdidas de solución de amina por evaporación son menores, y funciona bien en absorbedores de baja presión. La DEA se usa para eliminar H₂S Y CO₂ en corrientes de gas natural que contengan un total de 10% o más de gases ácidos a presiones de operación de unos 2,4 kg/cm² o mayores.

Diglicolamina (DGA)

La DGA es una amina primaria como la MEA en cuanto a la reactividad pero tiene mejor estabilidad y baja presión de vapor, esto permite el uso de concentraciones relativamente altas, entre 50–70% en peso. Además, utilizando esta amina se evitan los problemas de corrosión que se encuentran presentes en el caso de utilizar MEA.

Una de las desventajas es su costo.

Se eligió diglicolamina (DGA) para la simulación del absorbedor de los gases ácidos de la corriente de biogás debido a elevada remoción, la cual fue analizada mediante los equilibrios en el Capítulo 3.

Este proceso, se realiza posterior a la absorción con agua en la cual se eliminó el NH₃. En la absorción con DGA, se busca eliminar el H₂S y el CO₂ hasta alcanzar los requisitos de pureza establecidos por ENERGAS.

Se seleccionó el paquete termodinámico de aminas, Amine Pkg, el cual describe correctamente el comportamiento del solvente elegido.

A continuación en la Figura 6.2, se muestra el diagrama de flujo planteado para esta operación:

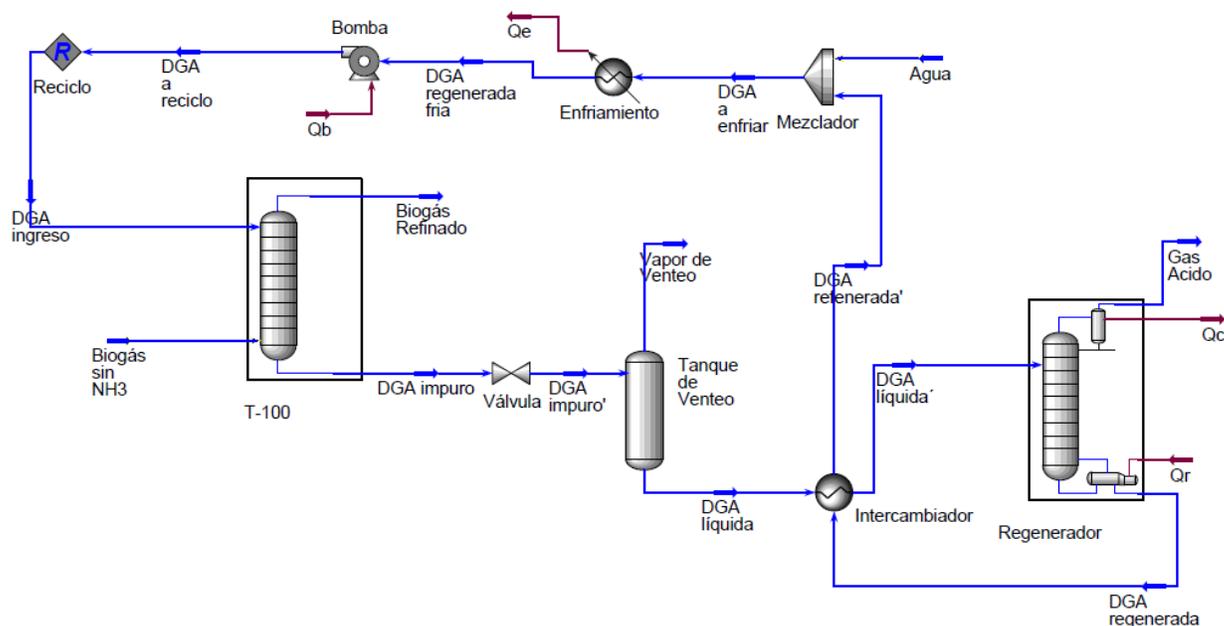


Figura 6.2- Diagrama tecnológico de la absorción con DGA.

Como se puede observar se planteó, seguido de la absorción, la purificación de la amina con el fin de recircularla y así generar un mayor aprovechamiento. Los equipos que integran la simulación son los siguientes:

Absorbedor (T-100)

Es una torre de 10 platos encargada de producir el contacto gas-líquido para eliminar los contaminantes ácidos (CO_2 Y H_2S) de la corriente de biogás. El mismo entra por la parte inferior y la amina por la parte superior, circulando ambas en contracorriente.

En cada plato se realiza una reacción de equilibrio entre ambos, y el gas egresa por la parte superior con un bajo porcentaje de CO_2 ($X_{\text{CO}_2}=0,025$).

Se elige trabajar a una presión de 700 KPa y una temperatura de 25 °C, teniendo en cuenta que los procesos de absorción son favorecidos a altas presiones y bajas temperaturas.

Válvula de expansión

Se ubica en la corriente líquida de salida del absorbedor (DGA impuro) y tiene como principal objetivo reducir la presión desde 700 KPa a 400 Kpa.

Tanque de venteo

Se utiliza para eliminar las impurezas que abandonan la corriente líquida de DGA ante una caída de presión en la misma.

Este equipo trabaja a una presión de 400 Kpa; esta disminución de presión hace que el metano disuelto se vaporice y arrastren una pequeña cantidad de CO₂, favoreciendo el proceso de destilación posterior.

Intercambiador Amina-Amina

Se calienta la corriente de amina "DGA líquida" para facilitar la desorción del gas de la solución. Además, se aprovecha el calor de la corriente de salida del desorbedor "DGA regenerada", disminuyendo así el requerimiento energético del reboiler (rehervidor) del sistema de regeneración.

Torre Regeneradora

Esta torre constituida de 10 platos de contacto gas-líquido, la cual trabaja a contracorriente. En esta se elimina el CO₂ de la amina, regenerando casi por completo la misma para su reutilización.

Está constituida por un condensador de productos de cabeza y un reboiler. La solución ácida ingresa por el cuarto plato en este trabajo (los platos están numerados de arriba hacia abajo). Esta entra en contacto con una corriente de vapor de agua, el cual es generado en el rehervidor de fondo vaporizando parte del agua contenida en la solución de amina de ingreso. A medida que se aumenta la cantidad de vapor aumenta la cantidad de CO₂ despojado.

El condensador actúa como un separador gas líquido, el vapor se condensa y se utiliza como reflujo de la torre mientras que el gas removido es incinerado.

Para la simulación, se fijó una relación de reflujo de 1.5 y un caudal molar de salida "Gas ácido" de unos 80 kmol/h, lo cual se eligió teniendo en cuenta el valor ligeramente mayor a la cantidad de CO₂ que ingresan a la torre.

Mezclador

Se reponen las pequeñas pérdidas que se pueden haber generado en el proceso. Se debe tener cuidado que la solución agregada mantenga la proporción amina/agua, si no la planta trabajará de manera ineficiente.

Filtros

Estos no son considerados en la simulación porque la misma se realiza en estado estacionario, pero es de importancia su utilización.

Antes que la amina vuelva al proceso se la hace circular a través de filtros para remover partículas sólidas contaminantes producto de la corrosión. Estos dispositivos deben ser reemplazados o limpiados periódicamente para evitar la saturación por suciedad. La saturación de un filtro se puede observar mediante el aumento de la caída de presión a través de éste.

Enfriador

Al trabajar la torre de regeneración a altas temperaturas, la amina pobre saldrá caliente, por ello no se la puede introducir directamente a la torre absorbidora ya que disminuiría su capacidad de retención de CO₂. El enfriador, entonces, se encarga de llevar la temperatura de la solución de amina nuevamente a 25 °C para la recirculación a la torre.

Bomba

Presuriza nuevamente a 700Kpa la corriente de DGA que recircula a la torre de absorción.

Se muestran a continuación las características principales de cada corriente que sea considerada relevante.

Tabla 6.9- Caracterización de la corriente gaseosa de salida del absorbedor.

Biogás Refinado		
Temperature	25,53	C
Pressure	700,0	kPa
Molar Flow	61,41	kgmole/h
Comp Mole Frac (Methane)	0,9708	
Comp Mole Frac (CO2)	0,0251	
Comp Mole Frac (H2O)	0,0041	
Comp Mole Frac (H2S)	0,0000	
Comp Mole Frac (DGAmine)	0,0000	

Tabla 6.10- Caracterización de la corriente líquida de salida del absorbedor.

DGA impuro		
Temperature	56,76	C
Pressure	700,0	kPa
Comp Molar Flow (Methane)	0,0987	kgmole/h
Comp Molar Flow (CO2)	80,7210	kgmole/h
Comp Molar Flow (H2O)	1149,8605	kgmole/h
Comp Molar Flow (H2S)	0,3716	kgmole/h
Comp Molar Flow (DGAmine)	232,3842	kgmole/h

Tabla 6.11- Caracterización de la corriente líquida de entrada al regenerador.

DGA líquida'		
Temperature	90,00	C
Pressure	400,0	kPa
Comp Molar Flow (Methane)	0,0934	kgmole/h
Comp Molar Flow (CO2)	80,7210	kgmole/h
Comp Molar Flow (H2O)	1149,8603	kgmole/h
Comp Molar Flow (H2S)	0,3716	kgmole/h
Comp Molar Flow (DGAmine)	232,3842	kgmole/h

Tabla 6.12- Caracterización de la corriente líquida de salida del regenerador luego de ser enfriada.

DGA refenerada'		
Temperature	91,89	C
Pressure	200,0	kPa
Comp Molar Flow (Methane)	0,0000	kgmole/h
Comp Molar Flow (CO2)	22,5337	kgmole/h
Comp Molar Flow (H2O)	1128,5287	kgmole/h
Comp Molar Flow (H2S)	0,0000	kgmole/h
Comp Molar Flow (DGAmine)	232,3842	kgmole/h

Tabla 6.13- Caracterización de la corriente líquida de ingreso al absorbedor.

DGA ingreso		
Temperature	25,12	C
Pressure	700,0	kPa
Comp Molar Flow (Methane)	0,0000	kgmole/h
Comp Molar Flow (CO2)	22,5480	kgmole/h
Comp Molar Flow (H2O)	1145,4126	kgmole/h
Comp Molar Flow (H2S)	0,0000	kgmole/h
Comp Molar Flow (DGAmine)	232,3842	kgmole/h

6.3.3 Deshidratación de gas

La presencia de vapor de agua en las cañerías de transporte de gas generan los siguientes problemas:

- Corrosión en tuberías: causadas por la presencia de H₂S y/o CO₂, los cuales se disuelven en el agua formando ácidos que son altamente corrosivos.
- Reducción de la capacidad de transmisión de gas en las tuberías: el agua líquida puede depositarse en las partes bajas de las tuberías e incrementar la caída de presión y/o producir tapones de líquido. Por otro lado, la presencia de agua libre también ocasiona serios problemas en plantas de extracción de líquidos del gas y en equipos secundarios tales como intercambiadores de calor, compresores, instrumentos, etc.
- Formación de hidratos: los hidrocarburos de bajo peso molecular (metano, etano, propano e isobutano) y otros gases (nitrógeno, CO₂, H₂S), al combinarse con agua, en condiciones de alta presión y baja temperatura, pueden formar hidratos de gas, los cuales tienen una densidad media de 899,27 Kg/m³. Estos compuestos obstruyen el paso de gas y ocasionan elevadas caídas de presión en las tuberías. Ponen en riesgo la seguridad de las operaciones de producción y pueden ocasionar sustanciales pérdidas económicas.

La remoción del vapor de agua previene la formación de hidratos del gas, disminuye la corrosión en las tuberías y mejora la eficiencia en las mismas, ya que reduce la acumulación de líquidos en las partes bajas de la línea, cumpliendo con las especificaciones del contenido de agua en el gas de venta.

Analizando la corriente de salida del absorbedor de aminas se encuentra que la misma posee un contenido de agua muy superior a la especificación por lo que debe ser deshidratada.

$$\text{Especificación de gas natural} = 65 \frac{\text{mg H}_2\text{O}}{\text{m}^3} \ll \frac{4,5 \frac{\text{Kg H}_2\text{O}}{\text{h}} \cdot 1 \times 10^6 \frac{\text{mg}}{\text{Kg}}}{1452 \frac{\text{m}^3 \text{ biogás}}{\text{h}}} = 3099 \frac{\text{mg H}_2\text{O}}{\text{m}^3}$$

Los procesos de deshidratación de gas más usados a nivel mundial son los basados en glicoles y desecantes sólidos. Los procesos de deshidratación de glicol tienen las siguientes ventajas (sobre los procesos de desecantes sólidos):

- Bajo costo de instalación;
- Baja caída de presión (24-49 Kg/m²) en comparación con unidades de desecantes sólidos (49-244 Kg/m²);
- Proceso continuo;
- La reposición del glicol se realiza fácilmente, mientras que las cargas de las torres de desecantes sólidos consume mucho tiempo;

- La unidad de glicol requieren menor cantidad de calor de regeneración por Kg de agua removida;
- Los sistemas de glicol tienen la capacidad de operar en presencia de materiales o componentes que pueden producir daños en los desecantes sólidos;
- Las unidades de glicol pueden deshidratar el gas natural hasta obtener un contenido de agua de 0,5 lb de agua/MMPCS³².

Sin embargo, la deshidratación con glicol tiene las siguientes desventajas:

- El glicol es susceptible a contaminación;
- El glicol es corrosivo cuando está contaminado o descompuesto.

Por otro lado, los procesos con desecantes sólidos, con respecto a los procesos de deshidratación con glicol presentan las siguientes ventajas:

- Son pocos afectados por pequeños cambios en la presión, la temperatura y el caudal de gas.
- Son menos susceptibles a formación de espuma o corrosión en los equipos.

Las desventajas de los desecantes sólidos son:

- Alto costo.
- Alta caída de presión.
- Se contaminan fácilmente con hidrocarburos pesados, CO₂, H₂S, agua libre, etc.
- Tendencia al rompimiento mecánico de las partículas del desecante.
- Las instalaciones ocupan gran espacio y los equipos son muy pesados.
- Alto requerimiento de calor de regeneración en los lechos.
- Altos costos de operación.

Debido a lo anteriormente expuesto se planteará la deshidratación de gas mediante la absorción del vapor de agua con glicol.

Deshidratación de biogás utilizando trietilenglicol (TEG)

El proceso consiste en contactar el gas húmedo a alta presión en contracorriente con el líquido desecante en un absorbedor. Las propiedades que debe cumplir el solvente (desecante) deben ser las siguientes:

- Fuerte afinidad por el agua;
- Bajo costo;
- No corrosivo;

³²libras de agua por millón de pies cúbicos estándar de gas

- Baja afinidad por hidrocarburos;
- Estabilidad térmica;
- Fácil regeneración;
- Baja viscosidad;
- Baja presión de saturación a la temperatura del contactor;
- Baja tendencia a formar espuma y a emulsificarse.

A continuación se muestra en la Tabla 2 una comparación de propiedades físicas de glicoles comerciales.

Tabla 6.14- Propiedades de glicoles comerciales.

	Etilenglicol	Dietilenglicol	Trietilenglicol	Tetraetilenglicol
Abreviación	EG	DEG	TEG	T ₄ EG
Fórmula	C ₂ H ₆ O ₂	C ₄ H ₁₀ O ₃	C ₆ H ₁₄ O ₄	C ₈ H ₁₈ O ₅
Peso molecular (Kg/Kmol)	62,068	106,122	150,175	194,228
Punto de fusión (°C)	-13,00	-10,45	-7,35	-5,00
Punto de ebullición a 101325Pa (°C)	197,30	245,00	277,85	307,85
Presion de vapor a 25°C (Pa)	12,24	0,27	0,05	0,007
Densidad a 25°C (Kg/m³)	1110	1115	1122	1122
Viscosidad absoluta a 25°C (Pa.s)	0,01771	0,03021	0,03673	0,04271
Viscosidad absoluta a 60°C (Pa.s)	0,00522	0,00787	0,00989	0,01063
Calor especificio a 25°C (J/Kg.K)	2395	2307	2190	2165
Flash point (°C)	111,11	123,89	176,67	196,11

A continuación se muestra en la Tabla 3 un relevamiento de precios de los glicoles comerciales (datos obtenidos de la compañía Sigma-Aldrich el día 7/07/17).

Tabla 6.15- Precios de glicoles comerciales.

Glicol	Precio (USD)	Cantidad
EG	260,23	1L
DEG	398,77	1L
TEG	113,16	1L
T ₄ EG	142,67	1Kg

Dado que el TEG es el glicol que ofrece el menor costo y baja presión de vapor, éste será el seleccionado para realizar la simulación.

La columna absorbidora puede ser de platos de campana de burbujeo, empaque estructurado o empaque al azar. La solución pobre de TEG entra por el tope de la columna y absorbe el agua del gas húmedo. El gas seco sale por el tope del absorbedor mientras que la solución rica de TEG (rica en agua), sale por el fondo y es regenerada en la sección de regeneración de glicol.

El proceso de deshidratación simulado es alimentado por una corriente gaseosa que sale del sector de remoción de CO₂ y H₂S con las condiciones que se muestran a continuación.

Tabla 6.16- Composición de biogás a deshidratar.

Biogás Refinado		
Temperature	25,53	C
Pressure	700,0	kPa
Molar Flow	61,41	kgmole/h
Comp Mole Frac (Methane)	0,9708	
Comp Mole Frac (CO ₂)	0,0251	
Comp Mole Frac (H ₂ O)	0,0041	
Comp Mole Frac (H ₂ S)	0,0000	

La absorción y regeneración de TEG compone la unidad deshidratadora del gas, esta unidad consta principalmente de una torre absorbidora, una válvula, calentador, enfriador, una bomba de glicol y una unidad regeneradora de glicol húmedo.

El biogás proveniente de la absorción con aminas ingresa a la torre absorbidora por el fondo, mientras que por tope ingresa una solución de TEG proveniente de la unidad de regeneración. La corriente de TEG seco fluye en contracorriente del gas mojado, atrayendo y reteniendo el agua de la corriente gaseosa. De la torre absorbidora salen dos corrientes: por tope egresa el gas deshidratado, y por el fondo sale glicol rico o mojado (con mayor cantidad de agua) el cual ingresa al sistema de regeneración.

El TEG rico en agua fluye hacia la columna regeneradora. En ella circula a contracorriente del flujo ascendente de aire seco que despoja de agua la corriente que contiene el glicol.

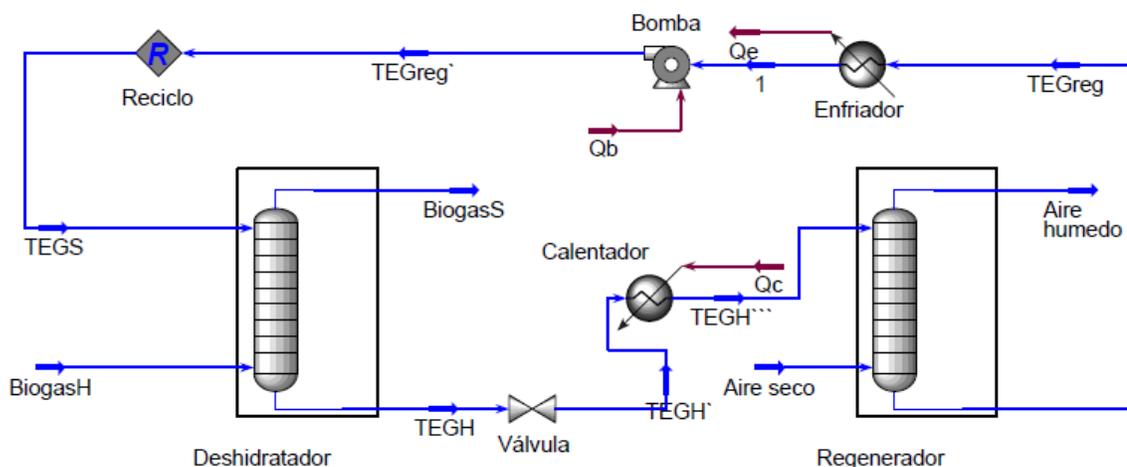


Figura 6.3- Diagrama del proceso de deshidratación de biogás.

Se simuló mediante el paquete físico-químico que utiliza la ecuación de estado de Peng-Robinson, recomendado para la mezcla gas-agua-TEG.

Operando una torre de absorción de 6 platos a 700Kpa con una corriente molar de ingreso de aminas de 53,77Kmol/h se obtiene una corriente de gas seco con un contenido de vapor de agua de 0,32 mg/m³(menor a los 65mg/m³exigidos para la inyección y distribución a la red de gas natural).

La válvula de expansión hace que la corriente de TEG disminuya su presión a 100Kpa y el calentador eleva la temperatura de la corriente a 100°C (por debajo de su temperatura de ebullición $T_{eb,TEG}=285^{\circ}C$) estas medidas se realizan para beneficiar la desorción del agua contenido en el TEG. La torre de regeneración opera a 100Kpa.

A continuación el TEG seco es bombeado a 700Kpa nuevamente a la torre de deshidratación.

A continuación se exhiben características de las corrientes más relevantes del sistema de deshidratación.

Tabla 6.17- Corriente de ingreso de solvente a la torre de deshidratación.

TEGS		
Temperature	25,53	C
Pressure	700,0	kPa
Molar Flow	53,59	kgmole/h
Comp Mole Frac (H2O)	0,0001	
Comp Mole Frac (TEGlycol)	0,9975	
Comp Mole Frac (CO2)	0,0000	
Comp Mole Frac (Methane)	0,0000	
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0,0024	

Tabla 6.18-Corriente de egreso de biogás refinado y seco.

BiogasS		
Temperature	25,48	C
Pressure	700,0	kPa
Molar Flow	61,05	kgmole/h
Comp Mole Frac (H2O)	0,0000	
Comp Mole Frac (TEGlycol)	0,0000	
Comp Mole Frac (CO2)	0,0241	
Comp Mole Frac (Methane)	0,9738	
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0,0021	

Tabla 6.19- Corriente de solvente impuro a la torre de regeneración.

TEGH**		
Temperature	100,0	C
Pressure	100,0	kPa
Molar Flow	53,95	kgmole/h
Comp Mole Frac (H2O)	0,0048	
Comp Mole Frac (TEGlycol)	0,9908	
Comp Mole Frac (CO2)	0,0013	
Comp Mole Frac (Methane)	0,0031	
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0,0000	

Tabla 6.20- Corriente de solvente regenerado.

TEGreg		
Temperature	25,76	C
Pressure	100,0	kPa
Molar Flow	53,40	kgmole/h
Comp Mole Frac (H2O)	0,0001	
Comp Mole Frac (TEGlycol)	0,9975	
Comp Mole Frac (CO2)	0,0000	
Comp Mole Frac (Methane)	0,0000	
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0,0024	

6.3.4 Membranas selectivas

La tecnología de membrana está emergiendo rápidamente en la industria del petróleo el tratamiento de gases. La filtración selectiva consiste en que una membrana polimérica se usa para separar compuestos gaseosos como CO₂, H₂S y agua de un gas natural cuando se somete a una presión diferencial.

En los procesos con membranas semipermeables el gas entra a un recipiente que posee dos zonas de presiones diferentes separadas por una membrana. El gas entra a la zona de presión más alta y selectivamente va perdiendo los componentes que se puedan permear a través de la membrana hacia la zona de menor presión. Se podrán permear los componentes que tengan afinidad por la membrana.

La membrana tiene una afinidad muy alta por el agua, el H₂S y el CO₂. El gas entra al recipiente donde está instalada la membrana y queda por encima de ésta. Si se logra que la membrana baje el contenido de contaminantes en el gas a valores tan bajos como los que se consiguen con los tratamientos convencionales para extraer CO₂, H₂S y agua, estos podrán ser sustituidos por las membranas especialmente en plataformas de producción por disminución en peso y requerimientos de espacio de la instalación, lo cual supone una importante ventaja en los procesos industriales.

Con una membrana es difícil extraer el H₂S a los niveles exigidos para un gasoducto, pero se puede eliminar casi todo el CO₂ y una fracción importante del H₂S. El resto habrá que extraerlo con otro proceso.

Cuando todos los componentes del gas tienen permeabilidades similares a través de la membrana, o cuando se requiere alta pureza del gas se deben usar membranas en serie o reciclar el gas.

Dependiendo de las propiedades del gas, una membrana diseñada para bajar el contenido de CO₂ a los niveles exigidos por el gasoducto puede bajar también el contenido de agua a valores

aceptables, pero algunas veces es necesario complementar la deshidratación con otro proceso para llevarla a los contenidos exigidos.

Las investigaciones realizadas con el uso de membranas para extraer CO_2 , H_2S y H_2O han mostrado lo siguiente:

- Eliminación de CO_2 : Si el contenido inicial de CO_2 en el gas es bajo, por debajo de un 20%. aproximadamente, el endulzamiento usando membranas es más barato que el convencional y la diferencia en costos es mayor si se logran tener membranas con mayor selectividad. Para contenidos iniciales de CO_2 entre 20 y 40%, no es recomendable usar membranas y para contenidos iniciales de CO_2 por encima del 40%, nuevamente es más económico el uso de membranas y lo será más mientras mayor sea el contenido de CO_2 . En este último caso el gas endulzado se tiene para entregarlo al gasoducto o para llevarlo a un proceso convencional para eliminarle totalmente el CO_2 y poderlo licuar, y el CO_2 extraído, que de todas maneras ha arrastrado algo de gas, tiene una alta pureza y se puede utilizar en procesos de recuperación.

- Eliminación de H_2S : El contenido de H_2S debe ser bastante bajo y parece ser que con las membranas existentes no es posible bajar el contenido de H_2S a éstos valores a costos menores que con los procesos convencionales. Sin embargo ésta situación puede cambiar si se logra tener membranas más selectivas o usar la membrana para bajar el contenido de H_2S en el gas a un valor intermedio y luego llevar el gas a un proceso convencional de eliminación de H_2S .

- Extracción de agua: Para reducir el contenido de agua a los valores tradicionalmente aceptables en el gas natural se requieren membranas de mejor permeabilidad que las existentes actualmente, con costos menores que utilizando glicol. Adicional a esto una planta de deshidratación con membranas pesaría 6 veces menos y ocuparía tres veces menos espacio que una planta de glicol, lo cual es importante en plataformas de producción.

Se calculará el área requerida para una membrana tipo sílica/sílica-zirconia/ α -alúmina, de forma tal que se cumpla el requisito de pureza en términos de fracción molar de CO_2 en la corriente retenida. Esto significa que la corriente de metano tendrá un 3% molar de CO_2 . Para lograr corrientes más puras, el área de la membrana deberá ser mayor al caso calculado. Asimismo, se justificará la conveniencia en el uso de una corriente de gas inerte de arrastre.

El esquema de trabajo se presenta a continuación:



Figura 6.21- Membrana con barrido inerte

Las ecuaciones a resolver son las siguientes:

$$F + B = P_g + R$$

$$F * y_{f,a} + B * y_{b,a} = P_g * y_{p,a} + R * y_{r,a}$$

$$N_a = P_{m,a} * (y_{f,a} * P_f + P_p * y_{p,a})$$

$$P_g = N_a * A + B$$

$$Y_{p,a} = \frac{N_a}{N_a + \frac{B}{A}}$$

Se analizarán y compararán varios casos, modificando las condiciones operativas. Para esto se resolverá el sistema de ecuaciones utilizando Mathcad.

Caso 1:

Condiciones operativas:

- Presión de entrada de gas : 700 Kpa
- Caudal de barrido inerte : 0,5 mol/s
- Presión de permeado : 100 Kpa
- Composición de CO₂ en la corriente de barrido: 0 mol_{CO2}/mol_{total}

$$\text{Área requerida de membrana} = 74,021 \text{ m}^2$$

Caso 2:

Condiciones operativas:

- Presión de entrada de gas : 700 Kpa
- Caudal de barrido inerte : 0 mol/s
- Presión de permeado : 100 Kpa
- Composición de CO₂ en la corriente de barrido: 0 mol_{CO2}/mol_{total}

$$\text{Área requerida de membrana} = 74,926 \text{ m}^2$$

Caso 3:

Condiciones operativas:

- Presión de entrada de gas : 700 Kpa
- Caudal de barrido inerte : 10 mol/s
- Presión de permeado : 100 Kpa
- Composición de CO₂ en la corriente de barrido: 0 mol_{CO2}/mol_{total}

$$\text{Área requerida de membrana} = 64,865 \text{ m}^2$$

Se observa que para reducir el área de membrana en 10 m² se requiere un caudal de gas de barrido muy elevado, por lo que consideramos que no se justificaría el uso de una membrana más pequeña (menor inversión inicial) debido a los mayores costos operativos.

Caso 4:

Condiciones operativas:

- Presión de entrada de gas : 400 Kpa
- Caudal de barrido inerte : 0.5 mol/s
- Presión de permeado : 100 Kpa
- Composición de CO₂ en la corriente de barrido: 0 mol_{CO2}/mol_{total}

$$\text{Área requerida de membrana} = 183,681 \text{ m}^2$$

Se observa que al haber una menor fuerza impulsora, el área de membrana aumenta considerablemente. Esto resulta muy importante debido a las limitaciones de espacio que hay en cualquier planta industrial.

Caso 5:

Condiciones operativas:

- Presión de entrada de gas : 700 Kpa
- Caudal de barrido inerte : 0 mol/s
- Presión de permeado : 100 Kpa
- Composición de CO₂ en la corriente de barrido: 0.5 mol_{CO2}/mol_{total}

$$\text{Área requerida de membrana} = 75,194 \text{ m}^2$$

Un aumento considerable en la composición de CO₂ aumenta levemente el área requerida. Que el aumento en el área requerida sea bajo resulta ventajoso porque indica la posibilidad de realizar un reciclo de gas de barrido, lo cual disminuye considerablemente los costos operativos.

A su vez se analizó el caso 5 cuando el gas de entrada se encontraba a 200Kpa, obteniéndose un área de membrana de 1486 m², lo cual indica que el delta de presión no puede disminuirse indefinidamente puesto que se requerirán áreas de membranas muy grandes.

Finalmente, de acuerdo a la bibliografía de donde se extrajo la información sobre membranas³³, se explica que la inversión en este tipo de equipos es muy elevada, por lo que se opta por la utilización de absorbedores frente a membranas.

³³RAINIER MALDONADO et.at: "selección y diseño de un esquema de separación ch4-co2 de una corriente de biogás"

7 DISEÑO Y SELECCIÓN DE EQUIPOS AUXILIARES

INTRODUCCIÓN

El diseño de los sistemas auxiliares de procesos suele ser la última fase del diseño de los mismos y es crítico para el éxito comercial de dichos procesos.

En este capítulo se presentarán los requerimientos operacionales y los equipos que se obtienen comercialmente para satisfacerlos. A su vez, se hará un cálculo estimativo de la potencia que se obtendría a partir de emplear un grupo electrógeno alimentado a biogás y de la potencia requerida para satisfacer las necesidades energéticas de la planta.

Se adjunta el Diagrama de Tuberías e Instrumentación (DTI), donde se muestran los distintos equipos y cañerías de la misma con su respectiva nomenclatura para facilitar la visualización de los componentes de la planta.

7.1 Transporte de Materiales

Para seleccionar los equipos adecuados para el transporte de materiales se deben tener en cuenta varios factores simultáneamente tales como:

- Naturaleza química del material a manejar;
- Naturaleza física del material;
- Carácter del movimiento a efectuar (horizontal, vertical, combinación);
- Distancia a recorrer;
- Cantidad de material a transportar;
- Naturaleza de alimentación del equipo;
- Naturaleza de la descarga;
- Naturaleza del flujo (continuo o intermitente).

7.1.1 Transporte del sustrato

Como fue presentado en entregas anteriores al faenar bovinos se obtienen tanto residuos sólidos como líquidos. Debido a las diferencias físicas de los mismos, el transporte de estos residuos debe contemplarse de manera distinta. Operacionalmente se propone que los residuos sólidos de la faena sean depositados sobre una cinta de malla por las cuales escurrirán los residuos

líquidos de los mismos (aguas de lavado y sangre). Los mismos fluirán por canaletas hacia piletas. Luego, dichos líquidos serán bombeados por cañerías a procesos posteriores. En cuanto a los sólidos, serán transportados por las cintas de malla mencionadas anteriormente. Una vez que se mezclen estas dos corrientes el transporte será mediante tornillos los cuales tienen la capacidad de manejar ambos fluidos y de ser aplicables en un amplio rango de viscosidades.

7.1.2 Transporte de Fluidos

Para efectuar los cálculos de los diámetros de las cañerías empleadas para el transporte de líquidos se tuvieron en cuenta los caudales de las corrientes individuales. A su vez, se fijó una velocidad de flujo teniendo en cuenta velocidades sugeridas para el transporte de cada fluido en su caso particular y luego se halló el diámetro requerido:

$$D_{requerido} = \sqrt{\frac{4 * Q}{v * \pi}}$$

Hallado el diámetro requerido para el transporte se busca en catálogos de tuberías disponibles comercialmente. Con el diámetro disponible en los catálogos se procede a recalcular la velocidad de flujo por el conducto.

A su vez, para la elección de la tubería se consideró la naturaleza química y la presión de los fluidos para seleccionar el material y el espesor necesario para soportar las exigencias del transporte.

A continuación, se exhibe la Tabla 1 donde se muestran las características generales de las corrientes de fluidos de la planta.

Tabla 7.1- Transporte de Fluidos

Corriente	Caudal [m3/h]	Presión [Kpa]	Temperatura [°C]	Velocidad de flujo sugerida [m/s]	Diámetro interno sugerido [mm]	Material de la tubería
T1	175,10	100,00	25,00	2,00	176,0119	PVC
T2	1,50	100,00	70,00	1,00	23,0695	Acero comercial
T3	179,80	100,00	70,00	2,00	178,3585	PVC
T4	4009,00	100,00	39,00	30,48	215,7369	MDPE
T5	515,50	700,00	25,00	30,48	77,3608	MDPE

Diseño de una planta de producción de biogás |

T6	13,41	700,00	25,00	2,00	48,7095	PVC
T7	14,30	700,00	33,50	2,00	50,2999	PVC
T8	429,60	700,00	25,23	30,48	70,6218	MDPE
T9	62,76	100,00	33,12	2,00	105,3757	PVC
T10	75,39	100,00	40,00	2,00	115,4930	PVC
T11	9911,00	100,00	25,00	30,48	339,2073	Acero comercial
T12	11160,00	100,00	29,27	30,48	359,9470	Acero galvanizado
T13	13,09	100,00	17,30	2,00	48,1248	PVC
T14	45,70	700,00	56,76	2,00	89,9202	PVC
T15	45,73	400,00	56,76	2,00	89,9497	PVC
T16	0,04	400,00	56,76	10,00	1,1498	Acero inoxidable
T17	45,70	400,00	56,76	2,00	89,9202	PVC
T18	47,28	400,00	90,00	2,00	91,4614	PVC
T19	1174,00	200,00	82,62	30,48	116,7456	MDPE
T20	47,09	200,00	124,60	2,00	91,2774	PVC
T21	45,46	200,00	91,89	2,00	89,6837	PVC
T22	0,32	100,00	25,00	1,00	10,6744	Acero comercial
T23	45,78	200,00	92,05	2,00	89,9988	PVC
T24	43,47	200,00	25,00	2,00	87,6988	PVC
T25	43,48	700,00	25,20	2,00	87,7089	PVC
T26	214,50	700,00	25,53	30,48	49,9022	MDPE
T27	7,16	700,00	16,04	1,50	41,0984	PVC
T28	10,87	100,00	16,69	2,00	43,8545	PVC
T29	12,30	100,00	100,00	2,00	46,6500	PVC
T30	24700,00	100,00	25,00	30,48	535,4944	Acero comercial
T31	28600,00	100,00	70,68	30,48	576,2215	Acero comercial
T32	7,18	100,00	25,78	1,50	41,1586	PVC
T33	7,11	700,00	13,73	1,50	40,9662	PVC
T34	204,30	700,00	13,70	30,48	48,7013	MDPE
T4' y T4'-2	2005,00	100,00	39,00	30,48	152,5681	MDPE
TC1 y TC1-2	977,50	250,00	107,90	30,48	106,5283	MDPE
TC1' y TC1'-2	839,00	250,00	55,00	30,48	98,6932	MDPE
TC2 y TC2-2	486,70	500,00	108,30	30,48	75,1687	MDPE
TC2' y TC2'-2	430,50	500,00	66,00	30,48	70,6957	MDPE
TC3 y TC3-2	336,30	700,00	98,00	30,48	62,4842	MDPE

T5'	672,70	700,00	98,00	30,48	88,3725	MDPE
-----	--------	--------	-------	-------	---------	------

Tuberías de acero al carbono

El acero al carbono o acero comercial es un material de utilización general. Se los puede emplear para el transporte de agua, vapor, aire comprimido, gases y en circuitos oleo hidráulicos en las más variadas franjas de presión y temperatura.

El estándar de tubería más común es el "Schedule" desarrollado por el API (American Petroleum Institute) el cual indica que la clasificación de la tubería se realiza según el espesor de la misma. El Schedule se relaciona con la presión nominal de la tubería y se distinguen once categorías: Schedule 5, 10, 20, 30, 40, 50, 60, 80, 120, 140, 160.

El largo comercial de las tuberías de acero suele ser de 6 metros. Los extremos pueden ser biselados, roscados o ranurados.

Para proteger de la corrosión las tuberías suelen ser sometidas a un proceso de galvanizado. Este proceso puede ser realizado en caliente mediante la inmersión de la tubería en zinc fundido o mediante electrolisis. Ambos procesos consisten en depositar una capa protectora de zinc sobre el acero de la tubería a proteger. Al ser el zinc más oxidable, menos noble, que el acero y generar un óxido estable, protege al mismo de la oxidación al exponerse al oxígeno del aire.

Otra forma usual de protección contra la corrosión de las tuberías son las pinturas epóxicas, las cuales forman recubrimientos de alta resistencia a diferentes ataques. Las pinturas epóxicas están constituidas por dos componentes, en su mayoría por una parte que contiene la resina epoxi, y en la otra parte, el reactor o endurecedor que normalmente son a base aminas o de poliamidas. Dichos compuestos presentan gran resistencia química, sin que les afecten los disolventes ni los aceites o grasas. Gran resistencia a la abrasión y excelente adherencia a los materiales.

A continuación se muestran las corrientes que serán transportadas mediante tuberías de acero comercial por sus características.

Tabla 7.2- Tuberías de acero comercial³⁴.

Corriente	Caudal [m ³ /h]	Diámetros comerciales [mm]				Schedule	Peso de la tubería [Kg/m]	Velocidad de Flujo real [m/s]	Material que transporta	Característica del material a transportar
		DN*	Espesor de pared	Do*	Di*					
T2	1,50	25,0000	3,38	33,40	26,64	40,00	2,50	0,75	Agua y sangre	
T11	9911,00	350,0000	7,92	355,60	339,76	20,00	67,90	30,38	Aire	
T12	11160,00	400,0000	7,92	406,40	390,56	20,00	77,83	25,89	Aire con amoníaco	corrosivo
T16**	0,04	-	1,00	6,00	4,00	-	0,13	0,88	Vapor de venteo	corrosivo, inflamable
T22	0,32	15,0000	2,77	21,30	15,76	40,00	1,27	0,46	Agua	
T30	24700,00	600,0000	9,52	609,60	590,56	20,00	140,88	25,06	Aire	seco
T31	28600,00	600,0000	9,52	609,60	590,56	20,00	140,88	29,02	Aire	Húmedo

***DN: diámetro nominal / *Do: diámetro exterior real/ *Di: diámetro interno real /** Tubería de acero inoxidable con soldadura**

Tuberías de PVC

El Poli Cloruro de Vinilo, es un material plástico, sólido, que se presenta en su forma original como un polvo de color blanco. Se fabrica mediante la polimerización del cloruro de vinilo monómero (VCM). De acuerdo con las características de las tuberías de PVC estas se emplean en diversas instalaciones como: Redes de agua potable, sistemas de riego, conducciones de fluidos químicos, conducciones de fluidos corrosivos, conducciones de fluidos ácidos y alcalinos, colectores de alcantarillado, protección de conductos eléctricos, protección de conductos telefónicos, líneas de procesos industriales. Por otra parte no se permite el uso de tuberías de PVC en la conducción de gases.

Los rayos ultravioletas del sol actúan de manera negativa sobre el PVC. La exposición prolongada a estos rayos torna al PVC de un color similar quemado de aspecto desagradable, pero para que este deterioro llegue a afectar el funcionamiento estructural del tubo debe de pasar cierto tiempo. Existe una forma muy sencilla de proteger los tubos que deben quedar expuestos al

³⁴VEMACERO "Tuberías de acero al carbono"

sol, pintándolos con cualquier tipo de pintura, de esta forma quedan a salvo de cualquier tipo de influencia de los rayos ultravioletas.

Ventajas

- Livianas;
- Facilidad de instalación;
- Elevada resistencia Química;
- Gran durabilidad;
- Impide la formación de incrustaciones;
- Poca rugosidad;
- Línea completa de piezas;
- Bajo costo;
- Hermeticidad;
- Atoxicidad. (No aporta ningún elemento extraño al agua);
- Flexibilidad de la tubería (tanto longitudinalmente como transversal).

A continuación se muestran las corrientes que por sus características, serán transportadas con tuberías de PVC.

Tabla 7.3- Tuberías de PVC.³⁵

Corriente	Caudal [m ³ /h]	Clase	Cota [mm]	Velocidad de flujo real [m/s]	Material que transporta	Característica del material a transportar
T1	175,10	6,00	200,00	1,55	Agua y sangre	
T3	179,80	6,00	200,00	1,59	Agua y sangre	
T6	13,41	10,00	50,00	1,90	Agua	agua tratada de los lavados
T7	14,30	10,00	63,00	1,27	Agua con amoníaco	corrosivo
T9	62,76	6,00	110,00	1,84	Agua con amoníaco	corrosivo
T10	75,39	6,00	125,00	1,71	Agua con amoníaco	corrosivo
T13	13,09	6,00	50,00	1,85	Agua	
T14	45,70	10,00	90,00	2,00	DGA impuro	corrosivo
T15	45,73	6,00	90,00	2,00	DGA impuro	corrosivo
T17	45,70	6,00	90,00	2,00	DGA impuro	corrosivo
T18	47,28	6,00	110,00	1,38	DGA impuro	corrosivo

³⁵ TIGRE “Tuberías de PVC”.

T20	47,09	6,00	110,00	1,38	DGA regenerada	corrosivo
T21	45,46	6,00	90,00	1,99	DGA regenerada	corrosivo
T23	45,78	6,00	90,00	2,00	DGA regenerada	corrosivo
T24	43,47	6,00	90,00	1,90	DGA regenerada	corrosivo
T25	43,48	10,00	90,00	1,90	DGA regenerada	corrosivo
T27	7,16	10,00	50,00	1,01	TEG	
T28	10,87	6,00	50,00	1,54	TEG	
T29	12,30	6,00	50,00	1,74	TEG	
T32	7,18	6,00	50,00	1,02	TEG	
T33	7,11	10	50	1,01	TEG	

Tuberías de Polietileno

El polietileno es un producto plástico, incoloro, translúcido, termoplástico, graso al tacto y blando en pequeños espesores, flexible, no tóxico, que se descompone a una temperatura alrededor de los 300°C y menos denso que el agua.

Las características del polietileno varían según el procedimiento empleado para su producción. Se obtiene por la polimerización del gas etileno, producto resultante del craqueo de la nafta del petróleo.

Las tuberías de Polietileno presentan singulares ventajas frente a las fabricadas con otros materiales tradicionales. De forma general, pueden especificarse como:

- INERTES
- INODORAS
- ATOXICAS
- INALTERABLES a la acción de terrenos agresivos, incluso de suelos con alto contenido de yeso o zonas de infiltraciones peligrosas.
 - RESISTENTES a la mayor parte de agentes químicos, tales como álcalis, aceites, alcoholes, detergentes, lejías, etc.
 - BAJO FACTOR DE FRICCIÓN, las paredes del tubo pueden considerarse hidráulicamente lisas y ofrecen una resistencia mínima a la circulación del fluido, produciendo pérdidas de carga inferiores a las tuberías de materiales tradicionales.

- BAJO VALOR DE SUS MODULOS ELÁSTICOS, logrando valores de celeridad bajos, que reducen las sobrepresiones por golpes de ariete en comparación con otros materiales.
- DURADERAS, vida útil superior a 50 años, con un coeficiente residual de seguridad al alcanzar este tiempo.
- MANTENIMIENTO prácticamente inexistente.
- FLEXIBLES, permiten sensibles variaciones de dirección con curvaturas en frío sin necesidad de accesorios, adaptándose a trazados sinuosos.
- LIGERAS, fáciles de transportar y montar, lo que se traduce en economía de medios para su instalación.
- BAJA CONDUCTIBILIDAD ELÉCTRICA
- NO ADMITEN INCRUSTACIONES, manteniendo constante su sección original.

A continuación se muestra en la Tabla 4, las corrientes que serán transportadas mediante tuberías de polietileno.

Tabla 7.4- Tuberías de Polietileno³⁶.

Número	Caudal [m ³ /h]	Diámetros comerciales [mm]			Peso de tubería [Kg/m]	Velocidad de Flujo real [m/s]	Material que transporta	Característica del material a transportar
		Do	Espesor	Di				
T4	4009,00	251,10	22,70	205,70	16,01	33,53	Biogás crudo	corrosivo, inflamable
T5	515,50	90,60	8,20	74,20	2,10	33,13	Biogás crudo	corrosivo, inflamable
T8	429,60	90,60	8,20	74,20	2,10	27,61	Biogás sin amoniaco	corrosivo, inflamable
T19	1174,00	140,00	12,70	114,60	5,03	31,63	Gas ácido	corrosivo
T26	214,50	63,40	5,80	51,80	1,04	28,29	Biogás húmedo	
T34	204,30	63,4	5,8	51,80	1,04	26,94	Biogás	
T4' y T4'-2	2005,00	181,1	16,4	148,30	8,349	32,26	Biogás crudo	corrosivo, inflamable
TC1 y TC1-2	977,50	125,8	11,4	103,00	4,038	32,60	Biogás crudo	corrosivo, inflamable
TC1' y TC1'-2	839,00	110,7	10	90,70	3,113	36,09	Biogás crudo	corrosivo, inflamable

³⁶ VINILIT "Tuberías de polietileno para gas".

TC2 y TC2-2	486,70	90,6	8,2	74,20	2,099	31,28	Biogás crudo	corrosivo, inflamable
TC2' y TC2'-2	430,50	90,6	8,2	74,20	2,099	27,67	Biogás crudo	corrosivo, inflamable
TC3 y TC3-2	336,30	75,5	6,8	61,90	1,448	31,06	Biogás crudo	corrosivo, inflamable
T5'	672,70	110,7	10	90,70	3,113	28,94	Biogás crudo	corrosivo, inflamable

7.1.2 Transporte de Sólidos

Cinta transportadora de malla para transporte de sólidos

Una cinta transportadora, banda transportadora, transportadora de banda o cintas francas es un sistema de transporte continuo formado por una banda continua que se mueve entre dos tambores.

Por lo general, la banda es arrastrada por la fricción de sus tambores, que a la vez este es accionado por su motor. Esta fricción es la resultante de la aplicación de una tensión a la banda transportadora, habitualmente mediante un mecanismo tensor por husillo o tornillo tensor. El otro tambor suele girar libre, sin ningún tipo de accionamiento, y su función es servir de retorno a la banda. La banda es soportada por rodillos entre los dos tambores. Denominados rodillos de soporte.

Debido al movimiento de la banda el material depositado sobre la banda es transportado hacia el tambor de accionamiento donde la banda gira y da la vuelta en sentido contrario. En esta zona el material depositado sobre la banda es vertido fuera de la misma debido a la acción de la gravedad y/o de la inercia.

Las cintas transportadoras se usan principalmente para transportar materiales granulados, agrícolas e industriales, tales como cereales, carbón, minerales, etcétera.

Ventajas

- Permiten el transporte de materiales a gran distancia;
- Se adaptan al terreno;
- Tienen una gran capacidad de transporte;
- Permiten transportar una gran variedad de materiales;
- Es posible la carga y la descarga en cualquier punto del trazado;
- Se puede desplazar;

- No altera el producto transportado;
- Ausencia de articulaciones de rápido desgaste.

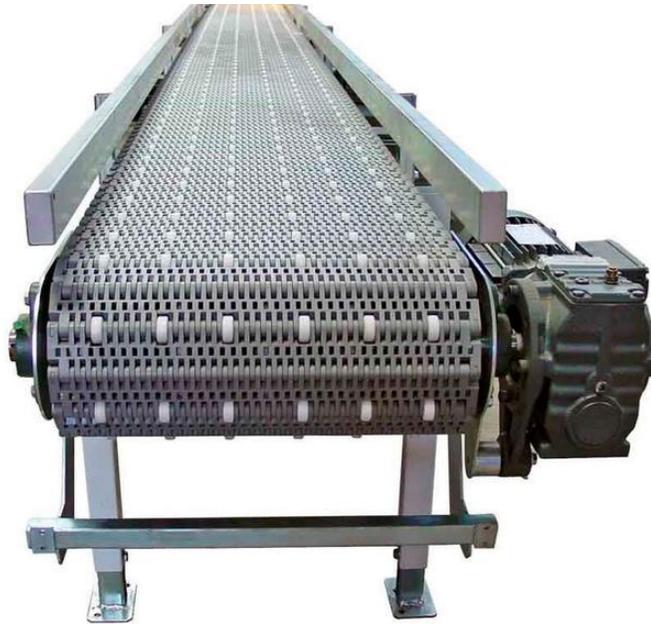


Figura 7.1- Cinta transportadora.

A partir del catálogo de mallas de la empresa Codina³⁷, se determinó que el material de la malla sea de acero al manganeso (hierro). La elección del material se debe a que resulta económico y que soporta temperaturas de hasta 350 ° C, más que suficiente en el proceso de transporte de sólidos. El modelo elegido entre los disponibles fue el modelo A, debido a que las mallas se encuentran separadas entre 0,9 a 5 mm, de forma tal que las partículas sólidas al ser de 8 mm o mayores no caerán. Hay otros modelos que cumplen con el rango de separación y que sólo difieren en la forma de la malla, por lo que también pueden emplearse.

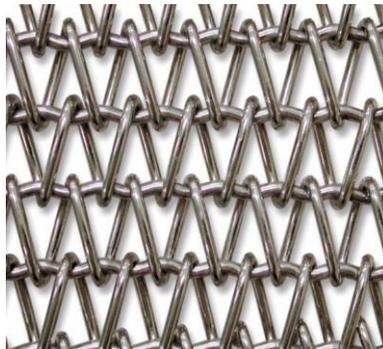


Figura 7.2- Malla de hierro tipo A

³⁷<http://www.codinametal.com/>

En cuanto a la selección del transportador a utilizarse, la empresa +Kepak³⁸ presenta un catálogo de cintas transportadoras, de donde se extrae que se necesitará un transportador de banda para cargas semipesadas, es decir, que soporte hasta 350 kg. La misma posee una velocidad de 5 a 100 m/min y un ancho de banda de entre 500 y 1500 mm. Considerando entre 5 y 7 m de tramo para cada transporte de sólidos (TS1, TS2 y TS3), se requerirán entre 15-21 m de largo de cinta transportadora.

Tornillo sinfín para transporte de mezclas de líquidos y sólidos

Los transportadores de tornillo o sinfín son máquinas de transporte continuo con el órgano de tracción rígido que se emplean para la manipulación de residuos orgánicos en el tratamiento de aguas y transporte de sólidos en infinidad de industrias, teniendo aplicaciones de toda índole. Este equipo está diseñado para realizar el transporte de material mediante una espiral. Tienen la posibilidad de trabajar en diferentes ángulos desde la horizontal hasta la vertical. Son equipos los cuales se diseñan según necesidades: tipo material a transportar, inclinación, caudal a transportar, velocidad de translación de los materiales, etc. Según el uso estos se fabricaran de diferentes formas y materiales, cambiando su geometría, tanto estructural como la espiral. Tienen infinidad de combinaciones con lo que le da la capacidad de adaptarse a cualquier tipo de proceso, pudiendo combinar la posición de la tolva de carga, boca de salida, grupo de accionamiento, posición de trabajo etc.

El transportador se pone funcionamiento a través del sistema motor que consta de un reductor y le suministra el movimiento al tronillo sin fin de alas helicoidales el cual va montado en cojinetes y chumaceras, en dependencia de la longitud del mismo hasta 50 m máxima tendrá cojinetes intermedios que funcionaran como puntos a apoyo para evitar flexiones o la distorsión de la espiral.

³⁸<http://www.maskepack.com/manipuladores.html>

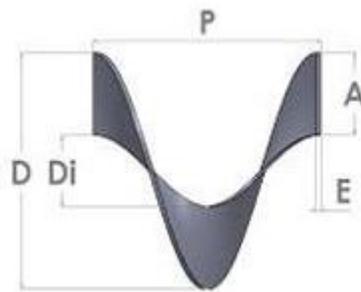


Figura 7.3- Transportadora de tornillo.

Ventajas

- Son compactos.
- Diseño modular: fácil instalación.
- Soportes y apoyos simples
- Soportan altas temperaturas.
- Fácil hermeticidad.
- Extremadamente versátiles.
- Varias zonas de carga y descarga.

Para diseñar un tornillo sinfín se debe tener en cuenta el material a transportar, de lo cual dependerá el material constructivo del tornillo y el caudal a transportar, de lo cual dependerá el dimensionamiento del helicoide. En la figura siguiente se muestran los parámetros que se deben definir para la construcción del tornillo.



- D: diametro total (mm)
- Di: diametro del eje (mm)
- E: espesor del fleje
- P: paso del sinfín (mm)
- L: largo total del sinfín (mm)

Figura 7.4- Parámetros del helicoide del tornillo sinfín.

En cuanto al material constructivo puede realizarse comúnmente de acero SAE 1010 si el material a transportar no es corrosivo o de acero inoxidable AISI 304 para materiales corrosivos.

La potencia de accionamiento de tornillos se calcula como:

$$P = P_H + P_N + P_{St}$$

Donde:

- P_H : Potencia necesaria para el desplazamiento del material

$$P_H(kW) = \frac{c_o * Q * L}{367}$$

Donde c_o es un coeficiente que depende del tipo de material, Q es el caudal másico en t/h y L es la longitud del sin fin. C_o depende del tipo de material a transportar, y su rango abarca entre 1,2 y 4. Al no poseer información de C_o para nuestras mezclas, ya sean la corriente de entrada al digestor como los lodos del mismo, se utilizará el valor más conservador de $C_o=4$.

- P_N : Potencia para el accionamiento del tornillo en vacío

$$P_H(kW) = \frac{D * L}{20}$$

Donde D es el diámetro del canalón del sin fin.

Se considerará $D=0,5$ m

- P_{St} : Potencia requerida para un tornillo sin fin inclinado

$$P_H(kW) = \frac{Q * H}{367}$$

Donde H representa la altura de la instalación. Se considerará como una estimación que la altura a la cual el tornillo sin fin alimenta al digestor es de 12 m.

Luego, despreciando la potencia para el accionamiento del tornillo en vacío, la potencia total necesaria resulta:

$$P_H(kW) = \frac{Q * (c_o * L + H)}{367}$$

De las corrientes que utilizarán tornillo sin fin (de TS4 a TS8) se considerará que 4 de ellas TS4, TS5, TS6 y TS7 se ubican en disposición horizontal y que poseen una longitud de 6 m de largo, lo cual permite una distancia prudencial entre los distintos equipos sin resultar excesiva. Por su parte, la corriente TS8 alimenta al digestor por la parte superior del mismo, por lo que se propone utilizar 15 m de sin fin en disposición oblicua.

La potencia requerida será:

$$P_{TS4} = \frac{c_o * Q * L}{367} + \frac{D * L}{20} = \frac{4 * 4,5 * 6}{367} + \frac{0,5 * 6}{20} = 0,45 \text{ kW}$$

Los valores de potencias de TS5, TS6 y TS7 resultan menores que a TS4 y TS8, cuyos caudales son de 2 órdenes de magnitud mayores. A su vez, TS8 es impulsado oblicuamente y la longitud del sin fin es mayor, por lo que será el mayor consumo de potencia dentro de los tornillos.

$$P_{TS5} = P_{TS6} = P_{TS7} = \frac{D * L}{20} = \frac{0,5 * 6}{20} = 0,15 \text{ kW}$$

$$P_{TS8} = \frac{c_o * Q * L}{367} + \frac{D * L}{20} + \frac{Q * H}{367} = \frac{4 * 4,552 * 15}{367} + \frac{0,5 * 15}{20} + \frac{4,552 * 12}{367} = 1,27 \text{ kW}$$

A continuación, se exhibe la Tabla 7.5a cual contiene información del transporte de las corrientes sólidas.

Tabla 7.5- Transporte de Sólidos.

Corriente	Caudal [Kg/h]	Temperatura [°C]	Material a transportar	Característica del material a transportar	Tipo de Transportador
TS1	3915	26,2	Desechos sólidos de matadero	Partículas de tamaños diferentes	Banda
TS2	884,7	70	Sólidos	Sólidos pasteurizados	Banda
TS3	3030	70	Sólidos	Sólidos pasteurizados y triturados	Banda
TS4	4493	70	Mezcla solido liquido	Mezcla pasteurizada	Tornillo
TS5	272,5	39	Lodos		Tornillo
TS6	213,1	39	Lodos	Lodos de desecho	Tornillo
TS7	59,49	39	Lodos	Lodos de recirculación	Tornillo
TS8	4552	39	Mezcla solido liquido		Tornillo

7.2 Selección de Bombas para la Impulsión de Fluidos

Las bombas son máquinas que transforman la energía mecánica en energía hidráulica. Atendiendo al principio de funcionamiento de cada una de ellas, pueden clasificarse en los siguientes grupos:

- **Bombas de desplazamiento positivo o volumétrico**

En ellas se cede energía de presión al fluido mediante volúmenes confinados. Se produce un llenado y vaciado periódico de una serie de cámaras, produciéndose el trasiego de cantidades discretas de fluido desde la aspiración hasta la impulsión. Pueden a su vez subdividirse en *alternativas* y *rotativas*. Dentro del primer grupo se encuentran las bombas de pistones y émbolos; al segundo pertenecen las bombas de engranajes, tornillo, lóbulos, paletas, etc.

Las bombas de desplazamiento positivo funcionan con bajas capacidades y altas presiones en relación con su tamaño y costo. Este tipo de bomba resulta más útil para presiones extremadamente altas, para operación manual, para descargas relativamente bajas, para operación a baja velocidad, para succiones variables y para pozos profundos cuando la capacidad de bombeo requerida es muy poca.

Pueden enumerarse las siguientes ventajas y desventajas de las bombas de desplazamiento positivo:

Ventajas

- Alta presión de descarga;
- Autocebantes (dentro de ciertos límites);
- Flujo constante para cargas a presión variable;
- Adaptabilidad a ser movidas manualmente o por motor.

Desventajas

- Bajos caudales de operación;
- Baja eficiencia comparada con las bombas centrifugas;
- Muchas partes móviles;
- Requieren mantenimiento a intervalos frecuentes;
- Succión limitada;
- Costo relativamente alto por cantidad de fluido bombeado;
- Requieren un torque considerable para llevarlas a su velocidad;
- Flujo pulsante en la descarga.

- **Turbobombas**

La turbobomba es una máquina hidráulica que cede energía al fluido mediante la variación del momento cinético producido en el impulsor o rodete. Atendiendo a la dirección del flujo a la salida del rodete, pueden clasificarse en:

- Centrífugas: el flujo a la salida del rodete tiene dirección perpendicular al eje (flujo radial);
- Axiales: dirección del flujo a la salida es paralela al eje (flujo axial);
- Helicentrífugas: el flujo es intermedio entre radial y axial (flujo mixto).

De la clasificación anterior, las bombas centrífugas son las más utilizadas industrialmente y con amplia disponibilidad comercial. A continuación se exponen las principales ventajas de la misma.

- Su construcción es simple, su precio es bajo;
- El fluido es entregado a presión uniforme, sin variaciones bruscas ni pulsaciones.

Son muy versátiles;

- La línea de descarga puede interrumpirse, o reducirse completamente, sin dañar la bomba;
- Puede utilizarse con líquidos que contienen grandes cantidades de sólidos en suspensión, volátiles y fluidos hasta de 850°F;
- Poco espacio ocupado;
- Económicas y fáciles de mantener;
- No alcanzan presiones excesivas aún con la válvula de descarga cerrada;
- Flujo suave no pulsante;
- Impulsor y eje son las únicas partes en movimiento;
- No tiene válvulas ni elementos reciprocantes;
- Se adaptan a servicios comunes.

Se elige, entonces, la utilización de bombas centrífugas debido a los grandes caudales y moderadas presiones de operación. A su vez, poseen características destacables respecto a otras bombas como es su versatilidad de uso y su bajo costo.

Según el Diagrama de Tuberías e Instrumentación (DTI), se requerirán tres bombas. A continuación, en la Tabla 6 se exhiben las características de las corrientes a impulsar.

Tabla 7.6- Características de las corrientes a impulsar.

Corriente	Caudal de admisión [m ³ /h]	Presión de descarga requerida [kPa]
Sustrato líquido (T1)	1,452	100
DGA regenerada fría (T24)	43,47	700
TEG regenerado (T33)	7,123	700

Con esta información, se acude a catálogos³⁹ de proveedores de bombas con el fin de obtener la potencia requerida para dicha operación.

Tabla 7.7- Características técnicas de las bombas seleccionadas.

Modelo	Potencia		Caudal de operación máximo [m ³ /h]	Altura m.c.a.*	Presión máxima de descarga [kPa]
	HP	KW			
K5-M	0,5	0,37	2,4	19	588,4
HK101	10	7,5	48	31	784,53
K20-M	2,5	2,83	7,5	37	784,53

* m.c.a: metros de columna de agua

A modo ilustrativo, se muestran a continuación las imágenes de las bombas elegidas.



Figura 7.5- Bombas serie K para 8 y 6 Kg/cm² respectivamente.

³⁹<http://www.sacipumps.com/DESCARGAS/General%20Catalogue%202016.pdf>



Figura 7.6- Bomba serie HK 8 Kgf/cm².

7.3 Compresión de gas

La mayoría de los aceites de compresores empiezan a descomponerse o a carbonizarse a una temperatura de 177 (°C). Ensayos en una atmósfera libre de contaminantes pueden indicar una tolerancia razonable a temperaturas aún mayores, pero en el mundo real hay sistemas que tienen diferentes grados de contaminantes tales como aire y humedad. El límite de temperaturas que producen problemas se reduce drásticamente dependiendo del grado de contaminación.

Puede ocurrir un extremo desgaste de anillos y pistones a temperaturas de cilindro de 155 a 166 (°C) con poca carbonización del aceite. Las experiencias en terreno, en general, parecen indicar que para una larga vida útil, las temperaturas de pistones, anillos y orificios de las válvulas de descarga deben ser mantenidas bajo los 149 (°C) .

Como regla general, 135 (°C) de temperatura en la línea de descarga representa una temperatura que produce posibilidades de fallas, 121 (°C) es un nivel de temperatura peligrosa y 107 (°C) o menos son deseables para una vida esperada razonable del compresor.

Luego, las compresiones de gas se realizarán bajo la base de que la temperatura en el sistema no sobrepase de manera amplia el valor de 107 (°C).

Dado que el caudal de biogás crudo es de 4009 m³/h (a 1 atm) y los equipos de compresión comerciales hallados⁴⁰ pueden procesar hasta un caudal máximo de 2013 m³/h, se propondrá dividir dicha corriente para poder trabajar con un arreglo en paralelo. Dada la limitación de temperatura de operación del compresor se elige comprimir en 3 etapas en serie. A continuación se expone la información de las corrientes de entrada y salida de cada compresor. Con dicha información se podrá seleccionar un equipo disponible en el mercado.

⁴⁰http://compresorescanarias.com/wp-content/uploads/2014/09/catalogojosval_2014.pdf

Diseño de una planta de producción de biogás |

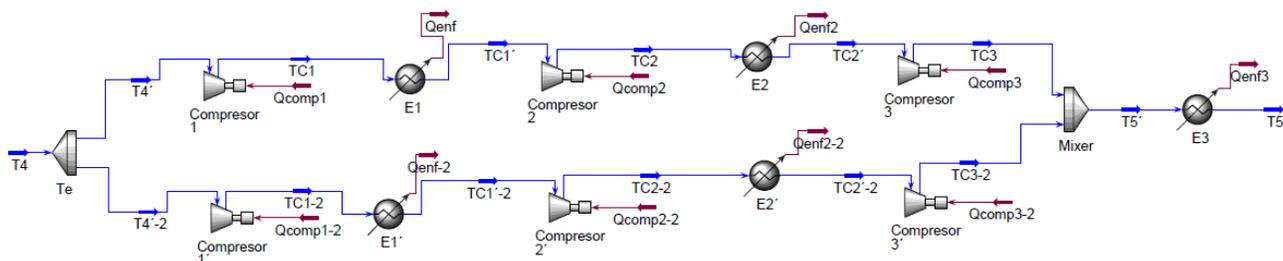


Figura 7.7- Esquema del proceso de compresión.

Tabla 7.8- Características de las corrientes involucradas en las etapas de compresión.

Corriente	Caudal [m ³ /h]	Presión [Kpa]	Temperatura [°C]
T4' y T4'-2	2005,00	100,00	39,00
TC1 y TC1-2	977,50	250,00	107,90
TC1' y TC1'-2	839,00	250,00	55,00
TC2 y TC2-2	486,70	500,00	108,30
TC2' y TC2'-2	430,50	500,00	66,00
TC3 y TC3-2	336,30	700,00	98,00
T5'	672,70	700,00	98,00

Tabla 7.9- Compresores seleccionados para las etapas de compresión.

Modelo de Compresor	Caudal máximo de operación [m ³ /h]	Potencia consumida		Presión máxima de compresión [bar]	LxWxH [mm]	Peso [Kg]
		[HP]	[Kw]			
Grafeno 250A	2013,6	250	185	8	3410x1760x2140	4250
Grafeno 100 A	850,8	100	75	8	2990x1520x1850	2500
Grafeno 75 B	526,2	75	55	10	2580x1210x1510	1800

7.4 Reducción de tamaño

Para lograr una cierta homogeneización de las partículas sólidas provenientes de la faena, se propone la utilización de una trituradora industrial. El criterio de selección de la maquina está dado por la capacidad de procesamiento y el diámetro de partícula a la cual tritura los sólidos. En el presente proyecto se plantea únicamente la trituración de la porción de residuos sólidos que ingresa al biodigestor. Dicha corriente (TS3) tiene un caudal másico de 3030 Kg/h. Las partículas serán reducidas a tamaños entre 8 y 50mm.

Dada las condiciones anteriormente mencionadas se encuentra en el mercado una trituradora que ajusta a las condiciones requeridas.

Tabla 7.10- Características de la Trituradora Industrial

Lugar de origen	China	Peso	0,8 tn	Energía	260/280 kW
Número de modelo	PC 200/300	Capacidad	1/300 tn/h	Certificación	ISO 9001:2008
Tipo	Trituradora de martillo	Tipo de motor	Motor de AC	Garantía	18 meses
Martillo	Aleación de cromo	Dimensiones (L:W:H)	800:570:750 [mm]	Resistencia al desgaste	Alta



Figura 7.8- Trituradora Industrial.

7.5 Acondicionamiento de lodos

Esta estructura de pre-tratamiento de los lodos persigue principalmente los objetivos de reducir los sólidos en suspensión de distintos tamaños que traen consigo las corrientes líquidas. La mayoría de las fuentes superficiales líquidas tienen un elevado contenido de materia en estado de suspensión, siendo necesaria su remoción previa.

Las unidades de acondicionamiento se clasifican en:

- Desarenador: Tiene por objeto separar de la corriente cruda la arena y partículas en suspensión gruesa. El desarenado se refiere normalmente a la remoción de las partículas superiores a 0,2 mm.
- Sedimentador: Similar objeto al desarenador pero correspondiente a la remoción de partículas inferiores a 0,2 mm y superiores a 0,05 mm.

Debido al tamaño de las partículas al ingreso del digestor (8-50mm) se considera que a la salida del mismo los sólidos no poseerán una granulometría menor a 0,2mm. Por lo tanto se seleccionará un desarenador para la operación.

Para el diseño deberán tenerse en cuenta tanto el caudal de diseño, es decir, el máximo caudal de entrada posible, y si el equipo será cerrado o no. Éste último punto es de importancia debido a que si el equipo no está techado se encontrará expuesto a las posibles lluvias, lo que modificará la composición de los lodos. De modificarse dicha composición, la corriente de reciclo hacia el digestor no sería la que se utilizó para el diseño del mismo.

Entre los criterios de diseño del desarenador, se encuentran los siguientes:

- La relación de las dimensiones de largo y ancho (L/B) será entre los valores de 3 -6.
- La relación de las dimensiones de largo y profundidad (L/H) será entre los valores de 5 - 20.
- El fondo de la unidad debe tener una pendiente entre 5 a 10% para facilitar el deslizamiento del sedimento.

Caudal de lodos de entrada será:

$$Q = 0,2672 \frac{m^3}{h}$$

Para estimar el volumen del sedimentador, ante la falta de datos tales como la densidad de las partículas sólidas y de correlaciones para nuestro fluido, se diseñará caracterizando al fluido como agua y utilizando la menor relación de densidades entre las partículas sólidas y el agua. De esta forma obtendremos la velocidad de sedimentación mínima posible.

Para el diámetro de las partículas más pequeñas, es decir 0,8 cm y la mínima relación de densidades se obtiene gráficamente⁴¹:

$$V_s = 0,020 \frac{cm}{s}$$

Esta velocidad de sedimentación resulta elevada, lo que nos asegura que los lodos recirculados serán ricos en los microorganismos responsables de la descomposición anaeróbica de la materia orgánica para obtener biogás crudo (T4).

Se retendrán los lodos durante un tiempo de 32 días, que es el mismo tiempo de retención que el del digestor. Luego, el volumen mínimo del desarenador resulta:

$$V_{min} = 0,2672 \frac{m^3}{h} * 24h * 32 \text{ días} = 205,21 m^3$$

Con los criterios de diseño del desarenador pueden estimarse dimensiones aproximadas para el equipo. Considerando:

$$\begin{aligned} L &= 4,5 * B \\ L &= 12,5 * H \\ V &= L * \frac{L}{4,5} * \frac{L}{12,5} \end{aligned}$$

Luego, se obtienen como dimensiones aproximadas:

$$\begin{aligned} L &= 22,6 m \\ B &= 5,03 m \\ H &= 1,81 m \end{aligned}$$

⁴¹<http://www.bvsde.ops-oms.org/tecapro/documentos/agua/158esp-diseno-desare.pdf> (Pág.31)



Figura 7.9 – Desarenador típico.

7.6 Pasteurización del sustrato

Si bien ésta etapa de proceso podría endilgarse a la actividad del matadero, dado que el mismo debe tratar sus residuos para que cumplan con los parámetros de volcado, se muestra a continuación los posibles equipos de pasteurización requeridos para el tratamiento de sólidos y líquidos, en caso de requerir su utilización.

7.6.1 Pasteurización de líquidos

Se buscó un equipo comercial que cumpla con los requerimientos de procesos para el tratamiento de las aguas de lavado y sangre provenientes del matadero. La máquina debe ser capaz de procesar 176,4t/h. A continuación se exhibe una tabla de características técnicas de equipos⁴² de pasteurización de líquidos disponibles comercialmente.

⁴²<https://spanish.alibaba.com/product-detail/industrial-fruit-juice-pasteurizer-60641569340.html?spm=a2700.8698675.29.110.291df7a1fY8xzG>

Tabla 7.11- Características técnicas de pasteurizadores de líquidos.

Modelo	Capacidad de proceso	Área de intercambio de calor (m ²)	Potencia (kw)	Costo de vapor (kg/h)	Dimensión exterior (mm)	Peso Total de la máquina (kg)
BR16-3-0.5	0.5	5	5.2	52	1200*1200*1500	790
BR16-3-1	1	8	5.2	60	1500*1500*1800	880
BR16-3-2	2 t/h	13	6	104	1800*2000*1800	980
BR26-3-3	3 t/h	20	6	156	2000*2000*2200	1080
BR26-3-4-5	4-5t/h	30-45	8	260	2250*2000*2200	1250
BR26-3-6-8	6-8t/h	35-50	8	400	2250*2000*2200	1250
BR26-3-10	10t/h	60	11	520	2800*2000*2200	1650
BR26-3-15	15t/h	75	15	780	3000*2200*2200	2150
BR26-3-20	20t/h	80	18	945	3000*2200*2200	2350



Figura 7.10- Equipo de pasteurización de líquidos.

Al no encontrarse ningún equipo comercial capaz de tratar la totalidad de la cantidad de sustrato producido, se proponen las siguientes estrategias:

- 1- Utilizar un arreglo en paralelo de equipos de la máxima capacidad disponible;
- 2- Contactarse con la empresa productora de pasteurizadores y consultar por la factibilidad de la realización del equipo con las capacidades requeridas;
- 3- Pasteurizar solo los líquidos que ingresen al biodigestor y el resto tratarlos en lagunas aeróbicas.

De utilizarse la estrategia 1 se requiere un arreglo de 9 pasteurizadores en paralelo de capacidad 20 t/h. La potencia consumida por la totalidad del arreglo sería de 162KW.

De utilizarse la estrategia 3 el caudal de líquidos a tratar sería de 1,462 t/h por lo tanto se requiere un pasteurizador con capacidad de proceso de 2t/h con una potencia de consumo de 6KW.

7.6.2 Pasteurización de Sólidos

Se realizó una búsqueda de equipos comerciales para la pasteurización de los sólidos provenientes del matadero. A continuación se exhibe un posible equipo⁴³ a utilizar.



Figura 7.11 - Equipo pasteurizador de sólidos.

Características del equipo

La máquina se compone de acero inoxidable (SUS304). Su producción, es segura y saludable. La temperatura de esterilización es uniforme y la calidad del producto es estable. Posee un control automático de temperatura, y un convertidor de frecuencia. La máquina es estable, segura y confiable. Posee un control de computadora del tipo PLC, el cual es sencillo de usar y mantener.

⁴³<https://spanish.alibaba.com/product-detail/automatic-industrial-pasteurization-assembly-line-60686207952.html?spm=a2700.8698675.29.26.291df7a1fY8xzG&s=p>

Tabla 7.12 - Parámetros técnicos del esterilizador de sólidos.

Parámetros	
Tiempo de esterilización	10-40 min
Presión de vapor	1-4 kg
Ancho de banda	500-1200mm
Consumo de aire	0,5-1 m ³ /h
Temperatura de esterilización	65-95 °C
Capacidad de procesamiento	según requisitos del cliente
Velocidad de carrera	Ajustable
Potencia	3-22 KW
Fuente de alimentación	380V 50Hz o personalizada

7.7 Sistema de agitación

Del análisis del sistema de agitado referente al Capítulo N^o5, se desprende que la potencia necesaria para es de 58.320 W, por lo que se necesitará un motor que pueda entregar dicha potencia.

Comercialmente, se obtienen a partir del Catálogo⁴⁴ General de Motores Trifásicos MEB S.A. una variedad de motores que cumplen con el criterio de potencia. Se propone utilizar un motor de 3 pares de polos, de 75 kW. La elección de la cantidad de pares de polos se realizó ya que la velocidad de rotación del eje en los motores sincrónicos depende inversamente de la cantidad de polos y en el caso del sistema de agitado se necesita que sea 60rpm. Dado que no existe un motor de corriente alterna que gire a la velocidad necesaria se debe utilizar este acoplado a un modulador de frecuencia o un reductor mecánico de revoluciones. El motor propuesto permite ser alimentado a través de un convertidor electrónico, con variación de tensión y frecuencia, obteniéndose ahorros de energía y un versátil funcionamiento. Sin embargo, se han de observar algunas peculiaridades.

- Se producen pérdida adicionales de potencia, debido a que la onda de alimentación no es sinusoidal;
- Aumentan las tensiones de aislamiento en bobinados;
- Aumenta el ruido acústico, porque la onda de alimentación no es sinusoidal.

⁴⁴<http://www.mebsa.com/pdf/Catalogo-General-Motores-Trifasicos-MEB.pdf>

A continuación una tabla con las características técnicas de dicho motor y una ilustración del mismo.

Tabla 7.13- Características técnicas motor trifásico.

Parámetros		
Modelo		MG280M-6
Potencia	[kW]	75
	[HP]	100
Corriente [A]		99
Voltaje [V]		400
RPM		990
Eficiencia [%]		93,1
Cos(φ)		0,86
Par Arranque/ Par Nominal		2,1
Corriente de Arranque / Corriente Nominal		7,2
Par Máximo / Par Nominal		2
Nivel sonoro LwdB(A)		78
Peso [Kg]		900



Figura 7.12- Motor trifásico 75 kW.

7.8 Intercambio de calórico

En la Tabla 14 a continuación se exhiben los calores puestos en juego en la planta.

Tabla 7.14- Intercambios de calor.

Intercambiador de calor	Calor [kW]
Pasteurizador 1	82,5
Pasteurizador 2	77,14
Enfriador 1	-98,81
Qenf y Qenf-2	-44,46
Qenf2 y Qenf2-2	-36,01
Qenf3	-177,1
Calentador 1	116,73
Enfriador 3	-2845
Calentador 2	422
Enfriador 4	54,32

Posteriormente, se analizarán en profundidad los cálculos y los equipos necesarios para el intercambio de calor requerido.

7.9 Generación de Potencia Eléctrica

Se realiza el cálculo de la potencia que puede obtenerse a partir del flujo de biogás obtenido en la planta utilizando un grupo electrógeno alimentado a biogás.

Comercialmente se obtiene del catálogo de la empresa Caterpillar que hay disponibilidad de equipos que poseen una eficiencia eléctrica máxima del 43,7%. Luego:

$$Pot\ eléctrica\ generada = 61,05 \frac{kmol}{h} * 1000 \frac{mol}{kmol} * 802 \frac{kJ}{mol} * 0,437 * \frac{1}{3600} \frac{h}{s} = 5944\ kW$$

(4,094 kW/m³ de biogás generado)

A su vez se calcula la potencia requerida para bombeo de líquidos, compresiones de gas, transporte por tornillo sinfín y motor de agitación.

$$Pot\ req = (0,45 + 3 * 0,15 + 1,27 + 0,37 + 7,5 + 2,83 + 2 * (185 + 75 + 55) + 6 + 22 + 75)\ kW$$

$$Potencia\ requerida = 745,87\ kW$$

Por lo tanto, la potencia generada excedente de la planta será:

$$P = \textit{Potencia generada} - \textit{Potencia requerida}$$

$$P = 5198,13 \text{ kW} = 6970,81 \text{ HP}$$

Es necesario aclarar que no se tuvo en cuenta el consumo de biogás que requerirá la caldera porque los requerimientos energéticos de la misma aún no fueron determinados. Más adelante en el análisis económico, se analizará la potencia excedente resultante de restarle al caudal de biogás generado, el biogás destinado a abastecer la caldera y luego de transformar el excedente de biogás (en caso de haberlo) en energía eléctrica mediante el generador, restándole a su vez la potencia requerida para satisfacer las necesidades eléctricas de la planta.

8 DISEÑO DEL SISTEMA DE INTERCAMBIO DE CALOR

INTRODUCCIÓN

En este capítulo se buscará optimizar el sistema de intercambiadores de calor de forma tal de integrar energéticamente las corrientes presentes en la planta. Esto implica determinar que corrientes deben intercambiar calor entre sí, y si es necesario o no el uso de corrientes auxiliares. A su vez se determinará el número de intercambiadores requeridos y el área de los mismos.

Para llevar a cabo los objetivos de este capítulo se utiliza el método Pinch de diseño de procesos.

8.1 Método Pinch

La tecnología Pinch es una metodología para optimizar la recuperación energética en un proceso químico industrial, minimizando la inversión de capital. Este análisis cuantifica los servicios que existen en una planta industrial (vapor, agua, y en general los servicios de calentamiento y enfriamiento), y los analiza frente a las necesidades de intercambio de calor de la planta.

A través de un diseño correcto de la red de intercambiadores de calor, el análisis Pinch indica de qué modo se pueden aprovechar aquellas corrientes calientes y frías de una planta, para intercambiar calor entre ellas, disminuyendo así el uso de servicios de calentamiento o enfriamiento. La utilidad del método radica principalmente en que permite identificar en forma fehaciente los procesos o las condiciones que tienen un impacto significativo en el uso de la energía.

La metodología Pinch tiene las siguientes ventajas:

- Es una metodología sistemática para el diseño integrado de plantas de proceso.
- Identifica el mínimo consumo de energía necesario.
- Permite considerar diferentes opciones de diseño.
- Considera al mismo tiempo el costo de energía y de capital.
- Se puede aplicar en plantas de proceso nuevas o ya existentes.

Para la realización de la metodología Pinch se llevan a cabo los siguientes pasos:

- Se dividen todas las corrientes del proceso en calientes (a ser enfriadas) y frías (a ser calentadas);
- Se divide el problema en rangos de temperaturas y se calcula la capacidad calorífica de cada grupo de corrientes (calientes y frías) en cada rango;

- Se construye una curva Temperatura Vs. Entalpia para corrientes frías y calientes, donde en cada intervalo de temperatura, la curva es una recta de pendiente C_p^{-1} ;
- Se superponen ambas curvas compuestas y se desplazan horizontalmente de modo que haya un valor de diferencia de temperatura mínima en el punto de máxima aproximación. Dicho delta de temperatura se puede calcular a partir de una minimización de costos. En general, es del orden de 10°C , y corresponderá al valor donde la transferencia de calor sea más difícil (punto Pinch);
- Se determina si es necesaria la utilización de corrientes de servicios auxiliares para intercambio de calor.

Para lograr una red de intercambiadores con mínimo requerimiento de energía deben tenerse en cuenta ciertas consideraciones:

- Para temperaturas superiores a la temperatura Pinch, no debe removerse calor;
- Para temperaturas inferiores a la temperatura Pinch, no debe entregarse calor;
- No transferir calor a través del punto Pinch.

Para la implementación del método se parte de los distintos valores de composición y temperatura, obtenidos de la resolución de los balances de masa y energía respectivamente.

8.1.1 Implementación del método

Para la implementación del método se realizó una tabla donde se clasifican las corrientes frías y calientes. La notación de cada corriente puede observarse en el flowsheet de la planta, el cual se encuentra anexo.

Tabla 8.1- Clasificación de corrientes frías y calientes de procesos.

Nº	Corriente	Temperatura de entrada [°C]	Temperatura de salida [°C]	Tipo	H [kW]
1	TC1/TC1`	107,90	55,00	Caliente	-44,46
2	TC2 / TC2`	108,30	66,00	Caliente	-36,01
3	T5` / T5	98,00	25,00	Caliente	-177,10
4	TC1-2 / TC1`-2	107,90	55,00	Caliente	-44,46
5	TC2-2 / TC2`-2	108,30	66,00	Caliente	-36,01
6	T9 / T10	33,12	40,00	Fría	116,70
7	T17 / T18	56,76	90,00	Fría	1477,00
8	T20 / T21	124,60	91,89	Caliente	-1477,00
9	T23 / T24	91,34	25,00	Caliente	-2845,00
10	T28 / T29	16,69	100,00	Fría	422,00

El reactor no se considera debido a que su temperatura es constante e igual a la temperatura de entrada del sustrato (39°C).

A continuación se utilizaron dos softwares (Online PinchAnalysisTool⁴⁵ y Hint⁴⁶) los cuales facilitan la determinación del punto Pinch y realizan gráficas que ayudan a la determinación de la cantidad de intercambiadores a utilizar.

Al ingresar las corrientes en los programas se puede hallar las curvas compuestas diferenciadas en fría (azul) y caliente (roja). El gráfico se muestra a continuación.

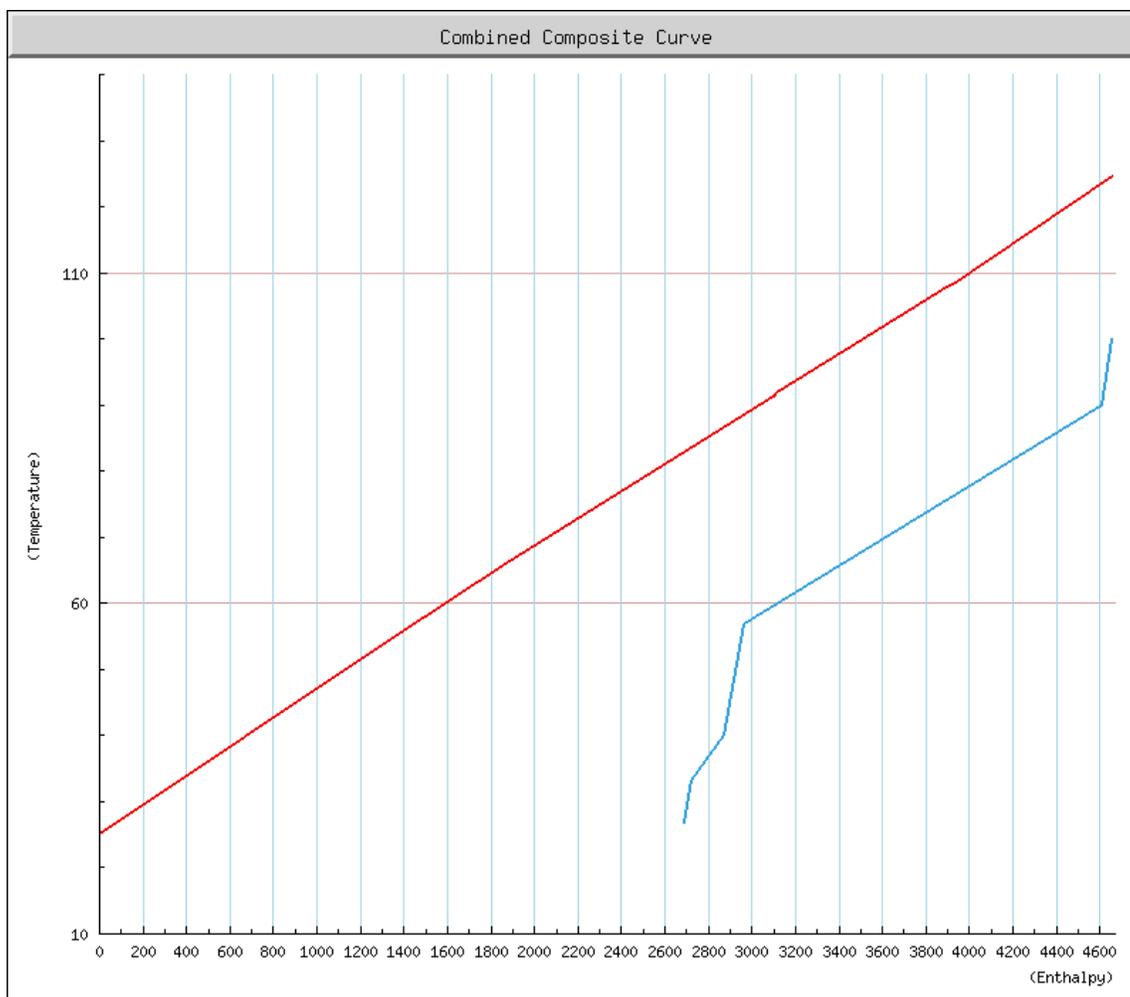


Figura 8.1-Curvas compuestas.

En las curvas compuestas se pueden ver dos zonas. La primera de ellas, donde solo se observa la línea roja, correspondiente a las corrientes calientes las cuales van a ser enfriadas, aproximadamente entre 0 y 2600 en el eje de entalpía, y la segunda donde se encuentran ambas curvas. En la primera región la integración energética no es posible dado que no se dispone de

⁴⁵<http://www.uic-che.org/pinch/>

⁴⁶<http://www.ivt.ntnu.no/ept/fag/tep4215/innhold/software.htm>

corrientes de proceso frías en ese rango que interaccionen con las calientes, por lo tanto se evidencia una necesidad de corrientes auxiliares de enfriamiento. En la segunda región la integración energética es posible.

Por otra parte se puede observar que el sistema no posee un punto Pinch sino un punto umbral, dado que si este se fija con un delta de temperaturas mínimas de 10° , el sistema bajo estudio no logra dicho acercamiento y en todo punto la diferencia de temperatura entre las corrientes frías y calientes es superior a 20°C . Por lo tanto se trabajará por debajo del punto umbral para todo el rango de temperatura.

A continuación en la Figura 8.2 se muestra otra forma de visualizar las corrientes de proceso. En la parte central se exhibe una línea punteada que indica el punto umbral ($124,6^\circ\text{C}$). Todas las corrientes se ubican a la derecha del punto umbral, lo cual sería análogo a ubicarse por debajo del punto Pinch. Los números en los rectángulos indican el número de la corriente, los que se ubican en los extremos de las flechas son temperaturas expresadas en grados Kelvin. Si la flecha indica la dirección de izquierda a derecha la corriente es caliente y deberá ser enfriada, en caso contrario, de derecha a izquierda, indica que la corriente es fría y deberá ser calentada. En el margen izquierdo de la figura se pueden leer los calores de cada corriente. Sobre el margen derecho se observa el valor que toma el producto entre la masa y la capacidad calorífica de cada corriente.

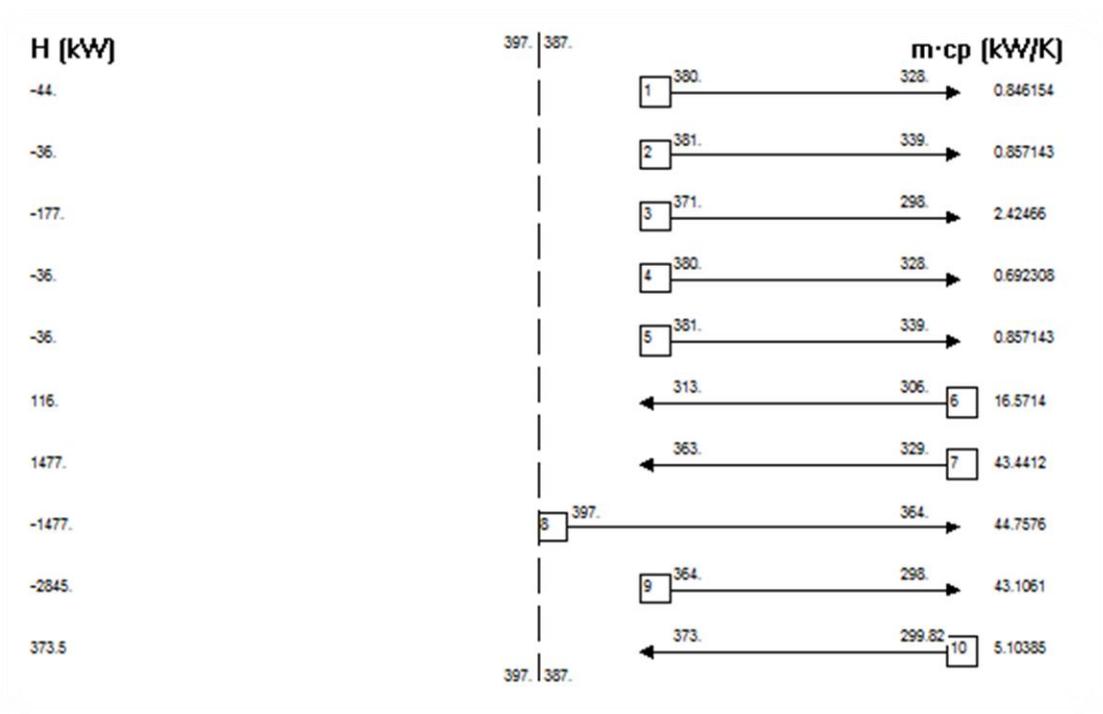


Figura 8.2- Diagrama de calores de proceso.

Adicionalmente los programas de análisis Pinch brindan el gráfico que se muestra en la Figura 8.3. Dicho gráfico se lo denomina "Gran Curva Compuesta". En la misma, puede observarse

que en el caso ideal se tiene un excedente de calor a ser el cual deberá ser removido, por lo cual deben enfriarse las corrientes que sean necesarias hasta alcanzar una temperatura de 25°C, la cual corresponde a la menor de ellas. Por su parte, observando el extremo superior de la curva, se desprende que el valor de entalpía para la mayor temperatura es nulo. Esto último indica que en el caso ideal no es necesario un gasto energético auxiliar destinado a calefaccionar las corrientes frías.

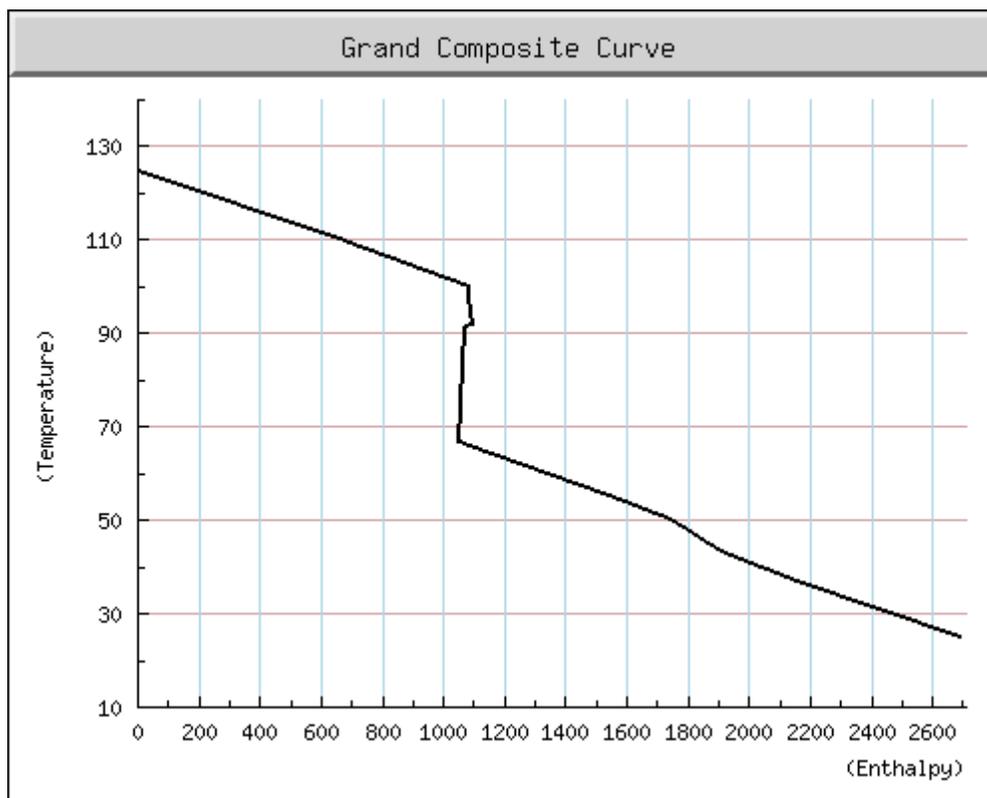


Figura 8.3. Gran curva compuesta.

Analizadas las gráficas anteriores se propusieron distintos arreglos de intercambiadores de calor con el fin de integrar energéticamente los procesos de la planta. El criterio utilizado fue el de minimizar la cantidad de intercambiadores a instalar.

La forma de proceder fue visualizando las distintas corrientes frías, las cuales son menores que las calientes en cantidad e ir seleccionando dichas corrientes calientes para ir calefaccionando 1 por 1 las corrientes frías.

➤ Propuesta I de arreglo intercambiadores de calor

La primera propuesta se basa en integrar energéticamente las siguientes corrientes:

- Corrientes 6 y 9; se llega a la temperatura objetivo de la 6;
- Corrientes 7 y 8; ambas alcanzan su temperatura objetivo;
- Corriente 10 con 1,2, 4 y 5; 1,2,4 y 5 llegan a sus temperaturas objetivo.

Es importante aclarar que para aprovechar la fuerza impulsora dada por la diferencia de temperaturas, se optó por dividir la corriente 10 en dos, para tener un arreglo en paralelo.

A continuación se muestra un diagrama donde se pueden visualizar dichas conexiones de corrientes.

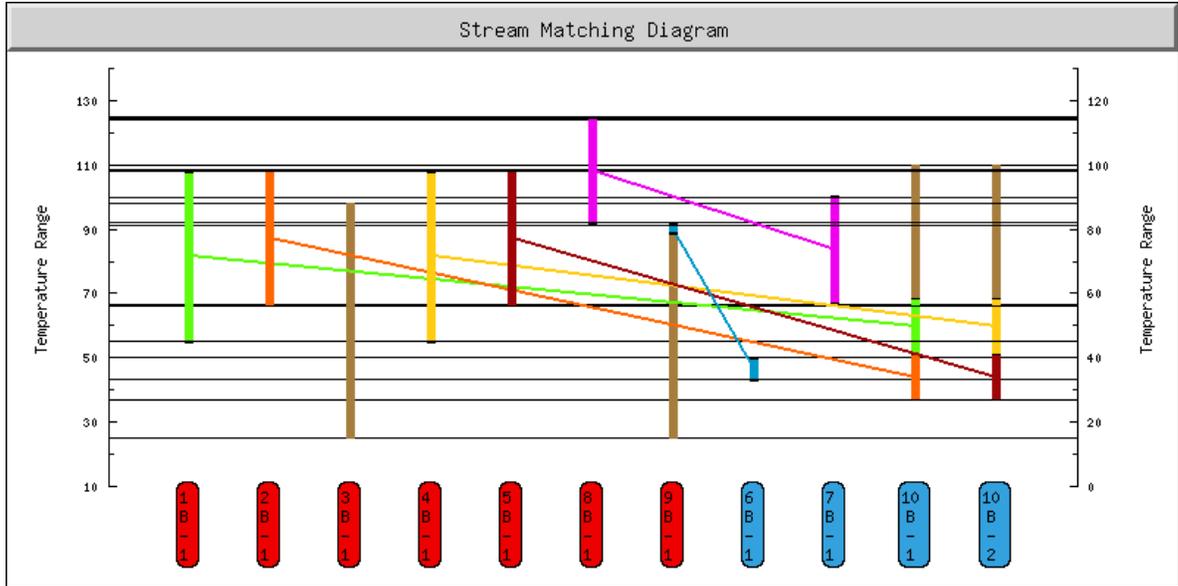


Figura 8.4- Propuesta I de conexión entre corrientes.

A continuación se muestra un gráfico donde se omiten las corrientes cuyo calor fue agotado por integración energética con otra del proceso. En limpio las corrientes restantes son las siguientes:

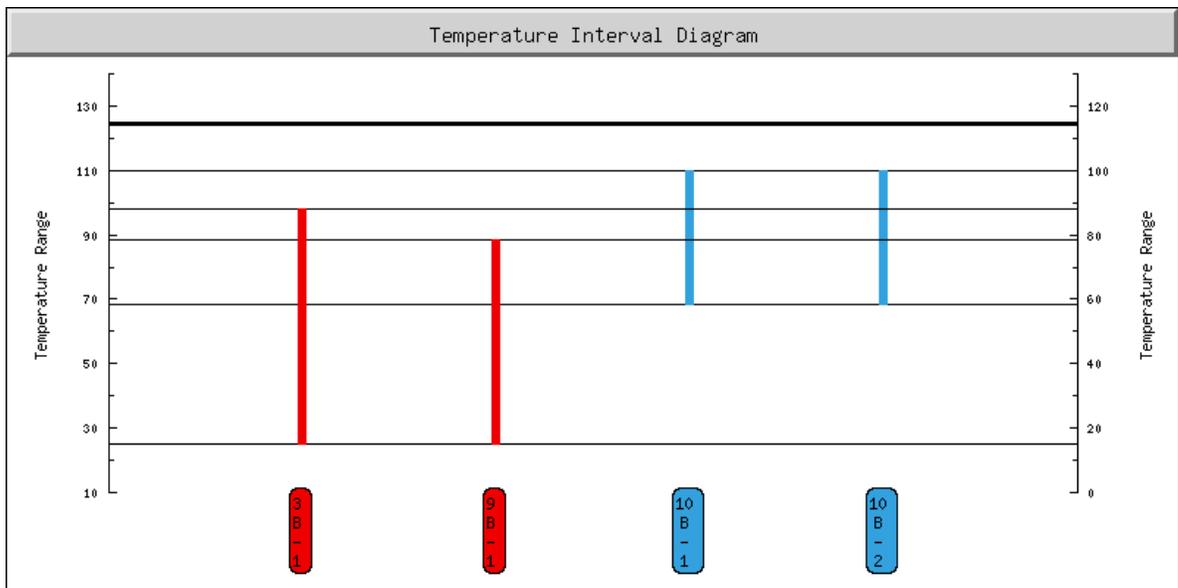


Figura 8.5- Corrientes con calores remanentes.

Por último se exhiben las tablas con los calores de calentamiento y enfriamiento requerido.

Tabla 8.2. Calor necesario para calentar las corrientes frías.

SubCorriente	Temperatura Mínima [°C]	Temperatura Máxima [°C]	Capacidad Térmica [kW/°C]	Carga [kW]
10B-1	58,350	100,000	2,552	106,280
10B-2	58,350	100,000	2,552	106,280
Calor total de calentamiento requerido				212,160
Calor ideal de calentamiento requerido				0,000

Tabla 8.3. Calor necesario para enfriar las corrientes calientes.

SubCorriente	Temperatura Mínima [°C]	Temperatura Máxima [°C]	Capacidad Térmica [kW/°C]	Carga [kW]
3B-1	25,000	98,000	2,426	177,100
9B-2	25,000	88,620	42,885	2728,300
Calor total de enfriamiento requerido				2905,400
Calor ideal de enfriamiento requerido				2692,840

➤ Propuesta II de arreglo intercambiadores de calor

La segunda propuesta se basa en integrar energéticamente las siguientes corrientes:

- Corrientes 2 y 7; la corriente 2 llega a su temperatura objetivo;
- Corrientes 8 y 10; la corriente 10 alcanza su temperatura requerida;
- Corrientes 8 y 7; la corriente 8 llega a su temperatura objetivo;
- Corrientes 9 y 6; la corriente 6 alcanza su temperatura objetivo.

En este caso se procedió de forma tal de calentar completamente la corriente 10, a expensas de no poder calefaccionar completamente la corriente 7, a diferencia de la propuesta anterior.

A continuación se muestra un diagrama con las conexiones planteadas.

Por último se muestran las tablas con los calores requeridos de enfriamiento y calentamiento.

Tabla 8.4- Calor requerido de calentamiento.

SubCorriente	Temperatura Mínima [°C]	Temperatura Máxima [°C]	Capacidad Térmica [kW/°C]	Carga [kW]
7B-1	82,4	90	44,4344	337,49
Calor total de calentamiento requerido				337,49
Calor ideal de calentamiento requerido				0

Tabla 8.5- Calor requerido de enfriamiento.

SubCorriente	Temperatura Mínima [°C]	Temperatura Máxima [°C]	Capacidad Térmica [kW/°C]	Carga [kW]
1B-1	55	107,9	0,84045	44,46
3B-1	25	98	2,426	177,1
4B-1	55	107,9	0,84045	44,46
5B-1	66	108,3	0,8513	36,01
9B-1	25	88,62	42,8851	2728,3
Calor total de enfriamiento requerido				3030,33
Calor ideal de enfriamiento requerido				2692,84

Comparación de las propuestas

Se puede observar que en la propuesta I la cantidad de intercambiadores necesarios es de 9, de los cuales 6 operan con corrientes de proceso entre si, observándose lo mencionado en la Figura 8.4 . Los 3 intercambiadores restantes se utilizarán para poner en contacto las corrientes con calor remanente y las corrientes auxiliares. Es de notar que las corrientes 10 B1 y 10 B2 se mezclan en una sola corriente antes de ingresarlas al intercambiador que utilizará vapor saturado.

Para la propuesta II la cantidad de intercambiadores es de 10, 4 para corrientes de proceso entre si y los 6 restantes con fluidos auxiliares.

Por otra parte los calores necesarios en las corrientes auxiliares son mayores para la propuesta II, tanto de calentamiento como de enfriamiento. Esto implica mayor requerimiento de vapor y de agua de enfriamiento, lo cual conlleva a un mayor costo en instalaciones (caldera y bombas de mayores requerimientos) y mayores costos operativos.

Por lo anteriormente expuesto se elige la propuesta I por sobre la II.

8.2 Intercambiadores de calor entre corrientes de proceso

A continuación se muestran tablas con la información pertinente a cada intercambiador de calor entre corrientes de proceso correspondientes a la propuesta I.

Tabla 8.6- Datos de intercambiador 1B.

Identificación	Datos del intercambiador			
1B	Carga del intercambiador	36,01 kW	Delta Tml	52,0075
	Ubicación del intercambiador		debajo del umbral	
	Datos de la corriente fría		Datos de la corriente caliente	
	Sub Corriente	10B-1	Sub Corriente	2B-1
	Temperatura de entrada	26,82 °C	Temperatura de entrada	108,3 °C
	Temperatura de salida	40,93 °C	Temperatura de salida	66 °C
	Capacidad térmica	2,5519 kW/°C	Capacidad térmica	0,8513 kW/°C

Tabla 8.7- Datos de intercambiador 2B.

Identificación	Datos del intercambiador			
2B	Carga del intercambiador	44,46 kW	Delta Tml	28,1807
	Ubicación del intercambiador		debajo del umbral	
	Datos de la corriente fría		Datos de la corriente caliente	
	Sub Corriente	10B-1	Sub Corriente	1B-1
	Temperatura de entrada	40,93 °C	Temperatura de entrada	107,9 °C
	Temperatura de salida	58,35 °C	Temperatura de salida	55 °C
	Capacidad térmica	2,5519 kW/°C	Capacidad térmica	0,84045 kW/°C

Tabla 8.8- Datos de intercambiador 3B.

Identificación	Datos del intercambiador			
3B	Carga del intercambiador	36,01 kW	Delta Tml	52,0075
	Ubicación del intercambiador	debajo del umbral		
	Datos de la corriente fría		Datos de la corriente caliente	
	Sub Corriente	10B-2	Sub Corriente	5B-1
	Temperatura de entrada	26,82 °C	Temperatura de entrada	108,3 °C
	Temperatura de salida	40,93 °C	Temperatura de salida	66 °C
	Capacidad térmica	2,5519 kW/°C	Capacidad térmica	0,8513 kW/°C

Tabla 8.9- Datos de intercambiador 4B.

Identificación	Datos del intercambiador			
4B	Carga del intercambiador	44,46 kW	Delta Tml	28,1807
	Ubicación del intercambiador	debajo del umbral		
	Datos de la corriente fría		Datos de la corriente caliente	
	Sub Corriente	10B-2	Sub Corriente	4B-1
	Temperatura de entrada	40,93 °C	Temperatura de entrada	107,9 °C
	Temperatura de salida	58,35 °C	Temperatura de salida	55 °C
	Capacidad térmica	2,5519 kW/°C	Capacidad térmica	0,84045 kW/°C

Tabla 8.10- Datos de intercambiador 5B.

Identificación	Datos del intercambiador			
5B	Carga del intercambiador	1477 kW	Delta Tml	34,8643
	Ubicación del intercambiador	debajo del umbral		
	Datos de la corriente fría		Datos de la corriente caliente	
	Sub Corriente	7B-1	Sub Corriente	8B-1
	Temperatura de entrada	56,76 °C	Temperatura de entrada	124,6 °C
	Temperatura de salida	90 °C	Temperatura de salida	91,89 °C
	Capacidad térmica	44,4344 kW/°C	Capacidad térmica	45,1544 kW/°C

Tabla 8.11- Datos de intercambiador 6B.

Identificación	Datos del intercambiador			
6B	Carga del intercambiador	116,7 kW	Delta T _{ml}	53,3924
	Ubicación del intercambiador	debajo del umbral		
	Datos de la corriente fría		Datos de la corriente caliente	
	Sub Corriente	6B-1	Sub Corriente	9B-1
	Temperatura de entrada	33,12 °C	Temperatura de entrada	91,34 °C
	Temperatura de salida	40 °C	Temperatura de salida	88,62 °C
	Capacidad térmica	16,9622 kW/°C	Capacidad térmica	42,8851 kW/°C

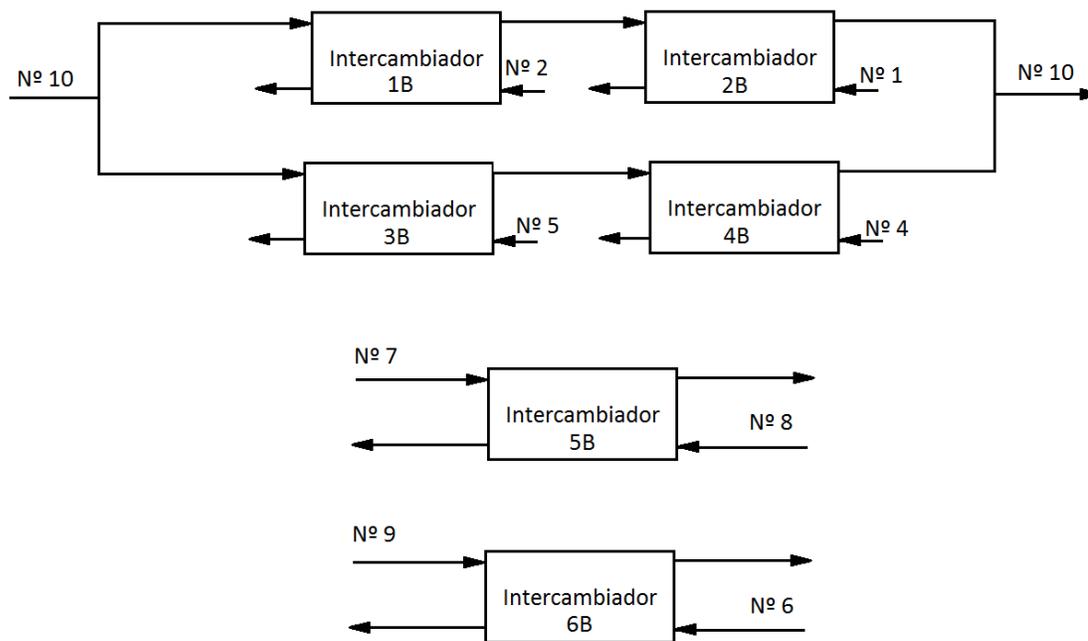


Figura 8.8- Esquema de intercambiador entre corrientes de proceso.

Tabla 8.12-Áreas de intercambiadores de procesos.

Intercambiador	U sugerido ⁴⁷ [J/s.m ² .K]	ΔT_{ML}	Calor (W)	A (m ²)
1B	133	52,01	36010	5,206
2B	133	28,18	44460	11,862
3B	133	52,01	36010	5,206
4B	133	28,18	44460	11,862
5B	235	34,86	1477000	180,273
6B	500	53,39	116700	4,371

Adicionalmente se analiza el agregado de un intercambiador de calor entre la corriente 10 y la 9 con el objetivo de aumentar la temperatura de la corriente 10 y requerir menos vapor de corrientes auxiliares para calefaccionar dicha corriente. La corriente 9 hace referencia a la solución de DGA a ser enfriada, mientras que la 10 es la solución de TEG a ser calefaccionada.

Este análisis no se realizó directamente desde el programa dado que el mismo tiene la limitación que en el intercambio de calor una de las corrientes debe alcanzar su temperatura objetivo.

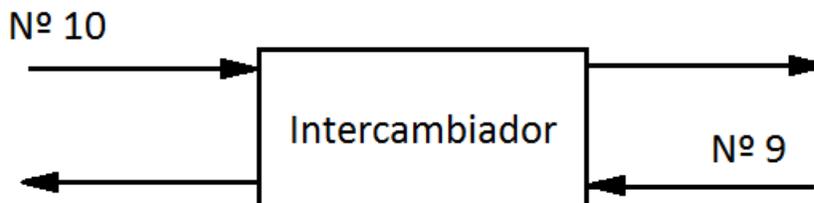


Figura 8.9- Esquema de intercambiador (7B) entre corrientes 9 y 10.

$$mCp_{10} = 5,103854 \text{ kW/K}$$

$$mCp_9 = 42,88514 \text{ kW/K}$$

$$T_{9,e} = 88,62 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_{10,e} = 58,35 \text{ }^\circ\text{C}$$

❖ ⁴⁷ Intercambiadores de Calor, Cao Eduardo.

Se fija que la diferencia de temperaturas entre corrientes se mantenga siempre en 10°C o más, de forma tal de que la fuerza impulsora no sea demasiado pequeña, lo que requeriría un intercambiador con un área excesiva. Luego, a partir de esta consideración:

$$T_{10,s} = 76,62 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Como $Q = mC_p(T_{\text{salida}} - T_{\text{entrada}})$, para la corriente 10 se obtiene:

$$Q = 103,455 \text{ kW}$$

El calor hallado será el que debe recibir la corriente 10. Luego, considerando que todo el calor que se desprende de la corriente 9 es adquirido por la corriente 10, puede obtenerse la temperatura a la cual debe disminuir la corriente 9.

$$T_{9,s} = 86,21 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Se procede luego a calcular el área requerida del intercambiador.

$$Q = U * A * \Delta T_{ML}$$

El coeficiente de transferencia global, U , se estima como el valor medio de los sugeridos en "Intercambiadores de Calor", de Eduardo Cao, cuando ambos fluidos circulantes son solventes orgánicos. En nuestro caso se calienta trietilenglicol con DGA.

$$U = 235 \text{ J}/(\text{s} * \text{m}^2 * \text{K})$$

$$\Delta T_{m,ln} = 17,43 \text{ K}$$

Luego, se obtiene:

$$A_{7B} = 25,24 \text{ m}^2$$

Luego, el calor que se requerirá para calefaccionar la corriente 9 hasta su temperatura máxima será de:

$$Q = mC_{p10} * (100 - 78,62) = 109,12 \text{ kW}$$

Y el calor que deberán ceder las corrientes 9 y 3 para llegar a sus temperaturas objetivo será:

$$Q = Q_2 + mC_{p10} * (86,208 - 25) = 177,1 + 2624,9 = 2802 \text{ kW}$$

El siguiente paso consiste en el cálculo del agua de enfriamiento y del vapor a utilizar para lograr las temperaturas objetivo.

8.3 Calentamiento con vapor de agua

Para calefaccionar las corrientes que así lo requieran se emplearán vapor saturado. El mismo debe generarse a partir de una caldera. Por este motivo es necesario determinar las condiciones de presión y temperatura y la producción de vapor para seleccionar la caldera adecuada.

Analizando la planta en su totalidad, se observa que las temperaturas mayores a obtenerse están dadas por el reboiler del destilador.

$$T_{\text{reboiler}} = 124,6 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Se procede a utilizar vapor saturado a una temperatura 10°C superior a la temperatura a alcanzar en el reboiler, lo cual indica:

$$T_{\text{vap,sat}} = 134,6^{\circ}\text{C}$$

De tablas de vapor se obtiene que a la temperatura de 136°C:

$$P_{\text{vap,sat}} = 322,29 \text{ kPa}$$

$$H_{\text{vap,sat}} = 2727,9 \text{ kJ/kg}$$

$$H_{\text{liq,sat}} = 572 \text{ kJ/kg}$$

Luego:

$$Q = W_{\text{vapor}} * (H_{\text{vap,sat}} - H_{\text{liq,sat}}) = 4579 \text{ kW}$$

Del cálculo se obtiene el flujo másico de vapor requerido para utilizar en el reboiler:

$$W_{\text{vapor}} = 2,124 \text{ kg/s} = 7646 \text{ kg/h}$$

A su vez, requiere calefaccionarse la corriente 10 hasta alcanzar su temperatura objetivo (intercambiador 8B). El calor necesario fue calculado anteriormente y arrojó un resultado de 109,12 kW. Utilizando vapor saturado en las mismas condiciones de P (y por lo tanto de T), se procede análogamente al cálculo del caudal del mismo.

$$W_{\text{vapor}} = 0,0506 \text{ kg/s} = 182,21 \text{ kg/h}$$

Luego, el vapor total necesario a producirse en la caldera se obtiene como la suma de ambos caudales de vapor saturado.

$$W_{\text{vapor,tot}} = 7828,21 \text{ kg/h}$$

Las diferencias de temperaturas y coeficientes de intercambio de calor son los siguientes:

$$U_{\text{evaporador}} = 900 \text{ W/m}^2\text{K}$$

$$U_{\text{vapor},10} = 900 \text{ W/m}^2\text{K}$$

$$\Delta T_{\text{evaporador}} = 12,18 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_{\text{vapor},10} = 45,86 \text{ }^\circ\text{C}$$

$\Delta T_{\text{evaporador}}$ se calcula teniendo en cuenta la temperatura de entrada y salida de la solución de DGA al evaporador. Las mismas son de 123°C y $124,6^\circ\text{C}$, respectivamente.

Las áreas obtenidas son las siguientes:

$$A_{\text{evaporador}} = 417,72 \text{ m}^2$$

$$A_{\text{BB}} = 2,64 \text{ m}^2$$

8.4 Enfriamiento con agua

Se requiere enfriar las corrientes 3 y 9, llevándolas a una temperatura objetivo de 25°C en ambos casos. Para lograrlo se utilizará agua de enfriamiento.

En informes anteriores se decidió la ubicación de la planta productora de biogás en las cercanías del matadero SAICIF, el cual se ubica en General Pacheco a metros del Río de la Plata. Luego, resulta lógico ubicar la planta de producción de biogás cerca de la cuenca del Río de la Plata, en el complejo donde se encuentra el matadero SAICIF, de forma tal de disponer de agua de enfriamiento proveniente del mismo, de requerirse.

De bibliografía, se obtiene que la temperatura media de las aguas en la zona de interés es:

$$T_{\text{agua,e}} = 17,2 \text{ }^\circ\text{C}$$

Esta será la temperatura disponible del agua que se extraerá del río. Es de notar que éste es un valor medio que promedia las temperaturas a distintos niveles de profundidad del río. Podría estimarse un valor menor de temperatura si se considera que el agua se extrae a grandes profundidades. Sin embargo, no se obtuvieron datos sobre temperaturas en función de la profundidad y se utilizará el dato mencionado anteriormente.

Para la selección de la temperatura de salida del agua hay 2 ideas contrapuestas. Por un lado, aumentando la temperatura de salida se obtienen caudales menores de agua a circular, lo que se traduce en un ahorro de los costos de bombeo de la misma. Por otro lado, seleccionando una temperatura de salida menor, la fuerza impulsora a lo largo del intercambiador será mayor, lo que se traduce en una menor área del mismo.

Se procedió a la selección de un valor arbitrario de $T_{\text{agua,s}} = 21,2 \text{ }^\circ\text{C}$. Si bien la diferencia de temperatura logarítmica no será tan grande y afectará al cálculo del área del intercambiador, se considera que resultará más económico realizar una fuerte inversión inicial en el equipo y

disminuir los costos de bombeo. La disposición final del agua de salida en un curso fluvial no generaría inconvenientes debido a que por disposiciones legales, el límite máximo de temperatura de descarga de agua es de 45°C⁴⁸.

Los requerimientos de agua se muestran a continuación:

$$Q = W_{\text{agua}} * C_{p_{\text{agua}}} * (T_{\text{agua,salida}} - T_{\text{agua,entrada}})$$

Donde $C_{p_{\text{agua}}} = 4,184 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C}$

Los requerimientos de calor a extraer de cada corriente serán los siguientes:

$$Q_9 = 2624,9 \text{ kW}$$

$$Q_{10} = 177,1 \text{ kW}$$

$$Q_{\text{condensador}} = 1435 \text{ kW}$$

Los requerimientos de agua de enfriamiento calculados son los siguientes:

$$W_{\text{agua},9} = 156,8 \text{ kg/s} = 564,62 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$W_{\text{agua},10} = 10,59 \text{ kg/s} = 38,13 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$W_{\text{agua,condensador}} = 85,74 \text{ kg/s} = 308,64 \text{ m}^3/\text{h}$$

Luego, el caudal total necesario de agua es:

$$W_{\text{total}} = 911,42 \text{ m}^3/\text{h}$$

Se procede luego al cálculo de las áreas requeridas de los intercambiadores:

$$Q = U * A * \Delta T_{ML}$$

Las diferencias de temperaturas y coeficientes de intercambio de calor son los siguientes:

$$U_{\text{agua},9} = 500 \text{ W/m}^2\text{K}$$

$$U_{\text{agua},3} = 132,5 \text{ W/m}^2\text{K}$$

$$U_{\text{condensador}} = 825 \text{ W/m}^2\text{K}$$

$$\Delta T_{ML,\text{agua},9} = 26,98 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_{ML,\text{agua},3} = 30,17 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_{ML,\text{condensador}} = 29,50 \text{ }^\circ\text{C}$$

⁴⁸<http://www.ada.gba.gov.ar/normativa/RESOLUCIONES/RESOL336-2003.pdf>

Las temperaturas de entrada y salida de DGA al condensador fueron de 109,2 °C y 82,62°C, respectivamente. La diferencia de temperatura media logarítmica para el condensador se utilizó fijando una temperatura de salida de agua de enfriamiento de 99,2 °C, de forma tal de obtener una fuerza impulsora de 10°C o más a lo largo de todo el equipo. Con ésta consideración se obtendrá un área de intercambiador alto, pero disminuirá el caudal de agua de enfriamiento a utilizar, lo que se traduce en menores costos operativos.

Se obtienen las siguientes áreas de intercambiadores:

$$A_{9B}=194 \text{ m}^2(\text{intercambiador 9 B})$$

$$A_{10B}=44,3 \text{ m}^2 (\text{intercambiador 10 B})$$

$$A_{\text{condensador}}=58,96 \text{ m}^2$$

8.5 Resultados finales

A continuación se muestra un resumen de las características que reúnen los equipos de intercambio de calor.

Tabla 8.13-Resumen de características de diseño de intercambiadores de calor.

Intercambiador	Calor (KW)	Fluido frio	Fluido caliente	U_{sugerido} [W/m ² K]	ΔT_{ML} (°C)	Área (m ²)
1B	36,01	TEG	Biogás crudo	133	52,01	5,206
2B	44,46	TEG	Biogás crudo	133	28,18	11,862
3B	36,01	TEG	Biogás crudo	133	52,01	5,206
4B	44,46	TEG	Biogás crudo	133	28,18	11,862
5B	1477	DGA impuro	DGA regenerada	235	34,86	180,273
6B	116,7	Agua	DGA regenerada	500	53,39	4,371
7B	103,455	TEG	DGA regenerada	235	17,43	25,25
Reboiler	4579	DGA	Vapor de agua	900	12,18	417,72
8B	109,12	TEG	Vapor de agua	900	45,86	2,64
9B	2624,9	Agua	DGA regenerada	500	26,98	194
10B	177,1	Agua	TEG	132,5	30,17	44,3
Condensador	1435	Agua	DGA	825	29,5	58,96

9 SEGURIDAD DE PROCESOS Y LABORAL

INTRODUCCIÓN

No todos los riesgos tienen el potencial de causar consecuencias similares. Riesgos ocupacionales o personales, como resbalar, caer, cortarse y accidentes vehiculares, normalmente sólo afectan a un trabajador cada vez que se producen. Por otra parte, riesgos de seguridad de procesos pueden causar accidentes mayores, incluyendo la emisión de materiales potencialmente peligrosos, incendios y explosiones, o ambos. Incidentes de seguridad de procesos pueden tener efectos catastróficos, y pueden resultar en múltiples heridos y fatalidades, como también en substanciales daños económicos, al medio ambiente y a la propiedad. Incidentes de seguridad de proceso pueden lastimar a los trabajadores dentro de la planta, y también a miembros del público que residen en las cercanías. Por estas razones la administración de seguridad de proceso se enfoca en el diseño y la ingeniería de las instalaciones, evaluación de riesgos, investigación de incidentes, administración de cambios, inspección, ensayos y mantenimiento de equipos, controles efectivos de proceso y alarmas, procedimientos de operación y mantenimiento, entrenamiento del personal, y factores humanos.

El objetivo principal de este capítulo será aplicar el método HazOp para el análisis de riesgo de los procesos. A su vez se incluirá la información más relevante sobre las sustancias que pueden resultar peligrosas dentro de la planta. Por último se realizará una introducción a aspectos de seguridad laboral.

9.1 Seguridad de Procesos

9.1.1 Análisis de riesgo de los procesos: Método HAZOP

El HazOp (Hazard and Operability), en castellano AFO - Análisis Funcional de Operatividad - es una metodología con la finalidad de detectar las situaciones de inseguridad en plantas industriales debida a la operación o los procesos productivos de éstas. Fue creado originalmente por la Imperial Chemical Industries (ICL) en 1963 para su aplicación en el diseño de plantas para la fabricación de pesticidas.

Estas técnicas consistían en un análisis sistematizado de un problema a través del planteamiento y respuestas a una serie de preguntas (¿cómo?, ¿cuándo?, ¿por qué? ¿quién?, etc.). La aplicación de estas técnicas al diseño de una planta química nueva puso de manifiesto una serie de puntos débiles del diseño.

El método se formalizó posteriormente y ha sido hasta ahora ampliamente utilizado en el campo químico como una técnica particularmente apropiada a la identificación de riesgos en una instalación industrial.

La técnica se basa en la premisa de que los accidentes se producen como consecuencia de una desviación de las variables de proceso con respecto de los parámetros normales de operación. La característica principal del método es que es realizado por un equipo pluridisciplinario de trabajo.

El método consiste en analizar sistemáticamente las causas y las consecuencias de unas desviaciones de las variables de proceso, planteadas a través de “palabras guías”.

1. Definición del área de estudio

La primera fase del estudio HAZOP consiste en delimitar las áreas a las cuales se aplica la técnica. En una instalación de proceso, considerada como el sistema objeto de estudio, se definirán para mayor comodidad una serie de subsistemas o unidades que corresponden a entidades funcionales propias, como por ejemplo: preparación de materias primas, reacción, separación de disolventes, etc.

2. Definición de los nodos

En cada subsistema se identificarán una serie de nodos o puntos claramente localizados en el proceso. Unos ejemplos de nudos pueden ser: tubería de alimentación de una materia prima un reactor aguas arriba de una válvula reductora, impulsión de una bomba, superficie de un depósito. Cada nodo será numerado correlativamente dentro de cada subsistema y en el sentido de proceso para mayor comodidad. La técnica HAZOP se aplica a cada uno de estos puntos. Cada nodo vendrá caracterizado por unos valores determinados de las variables de proceso: presión, temperatura, caudal, nivel, composición, viscosidad, estado, etc.

Los criterios para seleccionar los nodos tomarán básicamente en consideración los puntos del proceso en los cuales se produzca una variación significativa de alguna de las variables de proceso.

Es conveniente, a efectos de la reproducibilidad de los estudios reflejar en unos esquemas simplificados (o en los propios diagramas de tuberías e instrumentación), los subsistemas considerados y la posición exacta de cada nodo y su numeración en cada subsistema.

Es de notar que por su amplio uso la técnica tiene variantes en cuanto a su utilización que se consideran igualmente válidas. Entre estas destacan, por ejemplo, la sustitución del concepto de nodo por el de tramo de tubería o la identificación nudo-equipo.

3. Definición de las desviaciones a estudiar:

Para cada nodo se planteará de forma sistemática las desviaciones de las variables de proceso aplicando a cada variable una palabra guía.

El HAZOP puede consistir en una aplicación exhaustiva de todas las combinaciones posibles entre palabra guía y variable de proceso, descartándose durante la sesión las desviaciones que no tengan sentido para un nodo determinado. Alternativamente, se puede fijar a priori en una fase previa de preparación del HAZOP la lista de las desviaciones esenciales a estudiar en cada nodo.

A continuación se muestra el resultado de la aplicación del Método HAZOP a la planta, resumido en la siguiente tabla.

Tabla 9.1- Implementación del Método HAZOP

Nodo	Desviación	Causa	Consecuencia	Medidas
Cinta transportadora de sólidos	Alta Velocidad	Aumento de las rpm del motor	Caída de materiales	Uso de guardamotor, alarmas de aumento de velocidad, control de velocidad (variador de velocidad de frecuencia del voltaje del motor)
	Baja velocidad	Disminución de las rpm del motor	Atascos, rebalse	Alarma de baja velocidad de transporte, control de velocidad (variador de velocidad de frecuencia del voltaje del motor)
		Aumento de la carga a la cinta		
	Desnivel de la cinta	Desajuste del tornillo de tracción	Caída de materiales	Controlar la caída de materiales y nivel de burbuja de la cinta
	Sin velocidad de transporte	Avería del motor	Rebalse del material de carga	Alarma de detención de la cinta
		Corte de energía eléctrica		
		Desajuste del tornillo de tracción		
	Incremento del ruido	Falta de lubricación	Molestias del personal, alteración de la comunicación oral, aumento de carga cognitiva con incremento de la probabilidad de	Lubricar periódicamente, revisar el ajuste de las piezas
Desajuste de piezas				

Diseño de una planta de producción de biogás |

			cometer errores	
Motor de transporte de sólidos (banda y tornillo)	Alta temperatura	Falta de lubricación	Desgaste excesivo de piezas móviles	Revisar temperatura y nivel de lubricantes, implemento de señal indicadora de temperatura, Corte por sobrecalentamiento
		Operar a velocidades mayor a la nominal		
		Operar tiempos largos		
	Incremento del ruido	Falta de lubricación	Molestias del personal, alteración de la comunicación oral, aumento de carga cognitiva con incremento de la probabilidad de cometer errores	Lubricar periódicamente, revisar el ajuste de las piezas
		Desajuste de piezas		
	Aumento de las vibraciones	Desajuste de piezas	Daños mecánicos del motor, variación en la tensión y la corriente del motor en cada fase,	Control del ajuste de las piezas, control de los niveles de lubricante, implementación de medición de potencia con vatímetro
Falta de lubricación				
Problemas en la calidad de la alimentación eléctrica				
Defectos en el aislamiento				
Pasteurizador de sólidos	Alta temperatura	Aumento de la tensión de alimentación	Descomposición del sustrato, pérdidas de producción	Control de temperatura, indicadores de temperatura
	Baja temperatura	Disminución de la tensión de alimentación	Sustrato no pasteurizado (efectos medioambientales debido a que los residuos no son aptos para el vertido; aumento del tiempo de hidrólisis del sustrato en el digestor) y deterioro de la imagen corporativa	Control de temperatura, indicadores de temperatura
	Alta velocidad de cinta transportadora	Aumento de las rpm del motor	Sustrato no pasteurizado (efectos medioambientales)	Alarmas de aumento de velocidad, control de velocidad (variador de velocidad de frecuencia del

Diseño de una planta de producción de biogás |

			debido a que los residuos no son aptos para el vertido; aumento del tiempo de hidrólisis del sustrato en el digestor) y deterioro de la imagen corporativa	voltaje del motor)
	Baja velocidad de cinta transportadora	Disminución de las rpm del motor	Descomposición del sustrato, pérdidas de producción	Alarmas de disminución de velocidad, control de velocidad (variador de velocidad de frecuencia del voltaje del motor)
Trituradora	Alta velocidad de trituración	Aumento de la tensión de alimentación	Partículas menores a 8 mm, liberación rápida de AGCL, inhibiciones de la digestión.	Implementar regulador de tensión
	Baja velocidad de trituración	Disminución de la tensión de alimentación	Partículas mayores a 50 mm , mayor tiempo de hidrólisis en el reactor, atascamiento	Implementar regulador de tensión
	Velocidad de trituración nula	Avería de la trituradora	Atascamiento, rebalse , detención del proceso productivo	Alarma de detención, grupo electrógeno auxiliar
		Corte de energía eléctrica		
	Incremento del ruido	Falta de lubricación	Molestias del personal, alteración de la comunicación oral, aumento de carga cognitiva con incremento de la probabilidad de cometer errores	Lubricar periódicamente, revisar el ajuste de las piezas, supervisión visual del material en las cintas
Desajuste de piezas				
Ingreso de materiales sólidos inadecuados (ej: huesos)				
Pasteurizador de Líquidos	Incremento del caudal de ingreso	Aumento de las rpm de la bomba impulsora	Disminución de la temperatura de la salida de líquido, sustrato no pasteurizado	Alarma de temperatura mínima de salida de líquidos
	Disminución caudal de ingreso	Disminución de las rpm de la bomba impulsora	Aumento de la temperatura de salida de líquido	Alarma de temperatura máxima de salida de líquidos

Diseño de una planta de producción de biogás |

	Aumento de la presión del equipo	Obstrucción de la tubería	Aumento de la potencia de bombeo, posible explosión de tubería	Alarmas y controles fijando un delta P máximo
	Disminución de la presión del equipo	Pinchadura/rajadura de tubería	Perdida de material por la avería	Alarmas y controles fijando un delta P mínimo
	Aumento de la temperatura	Aumento del caudal de vapor	Descomposición del sustrato, pérdidas de producción	Alarmas y controles fijando temperatura máxima de operación
	Disminución de la temperatura	Disminución del caudal de vapor	Sustrato no pasteurizado	Alarmas y controles fijando temperatura mínima de operación
Tornillo Sinfín	Alta velocidad	Aumento de las rpm del motor reductor	Mayores costos operativos (mayor potencia).	Control de velocidad (variador de velocidad de frecuencia del voltaje del motor)
	Baja velocidad	Disminución de las rpm del motor reductor	Obstrucción	Control de velocidad (variador de velocidad de frecuencia del voltaje del motor) / Alarma de baja velocidad de transporte
	Velocidad nula	Avería del motor / Corte de energía eléctrica	Detección de la producción de biogás	Alarma de detección / Utilización de motor de repuesto / Utilización de grupo electrógeno
	Alta temperatura de funcionamiento	Exceso o falta de lubricación de cojinetes	Rompimiento del tornillo / Detección de la producción de biogás	Alarma indicadora de alta temperatura / Verificación de lubricación de cojinetes
	Incremento del ruido	Desalineación de la transmisión / Daño de las piezas	Molestias del personal / Alteración de la comunicación oral / Aumento de carga cognitiva con incremento de la probabilidad de cometer errores	Control de los pernos de ensamble y montaje / Verificación de la alineación de los extremos de la cubeta, los tornillos y los soportes
Bombas	Alta presión	Obstrucción en la descarga	Daños mecánicos,	Implementación de válvulas de alivio en la tubería de descarga, alarma para presión máxima de descarga, presostato de corte de máxima presión, abrir purga de aire de la bomba (válvula de venteo)
	Baja presión	Obstrucción de la admisión, pérdida del sellado de la bomba	Cavitación, daños mecánicos, ruidos, vibraciones	Implementación de manómetro en la admisión de la bomba, alarma ante presión

Diseño de una planta de producción de biogás |

				mínima, presostatos de corte ante presión mínima
	Alta temperatura	Falta de lubricación de piezas móviles, desajuste de piezas, obstrucción de la descarga	Daños mecánicos, vaporización del líquido circulante, ruido, vibraciones	Controles periódicos de niveles de lubricantes, verificación del estado del lubricante (humedad o impurezas) y ajuste de las partes móviles, termistato de corte por temperatura máxima, control de la presión de descarga
	Alto ruido	Falta de lubricación de piezas móviles, desajuste de piezas, cavitación, entrada de sólidos	Daños mecánicos, molestias del personal, alteración de la comunicación oral, aumento de carga cognitiva con incremento de la probabilidad de cometer errores	Controles periódicos de niveles de lubricantes, verificación del estado del lubricante (humedad o impurezas) y ajuste de las partes móviles
	Caudal nulo	Falta de alimentación eléctrica, obstrucción de la tubería de admisión, válvula en la tubería de admisión cerrada	Aumento del consumo de corriente (al girar sin resistencia trabaja por sobre la nominal), cambio del ruido normal de operación	Implementación de caudalímetro para control
Biodigestor	Alta presión	Obstrucción en la descarga de biogás crudo, aumento de la temperatura	Posible explosión, deformación de la estructura, obturación del serpentín (por compresión), aumento de la temperatura	Válvula de alivio de presión, manómetros indicadores, presostato de alta presión, alarmas indicadoras de alta presión
	Alta temperatura	Obstrucción de la tubería con agua de enfriamiento/ Aumento de la velocidad de agitación/ Condiciones climáticas imprevistas / Ingreso de sustrato a temperatura mayor a la prevista	Muerte de microorganismos mesolíticos / Disminución de la producción de biogás crudo	Manómetros indicadores de caída de presión en serpentín / Control de velocidad (variador de velocidad de frecuencia del voltaje del motor) / Indicador-transmisor de Temperatura (RTD) / Termostato para condiciones extremas de T / Válvula de alivio de presión de gas

Diseño de una planta de producción de biogás |

Baja temperatura	Agitado deficiente / Pérdida de aislación / Condiciones climáticas extremas / Ingreso de sustrato a temperatura menor a la prevista	Muerte de microorganismos mesofílicos / Disminución de la producción de biogás crudo	Control de velocidad (variador de velocidad de frecuencia del voltaje del motor) / Indicador-transmisor de Temperatura (RTD) / Termostato para condiciones extremas de T
Incremento del olor	Fugas por averías (sustrato, lodos, biogás crudo)	Daños medioambientales, daños a la imagen de la compañía, Pérdidas de producción, Molestias al personal	Inspección y controles periódicos estructurales
Alta agitación	Aumento de las rpm del motor	Aumento de temperatura del digestor / Empobrecimiento del accionar de las bacterias por agitación excesiva / Disminución de la producción	Control de velocidad (variador de velocidad de frecuencia del voltaje del motor)
Baja agitación	Disminución de las rpm del motor	Disminución de temperatura del digestor / Disminución de la producción / Formación de costras	Control de velocidad (variador de velocidad de frecuencia del voltaje del motor)
Agitación nula	Corte de energía eléctrica / Averías mecánicas del motor	Disminución de temperatura del digestor / Disminución de la producción / Formación de costras	Uso de grupo electrógeno auxiliar / Motor de reemplazo
Alta relación de sólidos/líquidos	Avería u obstrucción de la bomba impulsora de líquido / Rotura del sinfín de lodos	Aumento de la concentración de amoníaco en biogás crudo / Inhibición de la cinética bacteriana (amoníaco, AGCL) / Aumento de potencia de agitación	Caudalímetro en la tubería de líquidos / Chequeo periódico del estado de los equipos/ Reemplazo de bomba o sinfín, según el caso
Baja relación sólidos/ líquidos	Avería en el sistema de transporte de sólidos	Disminución drástica de la producción de biogás	Chequeo periódico del estado de la malla transportadora y del motor

Diseño de una planta de producción de biogás |

	Baja concentración de bacterias	Aumento o disminución de temperatura de operación / Variación de pH óptimo de operación / Obstrucción de reciclo de lodos	Disminución de la producción de biogás	Agregado de solución buffer / Empleo de indicadores de temperatura
Sedimentador	Suba del nivel	Reciclo cerrado, tubería de salida obturada, caudal de entrada mayor al de salida	Rebalse del material, daños medioambientales, pérdida de inóculo	Alarma de nivel máximo permitido, Implementar control de nivel mediante válvula neumática
	Baja del nivel	Válvula de entrada cerrada, alimentación obstruida	Vaciamiento del sedimentador, disminución del caudal de reciclo, menor ingreso de inóculo al digestor, menor producción de biogás	Alarma de nivel mínimo permitido, implementar control de nivel mediante válvula neumática.
Compresores	Alta presión	Aumento de las rpm del motor	Fugas de gas en cañerías, Explosión, Mayores costos de compresión, Deterioro de tuberías de MDPE (por aumento de temperatura asociado a la compresión)	Presostato de alta, Válvula de alivio de presión, Alarmas indicadoras de alta presión
	Baja presión	Disminución de las rpm del motor, falta de lubricación de piezas, desajuste de piezas, pérdida del sellado	Producción de Biogás Impuro, Deterioro de imagen corporativa (por no cumplir con los requisitos de pureza de biogás)	Presostato de baja, Alarmas indicadoras de baja presión, alineación y lubricación periódica de piezas
	Incremento de ruido	Falta de lubricación de piezas, desajuste de piezas	Molestias al personal, alteración de la comunicación oral, aumento de carga cognitiva con incremento de la probabilidad de cometer errores, Daños irreversibles al sistema auditivo	Alineación y lubricación periódica de piezas, uso de elementos de protección auditiva (ej: protector de copa)

Diseño de una planta de producción de biogás |

Tubería de Biogás crudo	Alta presión de gas	Válvula de salida cerrada , Compresión excesiva de compresores	Fugas de gas, Explosión, Daño a tuberías, Mayores costos de compresión	Presostato de alta, Válvula de alivio de presión, Alarmas indicadoras de alta presión /
	Alta temperatura de gas	Compresión excesiva de compresores, Intercambiador de calor (enfriador) sucio, Poco caudal de fluido de enfriamiento	Deterioro de tuberías de MDPE, Rotura de compresores, explosión	Indicador-transmisor de temperatura (RTD), Alarma indicadora de alta temperatura, Limpieza periódica de intercambiador de calor
Torre de absorción (agua)	Alta presión	Válvula de salida del equipo cerrada, platos obstruidos	Explosión del equipo, empobrecimiento de la transferencia, biogás de pureza inferior	Presostato de máxima presión, alarmas de máxima presión, manómetros indicadores
	Baja presión	Averías estructurales en la torre	Perdida de gases o líquidos en la torre, empobrecimiento de la transferencia, perdida de eficiencia, biogás de pureza inferior	Presostato de mínima, alarmas de mínima presión, manómetros indicadores
	Alta temperatura	Deficiente enfriamiento a la salida del sistema de compresión, sobrecompresión del biogás de entrada, entrada de agua a mayor temperatura	Descenso de la solubilidad de los gases (biogás de pureza inferior)	Indicadores de temperatura en las corrientes de entrada (RTD), inspección y control de la presión en los compresores
	Bajo caudal de agua	Válvula de ingreso de agua cerrada, problemas en la bomba impulsora de agua, averías en la tubería	Biogás de pureza inferior	Control de caudal mediante válvulaneumática, inspección de la bomba impulsora, inspección de roturas en la tubería o perdida de presión en la misma
	Alto caudal de agua	Válvula de ingreso de agua en un % de apertura mayor al de operación, aumento de las rpm de la bomba impulsora	Inundación, caída de la eficiencia, detención de la producción	Control de caudal mediante válvulaneumática, control de velocidad de la bomba (variador de velocidad de frecuencia del voltaje del motor)

Diseño de una planta de producción de biogás |

	Alta velocidad de gas	Mayor caudal de gas, obturación de perforaciones de los platos	Espumación, arrastre de líquido al plato superior, caída de la eficiencia, inundación	Disminución del % de apertura de la válvula de entrada de gas, parada de limpieza y arreglo de perforaciones o capuchas, implementación de sistema de control de % de apertura mediante caudalímetro y válvula neumática
	Baja velocidad de gas	Menor % de apertura de la válvula de ingreso de gas al de operación	Lloriqueo, empobrecimiento de la transferencia, biogás de pureza inferior	Aumento del % de apertura de la válvula de entrada de gas, implementación de sistema de control de % de apertura mediante caudalímetro y válvula neumática
Válvula de expansión	Aumento de la caída de presión	Disminución del % de apertura	Presión inferior a la de operación de la torre (impide su entrada a la misma)	Sistema de control de presión de agua
	Disminución de la caída de presión	Aumento del % de apertura	Presión mayor a la de operación en la torre de desorción, agua con alto contenido de amoníaco (no apropiado para el vertido), daños medioambientales, deterioro a la imagen corporativa	Sistema de control de presión de agua
Desorbedor (agua)	Alta presión	Baja caída de presión en la válvula de expansión, obstrucción de las perforaciones de los platos	Aumento de la solubilidad del amoníaco en agua, agua de salida con alto contenido de amoníaco (no apropiado para el vertido), daños medioambientales, deterioro de la imagen corporativa	Sistema de control de presión de agua
	Baja presión	Averías estructurales en la torre	Perdida de gases o líquidos en la torre, empobrecimiento de la transferencia, pérdida de eficiencia	Sistema de control de presión de agua

Diseño de una planta de producción de biogás |

	Alta velocidad de aire	Mayor caudal de aire, obturación de perforaciones de los platos	Espumación, arrastre de líquido al plato superior, disminución de la eficiencia, inundación	Disminución del % de apertura de la válvula de entrada de aire, parada para limpieza y arreglo de perforaciones o capuchas, implementación de sistema de control de % de apertura mediante caudalímetro y válvula neumática
	Baja velocidad de aire	Menor % de apertura de la válvula de ingreso de aire al de operación	Lloriqueo, empobrecimiento de la transferencia, salida de agua con alto contenido de amoníaco, daños medioambientales, deterioro de la imagen corporativa	Aumento del % de apertura de la válvula de entrada de aire, implementación de sistema de control de % de apertura mediante caudalímetro y válvula neumática
	Baja temperatura	Intercambiador de calor sucio, bajo caudal de fluido calefactor de agua	Aumento de la solubilidad del amoníaco en agua, agua de salida con alto contenido de amoníaco (no apropiado para el vertido), daños medioambientales, deterioro de la imagen corporativa	Caudalímetro en tuberías involucradas en el intercambiador, limpieza de tubos del intercambiador, indicadores de temperatura en las entradas y salidas del intercambiador
Torre de absorción (aminas)	Alta presión	Válvula de salida del equipo cerrada, platos obstruidos	Explosión del equipo, empobrecimiento de la transferencia, biogás de pureza inferior	Presostato de máxima presión, alarmas de máxima presión, manómetros indicadores
	Baja presión	Averías estructurales en la torre	Perdida de gases o líquidos en la torre, empobrecimiento de la transferencia, pérdida de eficiencia, biogás de pureza inferior	Presostato de mínima, alarmas de mínima presión, manómetros indicadores
	Alta temperatura	Deficiente enfriamiento a la salida del sistema de compresión, sobrecompresión del biogás, deficiente enfriamiento de la	Descenso de la solubilidad de los gases (biogás de pureza inferior)	Indicadores de temperatura en las corrientes de entrada (RTD), inspección y control de la presión en los compresores. Inspección de caudales y temperaturas en el intercambiador de calor.

Diseño de una planta de producción de biogás |

		amina ingresante a la torre (intercambiador sucio, bajo caudal de fluido de refrigeración)		Limpieza de los tubos del intercambiador
	Bajo caudal de DGA	Válvula de ingreso de DGA cerrada, problemas en la bomba impulsora de DGA, averías en la tubería	Biogás de pureza inferior	Control de caudal mediante válvula neumática, inspección de la bomba impulsora, inspección de roturas en la tubería o pérdida de presión en la misma
	Alta velocidad de gas	Mayor caudal de gas, obturación de perforaciones de los platos	Espumación, arrastre de líquido al plato superior, caída de la eficiencia, inundación	Disminución del % de apertura de la válvula de entrada de gas, parada para limpieza y arreglo de perforaciones o capuchas, implementación de sistema de control de % de apertura mediante caudalímetro y válvula neumática
	Baja velocidad de gas	menor % de apertura de la válvula de ingreso de gas al de operación	Lloriqueo, empobrecimiento de la transferencia, biogás de pureza inferior	Aumento del % de apertura de la válvula de entrada de gas, implementación de sistema de control de % de apertura mediante caudalímetro y válvula neumática
Válvula de expansión (amina)	Aumento de la caída de presión	Disminución del % de apertura	Presión inferior a la de operación del destilador	Sistema de control de presión de DGA
	Disminución de la caída de presión	Aumento del % de apertura	Presión mayor a la de operación en la torre de desorción, agua con alto contenido de amoníaco (no apropiado para el vertido), daños medioambientales, deterioro a la imagen corporativa	Sistema de control de presión de agua
Tanque de venteo	Alta presión	Bajo % de apertura en la válvula de expansión	Menor separación de CH ₄ (esfumación en el destilador)	Sistema de control de presión que actúe sobre la válvula de expansión
	Baja presión	Alto % de apertura en la válvula de expansión	Pérdida de aminas en el vapor de venteo	Sistema de control de presión que actúe sobre la válvula de expansión

Diseño de una planta de producción de biogás |

Destilador	Alta presión	Alto % de apertura en la válvula de expansión, condensación insuficiente, elevada generación de vapor en el reboiler	Aumento de la dificultad de separación (disminución de la volatilidad relativa), aumento de las necesidades energéticas para mantener el requisito (consumo de condensador y caldera), aumenta la temperatura de la columna (posibilidad de degradación química), posible avería estructural o explosión	presostatos, alarmas de presión máxima admisible, termostatos en el condensador y en el reboiler
	Aumento del calor en el reboiler	Aumento del caudal de vapor en el reboiler	aumento de los costos energéticos, posibles daos estructurales en caso de aumento excesivo de temperatura, posible degradación química	Alarmas indicadoras de aumento de temperatura. Sistema de control de temperatura, sistema de control de caudal de vapor en el reboiler, sistema de control de presión del vapor
	Disminución del calor en el reboiler	Disminución del caudal de vapor en el reboiler, fallas de aislamiento, averías estructurales, ensuciamiento del reboiler (sarro)	Empobrecimiento de la destilación, menor caudal de destilado, DGA más impuro (posterior absorción con aminas empobrecido, biogás de inferior pureza)	Sistema de control de temperatura , sistema de control de caudal de vapor en el reboiler, sistema de control de presión de vapor, inspección de tuberías implicadas ante posibles fugas, limpieza de los tubos del intercambiador
	Aumento del calor disipado en el condensador	Aumento del caudal de fluido refrigerante, disminución de temperatura del fluido refrigerante	Condensado subenfriado, temperatura del destilador disminuye, mayor requerimiento energético en el reboiler	indicadores de temperatura en el caudal de fluido refrigerante, sistema de control de caudal de agua de enfriamiento
	Alta relación líquido/gas en la torre	Escasa generación de vapor en el reboiler	lagrimeo, vaciado de plato	Sistema de control de caudal en el ingreso de DGA, Control de presión y temperatura en el reboiler

Diseño de una planta de producción de biogás |

	Baja relación líquido/gas en la torre	Bajo caudal de ingreso de DGA, excesiva generación de vapor en el reboiler	Arrastre de gotas, inundación	Sistema de control de caudal en el ingreso de DGA, Control de presión y temperatura en el reboiler
Deshidratador	Alta presión	Válvula de salida del equipo cerrada, platos obstruidos, compresión excesiva en el sistema de compresión	Averías estructurales, explosión del equipo	Presostato de máxima presión, alarmas de máxima presión, manómetros indicadores, control de presión en el sistema de compresión
	Baja presión	Averías estructurales en la torre, fugas en la tuberías de ingreso, válvula de ingreso a la torre en un % de apertura mayor al de operación, compresión insuficiente del biogás crudo	Perdida de gases o líquidos en la torre, empobrecimiento de la transferencia (menor solubilidad de agua en TEG), pérdida de eficiencia, biogás con mayor contenido de humedad	Presostato de mínima, alarmas de mínima presión, manómetros indicadores, control de presión en el sistema de compresión
	Bajo caudal de TEG	Válvula de ingreso de TEG cerrada (% de apertura menor al de operación), problemas en la bomba impulsora de TEG, averías en la tubería	Biogás con mayor contenido de humedad	Control de caudal mediante válvulaneumática, inspección de la bomba impulsora, inspección de roturas en la tubería o pérdida de presión en la misma
	Alta velocidad de gas	Mayor caudal de gas, obturación de perforaciones de los platos	Espumación, arrastre de líquido al plato superior, caída de la eficiencia, inundación	Disminución del % de apertura de la válvula de entrada de gas, parada para limpieza y arreglo de perforaciones o capuchas, implementación de sistema de control de % de apertura mediante caudalímetro y válvula neumática
	Baja velocidad de gas	Menor % de apertura de la válvula de ingreso de gas al de operación	Lloriqueo, empobrecimiento de la transferencia, biogás de mayor contenido de humedad	Aumento del % de apertura de la válvula de entrada de gas, implementación de sistema de control de % de apertura mediante caudalímetro y válvula neumática

Diseño de una planta de producción de biogás |

Válvula de expansión (TEG)	Aumento de la caída de presión	Diminución del % de apertura, averías en la tubería	Presión inferior a la de operación del regenerador, mayor consumo de potencia en la bomba posterior al regenerador	Sistema de control de presión de TEG
	Disminución de la caída de presión	Aumento del % de apertura	Presión mayor a la de operación en la torre de regeneración, deficiente regeneración de TEG (más impuro)	Sistema de control de presión de TEG
Regenerador (TEG)	Alta presión	Baja caída de presión en la válvula de expansión, obstrucción de las perforaciones de los platos	Aumento de la solubilidad de agua en TEG, TEG regenerado de salida con alto contenido de humedad, explosión	Sistema de control de presión de TEG
	Baja presión	Averías estructurales en la torre y tuberías	Perdida de gases o líquidos en la torre, empobrecimiento de la transferencia, pérdida de eficiencia	Sistema de control de presión de TEG, inspección de tuberías
	Alta velocidad de aire	Mayor caudal de aire, obturación de perforaciones de los platos	Espumación, arrastre de líquido al plato superior, caída de eficiencia, inundación	Disminución del % de apertura de la válvula de entrada de aire, parada para limpieza y arreglo de perforaciones o capuchas, implementación de sistema de control de % de apertura mediante caudalímetro y válvula neumática
	Baja velocidad de aire	Menor % de apertura de la válvula de ingreso de aire al de operación	Lloriqueo, empobrecimiento de la transferencia, TEG regenerado deficientemente	Aumento del % de apertura de la válvula de entrada de aire, implementación de sistema de control de % de apertura mediante caudalímetro y válvula neumática
	Baja temperatura	Intercambiador de calor sucio, bajo caudal de fluido calefactor de agua	Aumento de la solubilidad del agua en TEG, TEG regenerado con alto contenido de humedad	Caudalímetro en tuberías involucradas en el intercambiador, limpieza de tubos del intercambiador, indicadores de temperatura en las entradas y salidas del intercambiador

Diseño de una planta de producción de biogás |

	Aumento de la humedad de aire de entrada	Condiciones climáticas adversas	TEG regenerado con mayor contenido de humedad	Circulación de mayor cantidad de aire o Secado del aire de ingreso
Caldera	Alta presión	Obstrucción de la cañería de salida, aumento súbito de la temperatura	Riesgo de explosión, averías estructurales	Sistema de control de presión, válvulas de alivio, alarmas e indicadores de máxima presión admisible
	Baja presión	Avería estructural de las cañerías, disminución de la temperatura, disminución del caudal del combustible o menor calidad del mismo	Déficit en el requerimiento calorífico de los procesos, disminución de la temperatura	Sistema de control de presión, válvulas de alivio, alarmas e indicadores de mínima presión admisible
	Alta temperatura	Disminución del caudal de agua de ingreso, aumento del suministro de combustible, aumento de la presión de operación	Daños estructurales, riesgo de explosión	Control de temperatura, indicadores y alarmas de máxima temperatura admisible
	Baja temperatura	Disminución de la presión de operación, aumento del caudal de agua, disminución del suministro de combustible	Déficit en el requerimiento calorífico de los procesos, disminución de la presión	Control de temperatura, indicadores y alarmas de mínima temperatura admisible
	Disminución del caudal de agua	Menor % de apertura de la válvula de ingreso de agua, averías en la bomba impulsora	Aumento de la temperatura de salida, disminución de caudal de vapor, déficit en el requerimiento calorífico.	Control de caudal de agua de ingreso, alarma y control de temperatura máxima admisible
	Aumento del caudal de agua	Mayor % de apertura de la válvula de ingreso de agua, aumento de las rpm de la bomba	Disminución de la temperatura de salida, déficit en el requerimiento calorífico.	Control de caudal de agua de ingreso, alarma y control de temperatura mínima admisible

9.1.2 Sustancias peligrosas

A lo largo del circuito productivo de biogás, se utilizan y se generan sustancias químicas que pueden resultar peligrosas para los operarios y /o para los equipos y tuberías por las cuales circulan. Por este motivo resulta importante identificar las sustancias que pueden resultar peligrosas de una u otra forma, de manera tal de determinar su correcta manipulación. Por este motivo resulta necesario estudiar las fichas de seguridad de dichas sustancias.

Las Fichas de Seguridad constituyen un sistema básico y complementario del etiquetado, que recogen aspectos preventivos y/o de emergencia a tener en cuenta. El responsable de la comercialización de un producto químico debe facilitar al destinatario profesional la Ficha de Seguridad de forma gratuita y con la primera entrega así como las posteriores modificaciones.

A continuación se exponen las distintas sustancias que pueden resultar peligrosas, junto con la información más importante extraída de sus respectivas hojas de seguridad.

Metano

DATOS DE INTERÉS

ESTADO FÍSICO; ASPECTO:

Gas licuado comprimido, incoloro e inodoro.

PELIGROS FÍSICOS:

El gas es más ligero que el aire.

VÍAS DE EXPOSICIÓN:

La sustancia se puede absorber por inhalación.

RIESGO DE INHALACIÓN:

Al producirse pérdidas en zonas confinadas, este gas puede originar asfixia por disminución del contenido de oxígeno en el aire.

TIPO DE PELIGRO / EXPOSICIÓN

Incendio:

Peligros agudos/síntomas: Extremadamente inflamable

Prevención: Evitar las llamas, NO producir chispas y NO fumar.

Primeros auxilios/lucha contra incendios: Cortar el suministro; si no es posible y no existe riesgo para el entorno próximo, dejar que el incendio se extinga por sí mismo; en otros casos apagar con agua pulverizada, polvo seco, dióxido de carbono.

Explosión:

Peligros agudos/síntomas: Las mezclas gas/aire son explosivas

Prevención: Sistema cerrado, ventilación, equipo eléctrico y de alumbrado a prueba de explosión. Utilícense herramientas manuales no generadoras de chispas.

Primeros auxilios/lucha contra incendios: En caso de incendio, mantener fría la botella rociando con agua. Combatir el incendio desde un lugar protegido.

EXPOSICIÓN

Inhalación:

Peligros agudos/síntomas: Asfixia.

Prevención: Ventilación. A altas concentraciones protección respiratoria.

Primeros auxilios/lucha contra incendios: Aire limpio, reposo. Respiración artificial si estuviera indicada. Proporcionar asistencia médica.

Piel:

Peligros agudos/síntomas: En contacto con líquido, congelamiento.

Prevención: Guantes aislantes del frío.

Primeros auxilios/lucha contra incendios: En caso de congelación, aclarar con agua abundante, NO quitar la ropa. Proporcionar asistencia médica.

Ojos:

Peligros agudos/síntomas: En contacto con líquido, congelamiento.

Prevención: Gafas ajustadas de seguridad.

Primeros auxilios/lucha contra incendios: Enjuagar con agua abundante durante varios minutos (quitar las lentes de contacto si puede hacerse con facilidad), después proporcionar asistencia médica.

DERRAMES Y FUGAS

Evacuar la zona de peligro, ventilar. Eliminar toda fuente de ignición.

Protección personal: equipo autónomo de respiración.

ALMACENAMIENTO

A prueba de incendio, si está en local cerrado. Mantener en lugar fresco. Ventilación a ras del suelo y techo.

Dióxido de carbono

DATOS IMPORTANTES

ESTADO FÍSICO; ASPECTO: Gas licuado comprimido, incoloro e inodoro.

PELIGROS FÍSICOS:

El gas es más denso que el aire y puede acumularse en las zonas más bajas produciendo una deficiencia de oxígeno. A velocidades elevadas pueden generarse cargas electrostáticas y puede inflamarse cualquier mezcla explosiva presente. Las pérdidas de líquido condensan formando hielo seco extremadamente frío.

PELIGROS QUÍMICOS:

La sustancia se descompone al calentarla intensamente, por encima 2000°C produciendo monóxido de carbono tóxico.

VÍAS DE EXPOSICIÓN:

La sustancia se puede absorber por inhalación.

RIESGO DE INHALACIÓN:

Al producirse pérdidas en zonas confinadas, este líquido se evapora muy rápidamente originando una saturación total del aire con grave riesgo de asfixia.

EFECTOS DE EXPOSICIÓN DE CORTA DURACIÓN:

La evaporación rápida del líquido puede producir congelación. La inhalación a niveles elevados puede originar pérdida de conciencia. Asfixia.

EFECTOS DE EXPOSICIÓN PROLONGADA O REPETIDA:

La sustancia puede afectar al metabolismo.

TIPO DE PELIGRO / EXPOSICIÓN

Incendio:

Peligros agudos/síntomas: No combustible.

Primeros auxilios/lucha contra incendios: En caso de incendio en el entorno, están permitidos todos los agentes extintores.

Explosión:

Peligros agudos/síntomas: Los envases pueden arder en un incendio

Primeros auxilios/lucha contra incendios: En caso de incendio, mantener fría la botella rociando con agua. Combatir el incendio desde un lugar protegido.

EXPOSICIÓN

Inhalación:

Peligros agudos/síntomas:Vértigo. Dolor de cabeza.Presión sanguínea elevada.Ritmo cardíaco acelerado.Asfixia. Pérdida delconocimiento.

Prevención: Ventilación.

Primeros auxilios/lucha contra incendios: Aire limpio, reposo. Respiración artificial si estuviera indicada. Proporcionar asistencia médica.

Piel:

Peligros agudos/síntomas: En contacto con líquido, congelamiento.

Prevención: Guantes aislantes del frío. Traje de protección.

Primeros auxilios/lucha contra incendios: En caso de congelación, aclarar con agua abundante, NO quitar la ropa. Proporcionar asistencia médica.

Ojos:

Peligros agudos/síntomas: En contacto con líquido, congelamiento.

Prevención: Gafas ajustadas de seguridad o pantalla facial.

Primeros auxilios/lucha contra incendios: Enjuagar con agua abundante durante varios minutos (quitar las lentes de contacto si puede hacerse con facilidad), después proporcionar asistencia médica.

DERRAMES Y FUGAS

Protección personal: equipo autónomo de respiración. Ventilar.

ALMACENAMIENTO

A prueba de incendio, si está en local cerrado. Mantener en lugar fresco. Ventilación a ras del suelo.

Diglicolamina (DGA)

Resumen de emergencias:

Causa quemaduras en los ojos y la piel. Causa irritación del tracto respiratorio. Puede ser dañino si se ingiere. Peligro de aspiración puede entrar en pulmones y causa daño.

Corrosivo para la piel. Provoca quemaduras. Nocivo en caso de ingestión. Irrita los ojos y sistema respiratorio. No respirar los vapores o la niebla. No ingerir. No lo ponga en los ojos o sobre

la piel o la ropa. Usar solo con ventilación adecuada. Mantener el envase herméticamente cerrado y sellado hasta que esté listo para su uso. Lávese bien después de manipularlo.

Contacto ocular:

Obtenga atención médica inmediatamente. Inmediatamente enjuague los ojos con abundante agua, levantando ocasionalmente los párpados superior e inferior. Buscar y eliminar cualquier contacto lentes. Continúe enjuagando durante al menos 10 minutos. Las quemaduras químicas deben ser tratadas inmediatamente por un médico.

Contacto dérmico:

Obtenga atención médica inmediatamente. Enjuagar la piel contaminada con abundante agua. Quítese la ropa y el calzado contaminados. Lave bien la ropa contaminada con agua antes de retirar o usar guantes. Continúe enjuagando durante al menos 10 minutos. Las quemaduras químicas deben ser tratadas rápidamente por un médico. Lave la ropa antes de volver a usarla. Limpie bien los zapatos antes de volverlos a usar.

Inhalación:

Obtenga atención médica inmediatamente. Mueva a la persona expuesta al aire fresco. Si se sospecha que los vapores todavía están presentes, el rescatista debe usar una máscara apropiada. Mantenga a la persona caliente y en reposo. Si no respira, o si la respiración es irregular o si ocurre una parada respiratoria, proporcionar respiración artificial u oxígeno por personal capacitado. Puede ser peligroso para la persona que proporciona ayuda mediante respiración boca a boca. Si está inconsciente, colóquelo en posición de recuperación y obtenga atención médica inmediatamente. Mantenga una vía aérea abierta. Afloje la ropa apretada tal como un cuello y corbata. En caso de inhalación de productos de descomposición en un incendio, los síntomas pueden aparecer con retraso. La persona expuesta puede necesitar ser mantenida bajo vigilancia médica durante 48 horas.

Ingestión:

Obtenga atención médica inmediatamente. Lavar la boca con agua. Mover a la persona expuesta al aire fresco. No induzca el vómito a menos que lo indique el personal médico. Las quemaduras químicas deben ser tratadas rápidamente por un médico. Nunca dar nada por la boca a una persona inconsciente.

Notas para el médico:

Tratamiento sintomático y de apoyo según sea necesario. Después de una exposición severa, el seguimiento debe ser monitoreado por un mínimo de 48 horas.

Medidas contra incendios:

Flash point: 124°C

Productos de combustión: Los productos de descomposición pueden incluir los siguientes materiales: óxidos de carbono, óxido de nitrógeno.

Medios de extinción:

Adecuado: Use un agente de extinción adecuado para el incendio circundante.

Riesgos especiales de exposición: En un incendio o si se calienta, se producirá un aumento de presión y el recipiente puede estallar. Aísle rápidamente la zona evacuando a todas las personas de las proximidades del lugar del incidente si hay un incendio, no se tomará ninguna medida que implique un riesgo personal.

Protección especial, equipos para bomberos: Los bomberos deben usar equipo de protección apropiado y respirar libremente con una pieza facial completa que funciona en modo de presión positiva.

Manipulación y almacenamiento

Manipulación:

Póngase el equipo de protección personal adecuado. Comer, beber y fumar debe ser prohibido en áreas donde este material es manejado, almacenado y procesado. Los trabajadores deben lavarse las manos y la cara antes de comer, beber y fumar. Evite el contacto con los ojos, la piel o la ropa. No ingerir. Evite respirar el vapor o la niebla. Si durante el uso normal el material presenta un riesgo respiratorio, use sólo con ventilación adecuada o use un respirador apropiado. Conservar en el envase original o en un recipiente alternativa hecha de un material compatible, mantenida herméticamente cerrada cuando no está en uso. Mantener alejado de los ácidos. Los recipientes vacíos retienen los residuos del producto y pueden ser peligrosos. No reutilizar el recipiente.

Almacenamiento:

Almacenar de acuerdo con las regulaciones locales. Conservar en el envase original protegido de la luz directa del sol en un lugar seco, fresco y bien ventilado, lejos de materiales incompatibles y alimentos y bebidas. Separado de los ácidos. Mantener el recipiente bien cerrado y sellado hasta que esté listo para su uso. Los contenedores que han sido abiertos deben ser sellados y mantenidos en posición vertical para evitar fugas. No almacenar en recipientes sin etiquetas. Utilícese un envase de seguridad adecuado para evitar la contaminación del medio ambiente.

Ácido sulfhídrico

IDENTIFICACIÓN DE PELIGROS

Resumen de emergencia

El sulfuro de hidrógeno es un gas incoloro, inflamable, con olor a huevo podrido, de sabor dulce y perceptible en concentraciones de 0.002 mg/l. Sin embargo, en concentraciones mayores de 500 ppm afecta la capacidad de percepción del nervio olfativo y con ello impide su detección a través de este sentido, haciéndolo más peligroso. Es muy tóxico, por lo que una exposición prolongada a este gas puede generar efectos adversos para la salud. Es considerado tan tóxico como el HCN; sin embargo, su olor tan desagradable permite que sea percibido a muy bajas concentraciones.

Efectos potenciales para la salud

Inhalación:

Los primeros síntomas de intoxicación, de manera general, son: náusea, vómito, diarrea, irritación de la piel, lagrimeo, falta de olfato, fotofobia y visión nublada. Los síntomas de una intoxicación aguda son: taquicardia (aumento de la velocidad cardiaca), hipotensión (presión sanguínea baja), cianosis, palpitaciones, arritmia cardiaca. Además, puede presentarse respiración corta y rápida, edema bronquial o pulmonar, depresión pulmonar y parálisis respiratoria. Los efectos neurológicos en estos casos son irritabilidad, vértigo, cansancio, confusión, delirio, amnesia, dolor de cabeza y sudoración. Se presentan también calambres musculares, temblores, salivación excesiva, tos, convulsiones y coma.

Contacto con los ojos:

Se produce irritación de la conjuntiva, provocando fotofobia, queratoconjuntivitis y vesiculación del epitelio de la córnea, aún a concentraciones de 20 ppm o más bajas por algunas horas. Si la exposición es repetida se presentan, además de los síntomas mencionados, lagrimeo, dolor y visión nublada. Un envenenamiento crónico provoca hinchazón de la conjuntiva y los párpados. La recuperación de estos problemas generalmente es completa, siempre que no se presenten otras infecciones secundarias.

Efectos crónicos:

Las exposiciones severas que no resultan en muerte pueden causar síntomas a largo plazo tales como pérdida de la memoria, parálisis de músculos faciales o daño del tejido fino del nervio. La sobre exposición crónica puede causar daño permanente en los ojos.

MEDIDAS DE PRIMEROS AUXILIOS

Inhalación:

Trasladar la víctima a un lugar bien ventilado y evaluar los signos vitales. Si no hay pulso, proporcionar rehabilitación cardio-pulmonar; si no respira, dar respiración artificial. Si la víctima está consciente, sentarla y mantenerla en reposo ya que puede presentar congestión pulmonar o convulsiones.

Contacto con los ojos:

Lavarlos con agua tibia asegurándose de abrir bien los párpados por lo menos durante 15 minutos.

MEDIDAS CONTRA INCENDIO

Punto de inflamación: No aplica.

Temperatura de auto ignición: 260°C (500 °F)

Límites de Inflamabilidad (en aire por volumen, %):

Inferior (LEL): 4.0%

Superior (UEL): 44%

Sensibilidad de explosión a un impacto mecánico: No aplica.

Sensibilidad de explosión a una descarga eléctrica: Una descarga estática puede causar que este producto se encienda explosivamente.

Riesgo general

Gas inflamable. Puede formar mezclas explosivas con el aire. Cuando los cilindros se exponen a intenso calor o llamas, pueden explotar violentamente. Este compuesto es más pesado que el aire, puede viajar distancias considerables hasta una fuente de ignición y regresar en llamas. Arde en el aire con una llama azul pálida.

Medios de extinción

Rocío de agua, polvo químico seco y dióxido de carbono.

Instrucciones para combatir incendios

Evacuar a todo el personal de la zona peligrosa. Si es posible, detener la fuga cerrando la válvula para no alimentar el fuego. Los cilindros expuestos al fuego deben ser enfriados, rociándolos con agua desde un lugar seguro y retirarlos del área posteriormente. Incrementar la ventilación para prevenir la formación de mezclas explosivas.

MEDIDAS CONTRA ESCAPE/DERRAME ACCIDENTAL

Evacuar a todo el personal innecesario de la zona afectada (hacia un lugar contrario a la dirección del viento). Si es posible, cerrar la válvula del suministro de sulfuro de hidrógeno. Prevenir la entrada de producto en las alcantarillas, sótanos, fosos de trabajo o cualquier otro lugar donde la acumulación pudiera ser peligrosa. Usar agua en forma de rocío para controlar los vapores.

Remover toda fuente de calor, ignición y si es posible, separar todo material combustible del área del escape. Ventilar el área encerrada o mover el cilindro a un área ventilada.

CONTROLES DE EXPOSICIÓN / PROTECCIÓN PERSONAL

Ventilación:

Se recomienda usar exhaustiva ventilación local para prevenir la acumulación de sulfuro de hidrógeno en el lugar de trabajo. Es apropiado instalar un equipo de monitoreo automático para detectar los niveles de sulfuro de hidrógeno y oxígeno; éste se debe instalar en el área en donde se utiliza o se almacena el sulfuro de hidrógeno.

Equipos de detección:

Utilizar sistemas de detección de gases diseñados de acuerdo con las necesidades. Para mayor seguridad se sugiere seleccionar una escala que contemple valores superiores al TLV⁴⁹.

Protección respiratoria

Usar protección respiratoria como equipo auto contenido (SCBA) o máscaras con mangueras de aire o de presión directa cuando se presenten escapes de este gas o durante las emergencias. Los purificadores de aire no proveen suficiente protección.

Equipo contra incendio

Los socorristas y personal de grupos de respuesta a emergencias deberán, como mínimo, con equipo de protección personal completo a prueba de fuego (equipo full línea de fuego).

⁴⁹TLV, es el valor límite ambiental publicado por la ACGIH (*American Conference of Governmental Industrial Hygienists*); se definen como la "concentración media ponderada en el tiempo, para una [jornada laboral](#) normal de trabajo de 8 horas y una [semana laboral](#) de 40 horas, a la que pueden estar expuestos casi todos los trabajadores repetidamente día tras día, sin efectos adversos"

Incompatibilidad

Agentes oxidantes, peróxidos orgánicos, materiales alcalinos, metales como plomo y cobre, óxidos de metales. El sulfuro de hidrógeno es corrosivo para la mayoría de los metales porque reacciona con estas sustancias para formar sulfuros metálicos.

Condiciones a evitar

Evitar que el gas entre en contacto con materiales incompatibles. Evitar la exposición al calor, chispas u otras fuentes de ignición.

Reactividad

Productos de descomposición: Agua y dióxido de azufre.

INFORMACIÓN TOXICOLÓGICA

Capacidad irritante del material:

El sulfuro de hidrógeno es severamente irritante para los ojos y puede ser moderadamente irritante para la piel.

Sensibilidad a materiales:

No se conoce que este producto cause sensibilidad en humanos.

INFORMACIÓN ECOLÓGICA

Algunos efectos en animales son los relacionados con ambientes deficientes de oxígeno, daños en el sistema respiratorio y efectos en el sistema nervioso central. El sulfuro de hidrógeno es soluble en agua y es tóxico para la vida terrestre. Puede causar cambios en el pH de los sistemas acuáticos.

Pone en peligro el agua potable.

Amoníaco

El amoníaco es un gas incoloro con olor característico, muy soluble en agua. Sus disoluciones acuosas son alcalinas y tienen un efecto corrosivo frente a metales y tejidos. El pH de disoluciones acuosas 0.1 M es de 11.2, característico de una base débil ($pK_a = 9.4$).

A pesar de ser clasificado como un gas no inflamable, el amoníaco, puede arder bajo ciertas concentraciones en fase vapor y el riesgo de fuego aumenta en presencia de materiales combustibles.

Propiedades químicas:

El amoníaco es estable a temperatura ambiente, pero a altas temperaturas se descomponen en hidrógeno y nitrógeno. La velocidad de descomposición depende del material donde se encuentre almacenado. Generalmente, las disoluciones con concentraciones inferiores a 5 % no producen vapores inflamables a ninguna temperatura.

Conexiones accidentales que pongan en contacto oxígeno y amoníaco en forma gaseosa, generan explosiones violentas.

El amoníaco reacciona con mercurio en presencia de trazas de agua, generando compuestos explosivos, por lo que no deben utilizarse manómetros con mercurio al trabajar con amoníaco, pues existe el riesgo de explosión al despresurizar el sistema.

En general, el amoníaco es incompatible con muchos compuestos como: sales de oro y plata, halógenos, metales alcalinos, tricloruro de nitrógeno, clorato de potasio, cloruro de cromo, haluros de oxígeno, vapores ácidos, azidas, óxido de etileno y ácido pícrico, entre otros. Las disoluciones acuosas concentradas de amoníaco reaccionan con yodo metálico para dar un precipitado de nitruro de yodo (NI₃), el cual es un explosivo débil. También puede generar reacciones de polimerización peligrosas.

Manejo:

Equipo de protección personal:

Para el uso de este producto, tanto en forma gaseosa como en disolución acuosa, es necesario utilizar bata, lentes de seguridad y guantes (neopreno, hule, buna-n o vinilo, no usar PVA o polietileno) en un área bien ventilada. Si las cantidades a manejar son grandes o el uso es prolongado, es necesario utilizar un equipo de respiración apropiado. No usar lentes de contacto al trabajar con este compuesto.

RIESGOS:

Riesgos de fuego y explosión:

El amoníaco mezclado con muchos productos químicos puede generar incendios y/o explosiones. Los contenedores de amoníaco pueden explotar si se les expone al fuego o calor.

Riesgos a la salud:

Este producto es especialmente irritante y corrosivo, de aquí su peligrosidad.

Inhalación:

Irrita y quema el tracto respiratorio produciendo laringitis, dificultad para respirar, tos y dolor de pecho.

En casos graves, produce edema pulmonar y neumonía, inclusive, puede ser fatal. En casos extremos de exposición a concentraciones altas, se presentan daños severos a los pulmones y efectos cardiovasculares secundarios que provocan convulsiones, coma y finalmente la muerte. Los principales efectos se detectan en el tracto respiratorio superior, debido a su gran solubilidad en los fluidos acuosos y por lo general son reversibles, sin embargo se ha informado de casos de bronquitis crónica provocada por este producto.

Se ha informado que a concentraciones de 280 mg/m³, se produce irritación de la tráquea inmediatamente; a 1200 mg/m³, se produce tos; a 1700 mg/m³ existe el riesgo de muerte y a una concentración entre 3500 y 7000 mg/m³, la muerte es inminente.

Contacto con ojos:

Los irrita, tanto en forma gaseosa, como en disolución, provocando dolor, conjuntivitis, lagrimeo e incluso erosión de la córnea, lo que puede generar pérdida de la vista, pues penetra rápidamente en este. Esta irritación se presenta a concentraciones mayores de 20 mg/m³ y generalmente es reversible. En estudios con ratas, una concentración de 470 mg/m³ por 90 días, produjo opacidad de la córnea en una tercera parte de la población, mientras que el resto solo presentó irritación.

Contacto con la piel:

Causa quemaduras y dolor y el contacto con el gas licuado causa congelación de la parte afectada. La piel se ve afectada a concentraciones de aproximadamente 7000 mg/m³.

Ingestión:

Por ser cáustico, tiene un efecto destructivo de los tejidos, produciendo náusea, vómito y quemaduras en la boca, esófago, estómago e intestino delgado.

Carcinogenicidad:

A pesar de que no existen evidencias que sugieran que el amoníaco es carcinogénico, se ha observado en animales sometidos a este producto, un aumento en lesiones inflamatorias de colon y proliferación celular, lo que incrementa la susceptibilidad al cáncer. Sin embargo en experimentos con ratones a los que se les dio de beber disoluciones acuosas de este producto en un período largo, no se presentó ningún efecto de este tipo.

Acciones de Emergencia:

Primeros auxilios:

El personal que atienda la emergencia deberá vestir el equipo de seguridad adecuado, evitando todo contacto con el producto químico.

En general, en todos los casos de exposición a amoníaco gas o en disolución acuosa, deben seguirse los siguientes pasos: trasladar a la víctima a una zona bien ventilada, evaluar los signos vitales y asegurarse que no existen traumas. Si no hay pulso proporcionar rehabilitación cardiopulmonar, si no respira dar respiración artificial; si la respiración es dificultosa, administrar oxígeno. No tratar de neutralizar con algún ácido pues se genera una gran cantidad de calor.

Inhalación:

Mover a la víctima a una zona bien ventilada. Si no respira, proporcionar respiración de boca a boca. Mantenerla bien abrigada y en reposo. Puede ocurrir una congestión pulmonar, por lo que, si está consciente, sentarla.

Ojos:

Lavarlos inmediatamente con agua corriente, asegurándose de abrir bien los párpados, por lo menos durante 15 minutos, asegurándose que el pH sea neutro.

Piel:

Lavar cuidadosamente con agua la zona contaminada y, si el producto ha mojado la ropa, quitarla inmediatamente.

Ingestión:

No inducir el vómito. Dar a beber agua. Repetir tomas cada 10 minutos. En todos los casos de exposición, el paciente debe ser transportado al hospital tan pronto como sea posible.

Control de fuego:

Para combatir incendios en los que el producto gaseoso esté involucrado, debe utilizarse equipo de respiración autónoma y traje protector de todo el cuerpo. Aislar el área hasta que el fuego esté controlado y los gases se hayan dispersado.

En caso de fuegos pequeños pueden utilizarse extinguidores de dióxido de carbono o polvo químico. Si el incendio es de mayor magnitud debe utilizarse agua en forma de rocío, neblina o espuma, aplicándola a la superficie de los contenedores, no aplicarla dentro de ellos. Si es posible, moverlos y enfriar los que estén expuestos al fuego con agua y contener la fuga del gas.

Por otra parte, debido a que la disolución acuosa es no inflamable, el extinguidor a usar dependerá del tipo de material que se encuentre alrededor. Es necesario enfriar con agua los recipientes cerrados que lo contienen, pues pueden explotar. Los vapores generados pueden disiparse usando agua en forma de rocío.

En todos los casos es necesario almacenar adecuadamente todos los residuos generados para su posterior tratamiento.

Fugas y derrames:

Utilizar el equipo de seguridad mínimo como son lentes de seguridad, guantes y bata y, dependiendo de la magnitud del derrame, deberá utilizarse también equipo de respiración especial y botas .

Mantener el material derramado alejado de fuentes de agua y drenajes. Para ello, construir diques con tierra, sacos con arena o espuma de poliuretano. El líquido se absorbe con algún producto comercial para contener derrames.

Si el derrame es en el agua, neutralizar con ácido diluido. Si la concentración es de 10 ppm o mayor, se puede agregar 10 veces la cantidad derramada de carbón activado. Después, sacar los residuos sólidos.

Los vapores generados deben diluirse con agua en forma de rocío y almacenar estos residuos corrosivos y tóxicos, al igual que los sólidos contaminados, en áreas seguras para su posterior neutralización con ácido acético (vinagre) o disoluciones diluidas de ácido clorhídrico.

Trietilenglicol (TEG)

EFFECTOS ADVERSOS POTENCIALES PARA LA SALUD:

Inhalación:

La inhalación de vapores o niebla de este material puede causar la irritación del tracto respiratorio, dolor de cabeza, náuseas y somnolencia. En áreas poco ventiladas puede provocar inconsciencia o asfixia.

Ingestión:

Puede causar irritación del tracto gastrointestinal con náuseas, vómito y diarrea. Posible riesgo de aspiración.

Contacto con la piel:

El contacto mínimo no es irritante. Puede causar irritación caracterizada por enrojecimiento, resequedad e inflamación.

Contacto con los ojos:

Puede causar irritación, se puede experimentar incomodidad temporal. Los vapores no son irritantes.

La exposición crónica:

Posible irritación de la piel.

MEDIDAS DE PRIMEROS AUXILIOS

Inhalación:

Sacar al aire fresco. Si no respira, dar respiración artificial. Si la respiración es difícil, dar oxígeno. Obtener atención médica.

Ingestión:

Lavar la boca con agua. Si la víctima está consciente suministrar abundante agua. No inducir el vómito. No dar nada de beber a una persona inconsciente. Si se presenta vómito inclinar a la víctima hacia adelante. Buscar atención médica inmediata.

Contacto con la piel:

Lavar la piel inmediatamente con abundante agua y jabón durante al menos 15 minutos. Quítese la ropa y zapatos contaminados. Obtener atención médica. Lavar la ropa antes de usarla nuevamente. Limpie completamente los zapatos antes de volver a usarla.

Contacto con los ojos:

Enjuagar los ojos con abundante agua durante al menos 15 minutos, el levantamiento de párpados superiores e inferior ocasionalmente para asegurar la remoción del químico. Obtener atención médica inmediatamente.

MEDIDAS PARA EXTINCION DE INCENDIOS

Punto de inflamación: 177 °C

Temperatura de auto ignición: 371°C

Límites de inflamabilidad (%V/V): 0.9 a 9.2

Peligro de incendio y/o explosión:

Líquido combustible. Encima del punto de inflamación, mezclas de aire-vapor pueden ser explosivas. Los vapores pueden ser más pesados que el aire. Ellos pueden extenderse a nivel del suelo y reunirse en las zonas bajas o limitadas.

Medios de extinción de incendios:

Agua en forma de rocío, espuma de alcohol, polvo químico seco o dióxido de carbono.

Productos de la combustión:

Dióxido de carbono, monóxido de carbono, aldehídos irritantes y cetonas. El calentamiento en presencia de aire puede producir aldehídos, ácidos y cetonas.

Precauciones para evitar incendio y/o explosión:

Mantener alejado de llamas, fuentes de calor e ignición y materiales incompatibles. Proveer buena ventilación.

Instrucciones para combatir el fuego:

Evacuar o aislar el área de peligro. Restringir el acceso a personas innecesarias y sin la debida protección. Ubicarse a favor del viento. Usar equipo de protección personal.

MEDIDAS PARA FUGAS ACCIDENTALES

Evacuar o aislar el área de peligro. Eliminar toda fuente de ignición. Restringir el acceso a personas innecesarias y sin la debida protección. Ubicarse a favor del viento. Usar equipo de protección personal. Ventilar el área. Eliminar toda fuente de ignición. Usar agua en forma de rocío para reducir los vapores. Absorber y recoger el material utilizando arena o material inerte. Evitar que el material contamine fuentes de agua.

MANEJO Y ALMACENAMIENTO

Manejo:

Lávese a fondo después de la manipulación. Usar siempre protección personal así sea corta la exposición o la actividad que va a realizar con el producto. Mantener estrictas normas de higiene, no fumar, comer o beber en el sitio de trabajo. Usar las menores cantidades posibles. Conocer la ubicación exacta del equipo de atención de emergencias. Leer las instrucciones de la etiqueta antes de usar el producto. Rotular los recipientes adecuadamente y proteger de daño físico. Manipular lejos de toda fuente de ignición y calor y de sustancias incompatibles. Nunca retornar material contaminado al recipiente original.

Almacenamiento:

Lugares ventilados, frescos y secos. Mantener lejos de fuentes de ignición, calor y de la acción directa de los rayos solares. Separar de materiales incompatibles. Rotular los recipientes adecuadamente y mantenerlos bien cerrados. Limitar la cantidad de producto a almacenar. Permitir el acceso únicamente a personal autorizado. Inspeccionar periódicamente las áreas de almacenamiento para detectar fugas o daños en los contenedores.

CONTROLES DE EXPOSICIÓN Y PROTECCIÓN PERSONAL

Ventilación local y general, para asegurar que la concentración no exceda los límites de exposición ocupacional o se mantenga lo más baja posible. Considerar la posibilidad de encerrar el proceso. Garantizar el control de las condiciones del proceso. Suministrar aire de reemplazo continuamente para suplir el aire removido. Disponer de duchas y estaciones lavajos en el área de trabajo.

Protección Personal

Protección de ojos y rostro:

Usar gafas de seguridad apropiadas para productos químicos con protección en la órbita externa de los ojos. Disponer de duchas y estaciones lavajos en el área de trabajo.

Protección de la piel:

Usar ropa protectora apropiada (impermeable), botas de inclusión, guantes, y bata de laboratorio para prevenir el contacto con la piel.

Protección respiratoria:

Usar un respirador con cartucho para vapores orgánicos combinados con filtros de polvo y niebla. Cuando las concentraciones sean demasiado altas, usar cualquier sistema con suministro de aire o equipo respirador auto contenido. Advertencia: Los respiradores con purificadores de aire no protegen a los trabajadores en atmósferas deficientes de oxígeno.

Casos de emergencia:

Usar ropa de protección total y equipo de respiración autónomo (SCBA).

ESTABILIDAD Y REACTIVIDAD

Estabilidad química:

Estable bajo condiciones normales de uso y almacenamiento. Material altamente higroscópico.

Condiciones a evitar:

Calor, llamas, fuentes de ignición y materiales incompatibles.

Incompatibilidad con otros materiales:

Ácido sulfúrico, isocianatos, ácido perclórico, agentes oxidantes fuertes.

Productos de descomposición peligrosos:

Monóxido de carbono, dióxido de carbono.

9.2 Seguridad laboral

Para la realización del análisis de seguridad laboral de la planta se tuvo en cuenta la Ley Nacional Nº 19587- “Ley de Higiene y Seguridad en el Trabajo”- y su decreto reglamentario 911/1996.

La higiene y seguridad en el trabajo comprenderá las normas técnicas y medidas sanitarias, precautorias, de tutela o de cualquier otra índole que tengan por objeto:

- Proteger la vida, preservar y mantener la integridad psicofísica de los trabajadores;
- Prevenir, reducir, o aislar los riesgos de los distintos centros o puestos de trabajo;
- Estimular y desarrollar una actitud positiva respecto de la prevención de los accidentes o enfermedades que pueden derivarse de la actitud laboral.

Las reglamentaciones de las condiciones de higiene de los ambientes de trabajo deberán considerar primordialmente:

- Características de diseño de plantas industriales, establecimientos, locales, centros y puestos de trabajo, maquinarias, equipos y procedimientos seguidos en el trabajo;
- Factores físicos: cubaje, ventilación, temperatura, carga térmica, presión, humedad, iluminación, ruidos, vibraciones y radiaciones ionizantes.
- Contaminación ambiental: agentes físicos y/o químicos y biológicos;
- Efluentes industriales.

Todo empleador debe adoptar y poner en práctica las medidas adecuadas de higiene y seguridad para proteger la vida y la integridad de los trabajadores, especialmente en lo relativo:

- A la construcción, adaptación, instalación y equipamiento de los edificios y lugares de trabajo en condiciones ambientales y sanitarias adecuadas;
- A la colocación y mantenimiento de resguardos y protectores de maquinarias y de todo género de instalaciones con los dispositivos de higiene y seguridad que la mejor técnica aconseje;
- Al suministro y mantenimiento de los equipos de protección personal;
- A las operaciones y procesos de trabajo.

A fin de realizar los cálculos correspondientes se diagramaron tres salas techadas en las cuales se emplazarán los equipamientos que deberán estar al resguardo de la intemperie. En la primera sala se encuentran los pasteurizadores y la trituradora, de ahora en adelante se la denominará SALA I. En la segunda sala se encuentra el sistema de compresión comprendido por los seis compresores requeridos en el proceso, se la denominará SALA II. Por último, se encuentra una sala donde se instalará la caldera, SALA III.

Para diagramar las salas se tuvo en cuenta una distancia entre los equipos de 1,5m, necesarios para la circulación del personal y evitar accidentes. La distancia entre los equipos y las paredes de las salas se fijaron en 2 metros.

A continuación se exhibe un esquema de las salas y la distribución de los equipos:

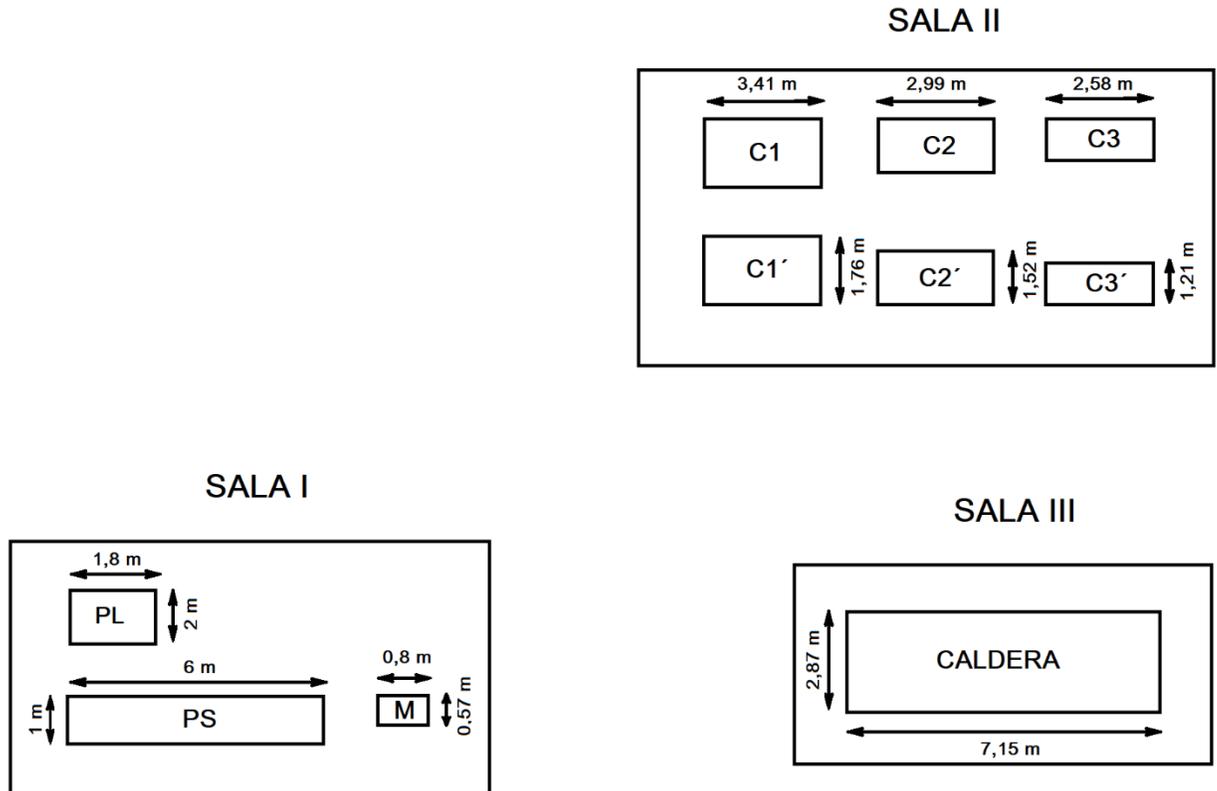


Figura 9.1- Esquema de las salas de proceso.

Donde:

PL: Pasteurizador de líquidos;

PS: Pasteurizador de sólidos;

M: Trituradora;

C1, C1', C2, C2', C3, C3': Compresores (Ci y Ci' guardan las mismas dimensiones)

9.2.1 Disposiciones generales

Características constructivas de los establecimientos

Todo establecimiento dispondrá de servicios sanitarios adecuados e independientes para cada sexo, en cantidad proporcionada al número de personas que trabaje en él.

Los locales sanitarios dispondrán de:

- Lavabos y duchas con agua caliente y fría;
- Retretes individuales que dispondrán de una puerta que asegure el cierre del baño o en menos de los $\frac{3}{4}$ de su altura (2,10m);
- Mingitorios.

Por otra parte, en todo predio donde se trabaje existirá el siguiente servicio mínimo sanitario:

- Un retrete construido de mampostería, techado, con solado impermeable, paramentos revestidos con material resistente, con superficie lisa e impermeable, dotado de inodoro tipo a la turca;
- Un lavabo;
- Una ducha con desagüe, dotada de sistema de agua caliente y fría.

En todo establecimiento, cada unidad funcional independiente tendrá los servicios sanitarios proporcionados al número de personas que trabajen en cada turno, según el siguiente detalle:

- Cuando el total de trabajadores no exceda de 5, habrá un inodoro, un lavabo y una ducha con agua caliente y fría;
- Cuando el total exceda de 5 y hasta 10, habrá por cada sexo: 1 inodoro, un lavabo y una ducha con agua caliente y fría.

Los establecimientos que ocupen hasta 10 obreros deberán disponer de apartados destinados a cumplir la función de vestuarios para cada sexo. Todo vestuario debe hallarse equipado con armarios individuales para cada uno de los obreros del establecimiento. En aquellos lugares donde se realice procesos o se manipulen sustancias tóxicas, irritantes o agresivas en cualquiera de sus formas, los armarios individuales serán dobles, uno destinado a la ropa de calle y otro a la de trabajo.

Cuando la empresa destine un local para comedor, deberá ubicarse lo más aisladamente posible del resto del establecimiento, preferiblemente en un edificio independiente.

Provisión de agua potable

Todo establecimiento deberá contar con provisión y reserva de agua para uso humano. Se debe eliminar toda posible fuente de contaminación y polución de las aguas que se utilicen y se mantendrán los niveles de calidad de acuerdo a lo establecido en el artículo 58⁵⁰.

Se deberán realizar análisis bajo los aspectos bacteriológicos, físicos y químicos al inicio de las actividades del establecimiento y posteriormente un análisis bacteriológico semestral y uno físico químico anual.

Si el agua para uso industrial no es apta para el consumo humano, se adoptarán las medidas preventivas necesarias para evitar su utilización por los trabajadores y las fuentes deberán tener carteles que lo expresen claramente.

La provisión de agua apta para consumo humano deberá asegurar en forma permanente una reserva mínima diaria de 50 litros por persona y jornada.

9.2.2 Ventilación

En todos los establecimientos, la ventilación contribuirá a mantener condiciones ambientales que no perjudiquen la salud del trabajador. Se deberá ventilar preferentemente en forma natural y la ventilación mínima de los locales se determina en función del número de operarios en la sala y de la actividad que éstos desarrollen. Para ello, la ley dispensa una tabla donde dictamina la ventilación mínima requerida en función del número de ocupantes:

Dado que las tareas que se desarrollen en las salas serán de control y supervisión se considera que la actividad en las mismas es de carácter sedentario.

Tabla 9.2- Ventilación mínima requerida para actividad sedentaria.

Cantidad de personas	Cubaje del local en m ³ por persona	Caudal de aire necesario en m ³ por hora por persona
1	3	43
1	6	29
1	9	21
1	12	15
1	15	12

⁵⁰<http://servicios.infoleg.gob.ar/infolegInternet/anexos/30000-34999/32030/dto351-1979-anexo1.htm>

Tabla 9.3- Cubaje de las salas de proceso.

Sala	Dimensiones [m]	Volumen[m3]	Ocupantes	Cubaje [m3/persona]
I	12,5x8,5x4	425	3	142
II	16x7,5x4	480	2	240
III	11,5x8x4	368	1	368

Dado que el cubaje para las 3 salas resulta muy alto, se considera que la ventilación natural es suficiente y no se requiere ventilación mecánica.

Es importante aclarar que tanto en la Sala II y Sala III, es decir, la sala de compresión como la sala donde se encuentra la caldera, pueden darse situaciones con alta carga térmica. En estos casos particulares, la ventilación cumple el papel extra de contribuir a mantener de forma permanente las condiciones ambientales y sobre todo la concentración adecuada de oxígeno dentro del establecimiento.

9.2.3 Ruido

El ruido es uno de los contaminantes laborales más comunes. Gran cantidad de trabajadores se ven expuestos diariamente a niveles sonoros potencialmente peligrosos para su audición, además de sufrir otros efectos perjudiciales en su salud. En muchos casos es técnicamente viable controlar el exceso de ruido aplicando técnicas de ingeniería acústica sobre las fuentes que lo generan.

Entre los efectos que sufren las personas expuestas al ruido:

- Pérdida de capacidad auditiva.
- Acúfenos.
- Interferencia en la comunicación.
- Malestar, estrés, nerviosismo.
- Trastornos del aparato digestivo.
- Efectos cardiovasculares.
- Disminución del rendimiento laboral.
- Incremento de accidentes.
- Cambios en el comportamiento social.

Los trabajadores de la planta pueden estar expuestos a una dosis de ruido alta. Con dosis de ruido se hace referencia a la cantidad de energía sonora que un trabajador puede recibir durante la jornada laboral y que está determinada no sólo por el nivel sonoro continuo equivalente del

ruido al que está expuesto sino también por la duración de dicha exposición. Es por ello que el potencial de daño a la audición de un ruido depende tanto de su nivel como de su duración.

Tabla 9.4- Límites admisibles de nivel de presión acústica.

Duración por día		Nivel de presión acústica dBA*
Horas	24	80
	16	82
	8	85
	4	88
	2	91
	1	94
Minutos	30	97
	15	100
	7,50 Δ	103
	3,75 Δ	106
	1,88 Δ	109
	0,94 Δ	112
Segundos Δ	28,12	115
	14,06	118
	7,03	121
	3,52	124

A su vez, se debe tener la precaución de no exponerse a ruido continuo, intermitente o de impacto por encima de un nivel pico C ponderado de 140 dB.

Cuando el nivel sonoro continuo equivalente supere en el ámbito de trabajo la dosis de 80 dB(A), se procede a reducirlo adoptando las correcciones que se enuncian a continuación en orden decreciente de prioridad:

1. Procedimientos de ingeniería, ya sea en la fuente, en las vías de transmisión o en el recinto receptor.
2. Protección auditiva al trabajador.
3. De no ser suficientes las correcciones indicadas precedentemente, se procederá a la reducción de los tiempos de exposición.

La sala de compresión (Sala II) resulta ser la sala más ruidosa, debido a la presencia del sistema de compresión. Los compresores involucrados fueron nombrados en trabajos anteriores (ver Capítulo 7). A partir de los catálogos de dichos compresores, se extraen los datos de los dB(A) correspondientes.

Grafeno 250 A (2 compresores): 75 dB(A) cada uno

Grafeno 100 A (2 compresores): 72 dB(A) cada uno

Grafeno 75 B (2 compresores): 70 dB(A) cada uno

Recordando que la suma de dB(A) es una suma logarítmica, se procede a calcular el nivel sonoro en la Sala de compresión (Sala II):

$$L_{total} = 10 \log \sum 10^{\frac{L_i}{10}} = 80,6 \text{ dB(A)}$$

Donde L_i corresponde a nivel sonoro de cada equipo aislado del entorno.

A partir de los datos de valores límite para el ruido, se considera que los operarios que trabajan en la sala de compresión pueden estar expuestos al nivel sonoro generado por los compresores a lo largo de toda su jornada laboral, es decir 8 horas. En el caso de hacer horas extras se observa que la duración permitida de una exposición a un nivel sonoro de 82 dB(A) es de 16 horas/día, por lo cual se desprende que los compresores no generan problemas sonoros para los empleados incluso realizando trabajo extra.

Para las Salas I y III no se disponen de datos para el cálculo del nivel sonoro. Los equipos involucrados, es decir los pasteurizadores y la caldera, son equipos moderadamente silenciosos por lo que no se requeriría protección auditiva. Sin embargo, las trituradoras suelen ser equipos ruidosos, por lo que deberá medirse el nivel sonoro con un sonómetro con la planta en funcionamiento para determinar si es necesario tomar medidas.

9.2.4 Iluminación

La iluminación en los lugares de trabajo deberá cumplimentar lo siguiente:

- La composición espectral de la luz deberá ser adecuada a la tarea a realizar de modo que permita observar o reproducir los colores en la medida que sea necesario;
- El efecto estroboscópico será evitado;
- La iluminación será adecuada a la tarea a efectuar, teniendo en cuenta el mínimo tamaño a percibir, la reflexión de los elementos, el contraste y el movimiento;
- Las fuentes de iluminación no deberán producir deslumbramiento, directo o reflejado, para lo que se distribuirán y se orientarán convenientemente las luminarias y superficies reflectantes del local;
- La uniformidad de iluminación así como las sombras y contrastes serán adecuados a la tarea que se realice.

La intensidad mínima de iluminación, medida sobre el plano de trabajo, ya sea este horizontal, vertical u oblicuo, se encuentra establecida en la Tabla 9.5, de acuerdo con la dificultad de la tarea visual.

Tabla 9.5 - Intensidad media de Iluminación para diversas clases de tarea visual (Basada en la Norma IRAM-AADL J 20-06)

Clases de tarea visual	Iluminación sobre plano de trabajo (lux)	Ejemplos de tareas visuales
Visión ocasional solamente	100	Para permitir movimientos seguros por ej. En lugares de poco tránsito: Sala de calderas, depósito de materiales voluminosos y otros.
Tareas intermitentes ordinarias y fáciles, con contrastes fuertes.	100 a 300	Trabajos simples, intermitentes y mecánicos inspección general y contado de partes de stock, colocación de maquinaria pesada.
Tarea moderadamente críticas y prolongadas, con detalles medianos.	300 a 750	Trabajos medianos, mecánicos y manuales, inspección y montaje; trabajos comunes de oficina, tales como: lectura, escritura y archivo.
Tareas severas y prolongadas y de poco contraste.	750 a 1500	Trabajos finos, mecánicos y manuales, montajes e inspección; pintura extrafina, sopleteado, costura de ropa oscura.
Tareas muy severas y prolongadas, con detalles minuciosos o muy poco contraste.	1500 a 3000	Montaje e inspección de mecanismos delicados, fabricación de herramientas y matrices; inspección con calibrador, trabajo de molienda fina.
	3000	Trabajo fino de relojería y reparación.
Tareas excepcionales, difíciles o importantes	5000 a 10.000	Casos especiales, como por ejemplo: iluminación del campo operatorio en una sala de cirugía.

Dado que la Sala I y II se realizarán trabajos simples, intermitentes y de inspección general se diseñará un arreglo de luminarias tales que aseguren una iluminación media sobre el plano de trabajo de entre 100 y 300 Lux. Como éste es un criterio general, se asegurará que la iluminación sea adecuada, por lo que la iluminación media se considerará que deberá ser de 300 Lux.

Se debe tener en cuenta que la Sala II, por contener al sistema de compresión de biogás, posee riesgo potencial de explosión. Si hay escapes de suficiente sustancia inflamable, mezclado con el oxígeno del aire solo hace falta una fuente de ignición (por ejemplo una chispa eléctrica) para provocar una explosión, por lo cual la iluminación es clave en este entorno.

Para la inspección de la caldera de la Sala III se requiere visión ocasional, por lo que bastará con una iluminación media sobre el plano de trabajo de 100 lux.

A su vez, en cada sala particular debe asegurarse una uniformidad razonable en la iluminancia. Para lograr esto, se exigirá una relación no menor de 0,5 entre sus valores mínimo y medio.

$$E_{\text{mínima}} \geq \frac{E_{\text{media}}}{2}$$

E = Exigencia

Luego, se obtienen los siguientes valores de $E_{\text{mínima}}$:

$$E_{\text{min1}} = 150 \text{ Lux}$$

$$E_{\min 2} = 150 \text{ Lux}$$

$$E_{\min 3} = 50 \text{ Lux}$$

La iluminancia media se determinará efectuando la media aritmética de la iluminación general considerada en todo el local, y la iluminancia mínima será el menor valor de iluminancia en las superficies de trabajo o en un plano horizontal a 0,8 m del suelo.

Finalmente, como no se realizarán actividades que requieran una iluminación localizada, no se requiere la instalación de la misma en ninguna de las 3 salas de trabajo.

9.2.5 Riesgo eléctrico

El riesgo eléctrico se puede definir como la posibilidad de circulación de corriente eléctrica a través del cuerpo.

Riesgos más comunes: Tipos de contactos

Los choques eléctricos pueden ocurrir de dos formas que a los efectos preventivos se pueden clasificar en contactos directos e indirectos.

- Contacto directo: La persona entra en contacto con una parte activa de la instalación.
- Contacto indirecto: La persona entra en contacto con algún elemento que no forma parte del circuito eléctrico y que en condiciones normales no deberá tener tensión.

Técnicas de protección:

Las técnicas de protección dependerán principalmente del tipo de contacto:

Protección contra contactos directos

- Alejamiento de partes activas.
- Aislamiento o recubrimiento de las partes activas.
- Interposición de obstáculos.

Alejamiento de las partes activas: Consiste en alejar las partes activas de la instalación a una distancia tal de llegar donde las personas habitualmente se encuentran o circulan, que sea imposible un contacto fortuito con las manos, o por la manipulación de objetos conductores, cuando éstos se utilicen habitualmente cerca de la instalación.

Aislamiento o recubrimiento de las partes activas de la instalación: Consiste en recubrir las partes activas por medio de un aislamiento apropiado capaz de conservar sus propiedades con el tiempo, y que limite la corriente de contacto a un valor no superior a 1 mA. La resistencia del cuerpo humano será considerada como 2.500 ohmios.

Interposición de obstáculos: Consiste en la interposición de obstáculos, pantallas, barreras que impidan todo contacto accidental con las partes activas de la instalación. Los obstáculos de protección deben estar fijados de forma segura y resistir a los esfuerzos mecánicos usuales que pueden presentarse en su función.

Protección contra contactos indirectos

Los sistemas de protección se agrupan en dos clases: A y B. Los sistemas de protección de clase A, reducen el riesgo por sí mismos impidiendo el contacto entre masas y elementos conductores y haciendo que los contactos no sean peligrosos. Los sistemas de clase B, se consideran como sistemas activos y desconectan o cortan la alimentación cuando se detectan condiciones peligrosas. Estos tipos de sistemas se basan en la puesta a tierra directa o la puesta a neutro de las masas de los receptores, asociando un dispositivo de corte automático que asegura la desconexión de la instalación en un tiempo lo más rápido posible.

Sistemas de protección contra contactos eléctricos indirectos: Clase A

- Separación de circuitos.
- Empleo de pequeñas tensiones de seguridad.
- Separación entre partes activas y masas accesibles por medio de aislamiento de protección.
- Inaccesibilidad de elementos conductores y masas.
- Recubrimiento de las masas con aislamiento de protección.
- Conexiones equipotenciales.

Sistemas de protección contra contactos eléctricos indirectos: Clase B

- Puesta a tierra de las masas y dispositivos de corte por intensidad de defecto.
- Puesta a tierra de las masas y dispositivos de corte por tensión de defecto.
- Puesta a tierra a neutro de las masas y dispositivos de corte por intensidad de defecto.

9.3 Área Clasificada

En las siguientes líneas, se definirán las zonas de riesgo según ciertos criterios y una nomenclatura que reconoce cuatro zonas, de acuerdo a la peligrosidad existente. Las normativas norteamericanas NEC/NEMA o europeas EEX permiten utilizar equipos energizados en zonas con riesgo de explosión.

Existen otras soluciones que permiten disminuir el peligro mediante conceptos constructivos, utilización de accesorios de seguridad (para tubería), e instrucciones de operación y de control durante el funcionamiento de la Planta.

Explosivo y tóxico, es importante conocer los peligros del biogás para así establecer zonas de riesgos, definiendo reglas y protecciones necesarias, como también los equipos adecuados, a fin de realizar el diseño seguro de una planta de producción de biogás.

9.3.1 Peligros asociados al biogás

El mayor riesgo del biogás es principalmente su inflamabilidad y explosividad al combinarse con el oxígeno contenido en el aire. La mezcla es peligrosa con una concentración de metano entre 5 y 15%. El biogás está compuesto de CO₂ con efecto asfixiante (si O₂ < 18%), y H₂S tóxico (mortal si >50 mg/m³). Estos dos gases son más pesados que el aire lo que implica un riesgo de acumulación en zonas bajas de recintos cerrados (cámaras, pozos, etc.). El peligro de asfixia o toxicidad del biogás puede resolverse mediante ventilación natural, detectores de gas y procedimientos para entrar en lugares de riesgo (detector portátil, equipo autónomo de respiración, etc.). Trataremos solamente los peligros relativos a la inflamabilidad del biogás.

9.3.2 Definición y ubicación de las zonas de peligro

Las normas Norteamericanas y europeas al respecto han identificado 4 zonas. Estas zonas son identificadas según la frecuencia de fuga del biogás.

- Una Zona 0 puede ser el interior de un digestor, gasómetro, incluyendo además toda la tubería de biogás con sus componentes.

- Una Zona 1 corresponde a un lugar donde en funcionamiento normal hay presencia de gas, la cual se determina en un radio de 3 metros alrededor del punto emisor, de un alivio de gas, un drenaje o una válvula.
- Una Zona 2 se observa con una frecuencia de ocurrencia menor, o también se extiende a tres metros más allá de una Zona 1, excepto condiciones particulares.
- Zona libre de peligro es aquella que no entra en las categorías mencionadas anteriormente.



Figura 9.2- Clasificación de zonas de riesgo

Luego, se considerará en la planta productora de biogás como **Zona 0** al digestor y el conjunto de tuberías por las que circula el biogás, y como **Zona 1** a la sala donde se encuentran los compresores.

9.3.3 Análisis y protecciones para las zonas de riesgo

No sólo se debe considerar un punto de vista estático del sistema, sino también fenómenos dinámicos que implican desplazamiento de gas (recordar que el H₂S es más pesado que el aire, y el metano más liviano) con riesgo de acumulación o explosión de una mezcla combustible dentro de un tubo, al igual que el desplazamiento de una llama hasta un punto lejano considerado inicialmente como fuera de zona de riesgo.

Existen soluciones constructivas que permiten reducir el peligro en una zona con riesgo de explosión, lo que se llama técnicamente BAJAR LA CLASIFICACIÓN de una zona de riesgo. A su vez, adoptando algunas medidas, es posible eliminar el peligro de explosión, lo que se llama DESCLASIFICAR UNA ZONA, en otras palabras construir una zona sin riesgo.

Zona 1

Para la sala de compresión, identificada como **zona 1**, elegir un correcto sentido de la ventilación puede ser la solución más simple. A partir de ésta propuesta, una zona clasificada como nivel 1 puede disminuir a nivel 2 ventilando de arriba hacia abajo para que los posibles gases que pueden escapar sean impulsados hacia el piso y evacuados mediante extractores.

Zona 0

Para las tuberías de circulación de biogás así como el digestor, es decir la **zona 0**, se propone emplear elementos de seguridad que permiten confinar la propagación de una llama o deflagración. Estos elementos pueden ser pasivos o activos. A diferencia de un elemento pasivo que puede solamente confinar una llama, un elemento activo al mismo tiempo elimina la fuente combustible, cerrando el paso del gas hacia las llamas, o evacuando una deflagración fuera del sistema cerrado.

Como elemento pasivo, el **arrestador de llama** se compone de una malla o un conjunto de láminas metálicas concéntricas, de alta capacidad calorífica actuando como un bloqueador de calor cuando llega una llama, disminuyendo el calor producido por la inflamación e impidiendo la propagación de la combustión. Como elemento activo, en un tramo largo de tubería, una **válvula de alivio** permitirá evacuar la sobrepresión para proteger los equipos si se requiere.

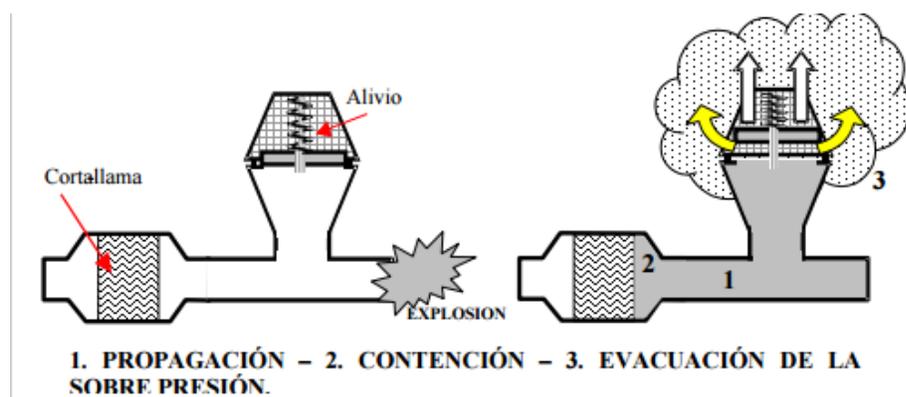


Figura 9.3- Propagación de una llama bloqueada por un accesorio de seguridad

A su vez, hay que considerar la utilización de iluminación a prueba de explosiones, tanto para las **zonas 0 y 1**. Dichas luminarias pueden ser LED, HID, lámpara fluorescente o fuente de luz polar. Las mismas pueden ser utilizadas con seguridad para una variedad de lugares inflamables y explosivos.

Resulta importante aclarar que la protección de operadores e instalaciones dentro de una planta no debe limitarse al uso de equipos adecuados y sofisticados. También debe existir un plan

de operación y control de la Planta que deberá ser aplicado durante la operación normal y los incidentes.

10 ANÁLISIS ECONÓMICO DEL PROYECTO

INTRODUCCIÓN

Una de las fases más importantes antes de comenzar cualquier proyecto, con independencia de cuáles sean sus características, es realizar un estudio de viabilidad, con el propósito de analizar si su puesta en marcha es factible o no. Sin embargo, la eficacia del estudio dependerá de si se han tenido en cuenta todos los factores que intervienen en el proceso y que pueden suponer un grave riesgo para el éxito del mismo. La puesta en marcha de cualquier proyecto debe ir precedida de un análisis exhaustivo de:

- El entorno en el que se asienta la empresa, a fin de conocer su situación;
- El mercado al que se dirige, para conocer sus características concretas;
- Las características técnicas que hacen falta para llevarlo a cabo;
- Los recursos administrativos que hay que tener presente para su puesta en marcha;
- Los requisitos legales que hay que cumplir para que el proyecto se ejecute;
- Los gastos económicos que conlleva poner en funcionamiento el proyecto.

El estudio económico del proyecto es, por tanto, uno de los pasos claves para identificar la viabilidad de un proyecto.

Es importante aclarar que para la realización de esta entrega todos los valores que figuren serán dados en dólares estadounidenses, tomando como valor de referencia con respecto al peso argentino la cotización del dólar venta del día 12/10/2018⁵¹.

10.1 Resumen ejecutivo

Se plantea la instalación de una planta de producción de biogás a partir de desechos de matadero, con dos propuestas posibles para la misma. La primera propuesta consiste en una planta cuyo biogás de salida será endulzado (eliminación de gases ácidos) y deshidratado, cumpliendo los parámetros de inyección a la red de gas natural, el gas será utilizado en un generador para producir energía eléctrica y ser vendida. La inversión requerida para la misma es de 11.954.028,76 USD, el análisis de rentabilidad arroja que la tasa interna de retorno será de 0,22 y el tiempo de repago para este proyecto de 3,41 años. La segunda propuesta consiste en una planta de producción de biogás en la cual el gas de salida no será refinado y se empleará en un generador para producir energía eléctrica, la inversión en este caso será de 12.590.821,10 USD, la tasa interna de retorno es 0,48 y el tiempo de repago del proyecto de 1,72 años.

⁵¹http://www.bcra.gob.ar/PublicacionesEstadisticas/Cotizaciones_por_fecha_2.asp

Ambas plantas son autosustentables y venden como producto secundario un fertilizante denominado biol. En adición a los beneficios económicos que conllevan la realización de cualquiera las plantas se le suman los beneficios medioambientales por la inocuización de los residuos provenientes del matadero.

10.2 Autosustentabilidad de la planta

Resulta crucial señalar que para aprobarse el proyecto de generación de energía, la energía generada debe ser mayor que la consumida por la planta, es decir, debe tener la capacidad de autoabastecerse de energía.

Primero se determina el biogás que deberá emplearse para abastecer a la caldera, y luego se transforma al excedente de biogás en energía eléctrica a partir del uso de un generador, el cual posee una eficiencia de generación energética.

$$Q_{caldera} = 4579 \text{ kW} = F_{biogás} * \Delta H_{combustión}$$

Siendo $\Delta H_{combustión} = 802 \text{ kJ/mol}$ se obtiene:

$$F_{biogás} = 5,71 \text{ mol/s}$$

En CNPT:

$$Q_{biogás \text{ para caldera}} = 460,41 \text{ m}^3/h$$

Considerando una eficiencia de caldera del 80%:

$$Q_{biogás \text{ para caldera}} = 575,5 \text{ m}^3/h$$

Luego, el biogás disponible para introducir al generador eléctrico resulta de:

$$Q_{biogás \text{ para generador}} = 876,5 \text{ m}^3/h$$

Como se mencionó en el capítulo 7, se generan 4,094 kW/m³ de biogas generado) utilizando un generador con eficiencia 0,437, lo que equivale a:

$$Pot_{generada} = 3589 \text{ kW}$$

Considerando luego que la potencia eléctrica requerida en la planta es de 746 kW, se obtiene un excedente.

$$Pot_{excedente} = 2843 \text{ kW}$$

Luego, se desprende del análisis que la planta genera energía suficiente para autoabastecerse y posee un excedente, el cual se comercializará. En las páginas siguientes se plantea la viabilidad

de comercializar el biogás excedente en forma de energía. Para ello se recurre a un análisis de la rentabilidad del proyecto propuesto.

10.3 Inversiones

En todo proyecto existen tres tipos de inversiones, cuya suma proporcionará el total de inversiones necesario para poner en marcha el mismo.

- Inversiones en Activos fijos: Un activo fijo es un bien de una empresa, ya sea tangible o intangible, que no puede convertirse en líquido a corto plazo, que normalmente son necesarios para el funcionamiento de la empresa y no se destinan a la venta. Son ejemplos de activos fijos: bienes inmuebles, maquinaria, material de oficina, etc.
- Inversiones en Capital de trabajo o activos circulantes: aquellos recursos que requiere la empresa para poder operar. En este sentido el capital de trabajo es lo que comúnmente se conoce como activo corriente. (Efectivo, inversiones a corto plazo, cartera e inventarios). La empresa para poder operar requiere de recursos para cubrir necesidades de insumos, materia prima, mano de obra, reposición de activos fijos, etc. Estos recursos deben estar disponibles a corto plazo para cubrir las necesidades de la empresa a tiempo.
- Gastos previos preoperatorios: es la inversión destinada a la realización de estudios, captación de capital, y la realización de diseños y planes, previos a la puesta en marcha.

Es conveniente realizar un calendario de inversiones para llevar un control de las mismas durante la evaluación del proyecto.

En la literatura se encuentra una manera más amplia de expresar la inversión bajo el concepto de CAPEX. El CAPEX, o Capital Expenditures, es el dinero que una empresa gasta en comprar o mejorar sus activos productivos, como edificios, maquinaria o vehículos. A efectos de contabilidad, un gasto se considera CAPEX cuando la inversión realizada mejora la capacidad productiva o aumenta la vida útil de un activo.

10.3.1 Inversión en activos fijos

Como ya se mencionó, la inversión en activos fijos hace referencia a aquellos bienes y derechos duraderos, que han sido obtenidos con el fin de ser explotados por la empresa. Se trata de aquellos bienes inmuebles, materiales, equipamiento, herramientas y utensilios con los que no

se va a comercializar, es decir, que no se van a convertir en líquido al menos durante el primer año.

En cualquier tipo de empresa se pueden diferenciar dos tipos de activos fijos:

Activo fijo tangible

Dentro de esta categoría se incluyen todos aquellos bienes y materiales tangibles, es decir, se pueden tocar. En función de las características del proyecto los activos fijos podrán variar de manera notoria. Según la clasificación establecida por el Plan General Contable, algunos de los bienes tangibles de los que pueden disfrutar las empresas serían los siguientes:

- Terrenos y bienes naturales. Aquellos terrenos y solares que posea la empresa, ya sean urbanos o no;
- Construcciones. Hace referencia a todo tipo de inmuebles en general y que son propiedad de la organización, como edificios, naves, pisos o locales;
- Instalaciones técnicas. Este concepto hace alusión a todos aquellos elementos que, en conjunto, constituyen una unidad de uso especializada necesaria para la actividad de la empresa. Se trata de montajes en cadena y otro tipo de construcciones similares;
- Maquinaria. Dentro de este apartado se incluyen todas aquellas máquinas, vehículos industriales y herramientas necesarias para la actividad cotidiana;
- Mobiliario. Todas las estanterías, mesas, sillas, mostradores y demás muebles que posee la empresa;
- Equipos para procesos informáticos. Compuesto por ordenadores, impresoras, escáner y demás aparatos electrónicos;
- Elementos de transporte. Dentro de esta categoría se encuentran todos los medios de transporte que formen parte de los bienes de la compañía, como coches, camiones, motos, barcos, etc., utilizados para el transporte de personas, mercancías o materiales;
- Otros. Aquellos bienes que no se puedan incluir dentro de ninguna de las categorías anteriores.

Activo fijo intangible

Los activos fijos intangibles hacen referencia a aquellos bienes y derechos que no son físicos o palpables como tal. Se trata de bienes como marcas, permisos, patentes, derechos de traspaso, fondos de comercio o gastos de investigación. Se pueden mencionar algunos típicos:

- Marcas registradas. Una marca registrada es un derecho que puede ser adquirido, vendido o arrendarse;
- Patentes. Es un derecho que te otorga un permiso especial y exclusivo, para vender o fabricar un producto o servicio;
- Derechos de autor;
- Franquicias. Por medio de este derecho, la empresa adquiere permiso para poder hacer uso de la marca y productos de otra empresa durante un tiempo determinado;
- Licencias y permisos. Se trata de autorizaciones a través de las que se concede el uso de bienes diferentes, como el caso de recursos software para la empresa.

10.3.2 Terreno

Se plantea la instalación de la planta de biogás en la ciudad de General Pacheco. La misma se encuentra ubicada al nordeste del Gran Buenos Aires (Argentina) y pertenece al partido de Tigre en la provincia de Buenos Aires. La planta se emplazará en el mismo terreno donde se encuentra el Frigorífico Rioplatense SAICIF. La ubicación fue elegida de tal manera de estar en la inmediatez de la generación del sustrato a tratar para evitar los costos de traslado del mismo. A su vez el frigorífico seleccionado posee la envergadura necesaria para el proyecto y el predio donde se sitúa posee terreno libre disponible para instalar la planta de biogás.



Figura 10.1- Vista superior 1 del predio del Frigorífico Rioplatense SAICIF.



Figura 10.2- Vista superior 2 del predio del Frigorífico Rioplatense SAICIF.



Figura 10.3- Fotografía del predio.

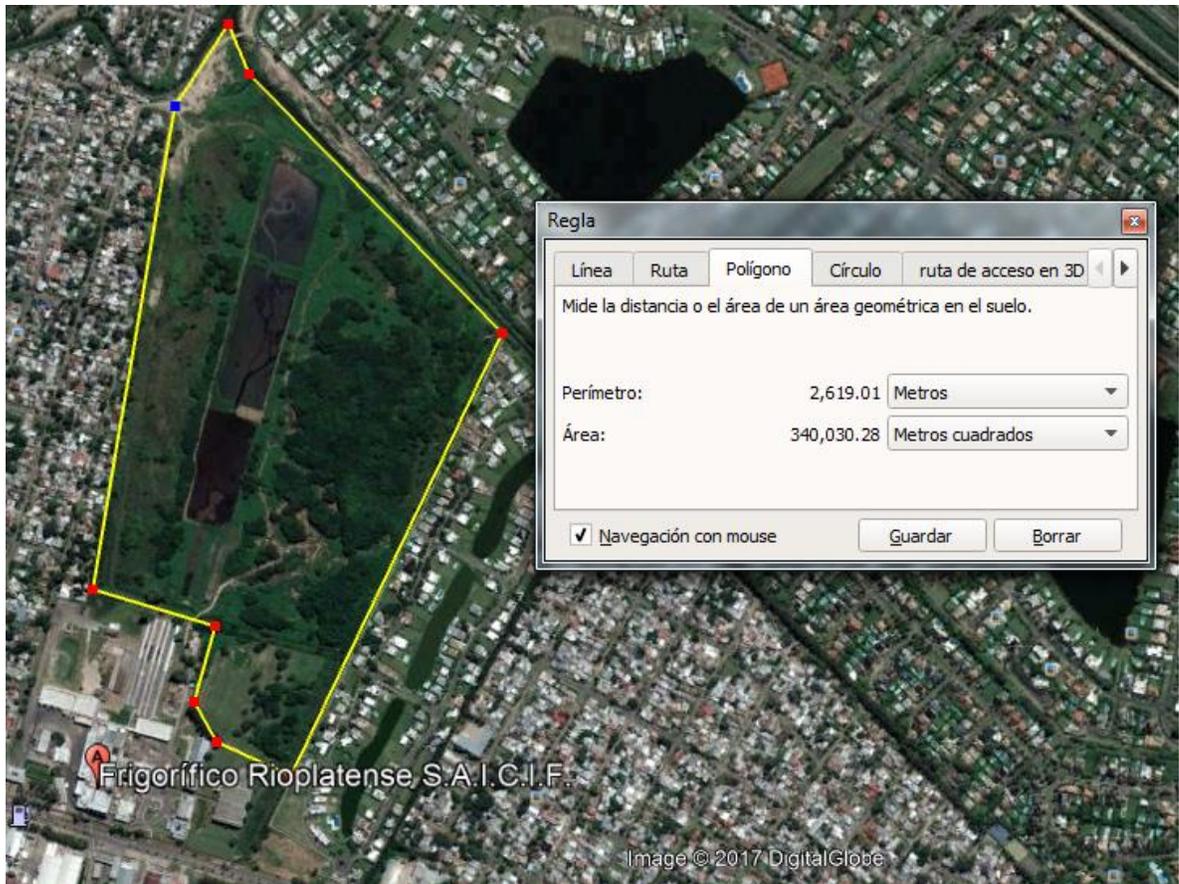


Figura 10.4- Área del predio disponible para la instalación de la planta de biogás.

Para estimar el valor del metro cuadrado de terreno se consultaron páginas web de compra-venta y fue hallado un terreno⁵² de 56.516 m², a poca distancia del matadero con un valor de 6.216.760 USD, por lo que puede hallarse el costo del metro cuadrado en la zona, el cual arroja un valor de 110 USD/m².



Figura 10.5- Inferior izquierdo: terreno a la venta; Superior derecho: terreno propuesto para el proyecto.

Para saber cuántos metros cuadrados se requieren para la instalación de la planta se empleará el método de Gerchet, con el cual se calcularán los espacios físicos que requerirá la planta. Es necesario identificar el número total de maquinarias y equipos, elementos estáticos, y también el número total de operarios y equipo de acarreo elementos móviles. Éste es un método de cálculo que para cada elemento a distribuir supone que su superficie total necesaria se calcula como la suma de tres superficies parciales que contemplan la superficie estática, la superficie de gravitación y la superficie de evolución o movimientos.

- Superficie estática (Ss): Es la superficie correspondiente a los muebles, máquinas e instalaciones.

⁵²https://www.properati.com.ar/193h5_venta_terreno_general-pacheco_adrian-mercado-s-a_g07

- Superficie de gravitación (Sg): Es la superficie utilizada alrededor de los puestos de trabajo por el obrero y por el material acopiado para las operaciones en curso. Ésta superficie se obtiene para cada elemento multiplicando la superficie estática por el número de lados a partir de los cuales el mueble o la máquina deben ser utilizados.

$$Sg = Ss \cdot N$$

- Superficie de evolución (Se): Es la superficie que hay que reservar entre los puestos de trabajo para los desplazamientos del personal y para la manutención.

$$Se = (Ss + Sg) \cdot K$$

Donde K es el Coeficiente constante que puede variar dependiendo de la razón de la empresa, dentro de las categorías disponibles la más semejante corresponde a la industria mecánica y la misma tiene valores de K en un rango entre 2 y 3. Para la realización de los cálculos se tomará un valor de 2,5.

- Superficie total = Sumatoria de todas las superficies.

A continuación se muestra una tabla con el detalle del análisis Grechet.

Tabla 10.1- Estimación de área total requerida para la instalación de la planta.

Equipo	Ss (m ²)	Sg (m ²)	Se (m ²)	Área total (m ²)
Pasteurizador de Sólidos	6,00	24,00	75,00	105,00
Trituradora	0,46	1,82	5,70	7,98
Bomba 1	0,05	0,21	0,67	0,94
Pasteurizador de Líquidos	3,60	14,40	45,00	63,00
Biodigestor	176,71	706,84	2208,87	3092,41
Sedimentador	113,68	454,71	1420,98	1989,37
Compresor 1	6,00	24,01	75,02	105,03
Compresor 1`	6,00	24,01	75,02	105,03
Compresor 2	4,54	18,18	56,81	79,53
Compresor 2`	4,54	18,18	56,81	79,53
Compresor 3	3,12	12,49	39,02	54,63
Compresor 3`	3,12	12,49	39,02	54,63
Torre de absorción con agua	0,60	2,39	7,46	10,45
Torre de desorción	0,84	3,36	10,50	14,71
Torre de absorción con aminas	0,72	2,87	8,98	12,57

Tanque de venteo	0,96	3,83	11,97	16,75
Destilador	0,96	3,83	11,97	16,75
Bomba 2	0,09	0,36	1,13	1,58
Deshidratador	2,15	8,62	26,93	37,70
Torre de regeneración TEG	1,32	5,27	16,45	23,04
Bomba 3	0,11	0,43	1,33	1,86
Intercambiador 1	0,30	1,22	3,81	5,33
Intercambiador 2	1,47	5,88	18,38	25,73
Intercambiador 3	0,30	1,22	3,81	5,33
Intercambiador 4	1,47	5,88	18,38	25,73
Intercambiador 5	4,72	18,90	59,06	82,68
Intercambiador 6	0,91	3,66	11,43	16,00
Intercambiador 7	1,55	6,20	19,37	27,11
Intercambiador 8	0,61	2,44	7,62	10,67
Intercambiador 9	4,72	18,90	59,06	82,68
Intercambiador 10	2,63	10,52	32,86	46,01
Caldera	20,59	82,37	257,40	360,36
Condensador	2,93	11,73	36,67	51,34
Reboiler	5,64	22,56	70,49	98,68
Área total requerida				6710,13

Por lo tanto para la instalación de la planta se requieren como mínimo una superficie de 6.710,13 m², con un valor de 110USD/m² la inversión en el terreno será de 738.114,3 USD.

A pesar de haber calculado el valor del terreno, el mismo no será tenido en cuenta para la inversión fija total ya que se pretende que el mismo matadero sea el propietario e inversor principal del proyecto de la planta de biogás.

10.3.3 Equipos

Para el cálculo de la inversión en los equipos necesarios para la producción de biogás se utilizó una fuente web dispensada por la editorial Mc-Graw Hill⁵³ la cual arroja una aproximación del valor comercial. Es importante aclarar que ésta fuente brinda valores actualizados al año 2002, por lo tanto deberá corregirse con el uso de índices económicos anuales mediante la siguiente expresión:

$$Inversión\ a\ tiempo\ t = Inversión\ a\ tiempo\ base \cdot \frac{índice\ a\ tiempo\ t}{índice\ a\ tiempo\ base}$$

⁵³<http://mhhe.com/engcs/chemical/peters/data/ce.html>

Otra de las fuentes utilizadas fueron páginas de venta online y como en algunos casos la capacidad requerida no coincide con la real se debió ajustar el valor mediante la siguiente expresión:

$$\text{Inversión a capacidad } Q_A = \text{Inversión a capacidad } Q_B \cdot \left(\frac{Q_A}{Q_B}\right)^x$$

Donde “x”, es el factor costo capacidad que depende de las características del equipo.

A continuación se exhibe una tabla con el detalle de la inversión de cada equipo, corregidos por capacidad y tiempo en el caso que sea necesario.

Tabla 10.2- Inversión en equipos.

Equipo	Inversión
Pasteurizador de Sólidos*	62.500,00
Trituradora*	1.875,00
Bomba 1	143,51
Pasteurizador de Líquidos*	21.875,00
Biodigestor	259.517,70
Sedimentador	20.219,98
Compresor 1	45.777,48
Compresor 1`	45.777,48
Compresor 2	25.314,67
Compresor 2`	25.314,67
Compresor 3	17.014,30
Compresor 3`	17.014,30
Torre de absorción con agua	74.930,20
Torre de desorción	35.065,35
Torre de absorción con aminas	111.821,10
Tanque de venteo	40.186,75
Destilador	25.882,50
Bomba 2	400,00
Deshidratador	41.040,80
Torre de regeneración TEG	97.993,90
Bomba 3	256,48
Intercambiador 1	3.179,85
Intercambiador 2	3.361,10
Intercambiador 3	3.179,85
Intercambiador 4	3.361,10

Intercambiador 5	35.964,35
Intercambiador 6	3.130,55
Intercambiador 7	7.402,25
Intercambiador 8	2.982,65
Intercambiador 9	55.204,40
Intercambiador 10	12.777,40
Caldera	159.710,90
Condensador	16.737,35
Reboiler	93.782,61
Motor de agitador	1.798,58
Columna ablandadora	8.571,00
Tanque de almacenamiento	1.000.516,00
Generador	575.628,80
Inversión en equipos sin instalar	2.957.209,93

El tanque de almacenamiento está considerado para guardar el biogás puro de salida, el cual se encuentra a 7 atm y su flujo volumétrico es de 213,2 m³/h. Sin embargo, a presión atmosférica el flujo de biogás puro es de 1452 m³/h, y será en base a este valor que se calculen los costos variables.

*A los equipos que fueron encontrados con valor FOB; (Free on board), que es una cláusula de comercio internacional que se utiliza para operaciones de compraventa en las que el transporte de la mercancía se realiza por barco, El vendedor entrega la mercancía «a bordo del buque» designado por el comprador en el puerto de embarque designado, y por tanto estibado; en ese momento se traspasan los riesgos de pérdida o daño de la mercancía del vendedor al comprador. Se les debe añadir un porcentaje de su costo en base a costos de nacionalización y flete. Dichos costos varían del 20 al 30% del total de los equipos importados, por lo que se los considerará como el 25%.

Por lo tanto el total de la inversión en equipos sin instalar resulta 2.957.209,93 USD.

10.3.4 Instalación de equipos

Ante falta de información, el costo de instalación de los equipos se suele estimar como el 20% del valor de los mismos⁵⁴. Luego el costo de instalación resulta:

$$\text{Costo de instalación} = 0,2 * 2.957.209,93 \text{ USD} = 591.441,99 \text{ USD}$$

Por lo tanto la inversión en equipos instalados en la planta será:

$$I_E = 3.548.651,92 \text{ USD}$$

10.3.5 Método de estimación por factores

- Cañerías, válvulas y accesorios (Tuberías de proceso)

En este concepto se considera un $f=0,2$, puesto que se procesan sólidos y fluidos, se trata de un proceso mixto.

- Electricidad, instrumentación y control

En este ítem se integran los instrumentos de control y medición de distintas variables de proceso como así también los instrumentos de seguridad y protecciones eléctricas. Según el método de estimación por factores, este concepto se estima como $f=0,125$.

- Edificios de fabricación

Se considera una construcción semi-abierta, donde la mayor parte de los equipos se encuentra al aire libre, por lo tanto se estima un factor de $f=0,3$.

- Planta de servicios

Este factor abarca instalaciones de gas, agua, aire y electricidad. La empresa se ubica en una zona industrial donde hay alta disponibilidad de los servicios mencionados, por lo que únicamente es necesario diseñar las nuevas instalaciones y adherirse a los servicios existentes, lo que equivale a un $f=0,25$.

- Conexiones entre unidades

Dado que se requiere conexión a unidades de servicio y a la planta de producción, se considera este factor con $f=0,10$.

A continuación se puede calcular la sumatoria de los factores directos, $\sum f_i = 0,975$.

⁵⁴<http://www.fao.org/docrep/003/V8490S/v8490s05.htm>

Luego la inversión directa resulta:

$$Inversión\ directa = I_E \cdot (1 + 0,975) = 7.008.587,54\ USD$$

- Ingeniería

Este ítem abarca los gastos pertinentes a la realización de planos estructurales de obra, servicios profesionales (dirección de obra y servicios administrativos) y servicios técnicos como documentación para la operación. Dado que el proyecto de ingeniería aplicada es inmediata el factor adopta un valor de $f=0,275$.

- Factores de tamaño

Puesto que la planta instalada será una unidad comercial grande, corresponde $f=0,025$.

- Contingencias

Los gastos de las contingencias correspondientes a variaciones imprevistas corresponden a un valor de factor de $f=0,25$.

A continuación se puede calcular la sumatoria de los factores de inversión indirectos

$$\Sigma f_{ii} = 0,55.$$

Luego la inversión fija será:

$$I_F = inversión\ directa \cdot (1 + 0,55) = 10.863.310,69\ USD$$

10.3.6 Soluciones Absorbentes

Se consideran en esta categoría la cantidad de solución de amina (DGA) y trietilenglicol (TEG) que deberán recircular en el sistema. Al ser un circuito cerrado, se considera una inversión y no un costo.

$$Masa\ de\ TEG\ requerida = 4000\ Kg$$

$$Precio\ de\ compra\ de\ TEG = 1500\ USD/tn$$

Luego, la inversión en TEG resulta de **6.000 USD**. Al tener un caudal másico de TEG de 8 tn/h, y al ser un circuito cerrado, el TEG tarda 30 min en completar el circuito.

$$Masa\ de\ DGA\ requerida = 12.216\ kg$$

$$Precio\ de\ compra\ de\ DGA = 3,1\ USD/kg$$

Luego, la inversión en DGA resulta de **37.870 USD**. Al tener un caudal másico de DGA de 24,432 tn/h, y al ser un circuito cerrado, la DGA tarda 30 min en completar el circuito.

10.3.7 Inversión fija total

Este rubro se calcula como la suma de la inversión fija, el terreno y la inversión en soluciones absorbentes. Si bien se hizo un cálculo del valor del terreno, al ser el proyecto de interés para el matadero SAICIF, se considera que el mismo lo cede para el establecimiento de la planta de biogás.

Luego:

$$I_{FT} = 10.907.180,69 \text{ USD}$$

10.3.8 Capital de trabajo

Los principales rubros que lo integran son:

- Existencias de : materias primas, productos semi-elaborados, repuestos, otros materiales de operación ;
- Caja;
- Créditos a los compradores, cuentas a cobrar;
- Crédito de los proveedores (tener en cuenta que si se considera este rubro, su valor deberá restarse a los anteriores).

En general, considerar al capital de trabajo como el 10% de la inversión fija total, es una estimación aproximada para industrias químicas y alimenticias, pero que puede tenerse en cuenta en ausencia de otros datos.

Luego:

$$I_w = 0,1 \cdot I_{FT} = 1.090.718,07 \text{ USD}$$

10.3.9 Inversión Total

Calculados todos los conceptos anteriores la inversión total resulta:

$$I_T = 11.997.898,76 \text{ USD}$$

10.4 Costos de Operación

Representan los costos de producción para una determinada cantidad de biogás. Se diferencian los costos variables, que dependen del nivel de producción, y los costos fijos, los cuales son independientes de la cantidad producida.

10.4.1 Costos variables

Los costos variables se calculan por m³ de biogás producido. La producción de biogás puro es de 1452 m³/h.

Materias Primas

La principal materia prima en la producción de biogás son los residuos sólidos proveniente del matadero SAICIF, por lo cual son provistos sin costo alguno.

En los procesos de purificación del biogás crudo, se requiere una solución de DGA y TEG, pero las mismas recorren un circuito cerrado por lo que no son consideradas para el cálculo de los costos variables. Si se considerará más adelante un costo anual asociado a la reposición de dichos productos químicos.

Empaque

El producto principal, es decir el biogás, no requiere la necesidad de contar con un envase, puesto que se plantea la producción para la inyección a la red o para ser utilizada como energía mediante la combustión en un generador en el propio matadero.

Se comercializará la materia orgánica digerida a la salida del reactor como producto secundario, el cual cumple la función de fertilizante.

Se propone que la comercialización del fertilizante se dé en bidones de 25 litros, cuyo precio unitario es de 4,59 USD⁵⁵.

⁵⁵https://articulo.mercadolibre.com.ar/MLA-677036046-bidones-25-litros-envases-_JM



Figura 10.6- Ilustración del empaque para fertilizante.

De acuerdo con la información brindada por la simulación de la digestión, la producción de fertilizante será de 0,2088 m³/h. Entonces:

$$\frac{\text{Producción fertilizante}}{\text{Producción biogás}} = 0,00014 \frac{\text{m}^3_{\text{fertilizante}}}{\text{m}^3_{\text{biogás}}}$$

Dado que por cada m³de biogás producido se generan 0,00014m³de fertilizante (0,14 L), el costo en empaques equivale a:

$$0,00014 \frac{\text{m}^3_{\text{fertilizante}}}{\text{m}^3_{\text{biogás}}} \cdot \frac{\text{bidón}}{0,025\text{m}^3_{\text{fertilizante}}} \cdot 4,59 \frac{\text{USD}}{\text{bidón}} = 0,026 \frac{\text{USD}}{\text{m}^3_{\text{biogás}}}$$

Utilidades y servicios

- Gas

En este ítem se considera que el mayor consumo está dado por la caldera de la planta. Este ítem resulta nulo, debido a que la caldera es abastecida con parte del biogás generado en la planta. El biogás destinado para abastecer la caldera es:

$$Q = \lambda_{\text{agua}} w_{\text{vapor}} = 4579 \text{ kW} = w_{\text{gas}} * \Delta H_{\text{combustión}}$$

Siendo $\Delta H_{\text{combustión}} = 802 \text{ kJ/mol}$ se obtiene $w_{\text{gas}} = 5,71 \text{ mol/s}$, equivalentes a 127,89 L/s = 460,41 m³/h.

Considerando una eficiencia de caldera de 0,8⁵⁶, el caudal requerido será de **575,5 m³/h**.

- Electricidad

En el Capítulo correspondiente al Diseño y Selección de Equipos Auxiliares se determinó la potencia requerida.

$$Potencia\ requerida = 745,87\ kW$$

Como se planteó la autosustentabilidad de la planta este concepto será nulo.

- Agua

El consumo de agua requerido para la producción de biogás será obtenido mediante tres fuentes diferentes:

- Filtrado del tratamiento aeróbico del agua de lavados proveniente del matadero;
- Proveniente de pozos de agua realizados para tal fin;
- Extraída del arroyo Las Tunas.

Teniendo en cuenta estas consideraciones, no se asignarán costos a este servicio.

Mantenimiento

Los costos de mantenimiento se estiman considerando el grado de instrumentación del proceso. Como se mencionó anteriormente, el proceso requiere un alto grado de instrumentación y control, por lo que se destinará a tal propósito un 3% de la inversión fija anual, esto es 325.899,30 USD.

Considerando una planta que trabaja los 365 días del año, los costos de mantenimiento por metro cúbico de biogás producido se calcularon como (325.899,30 USD / 12.719.520 m³ de biogás anuales), lo cual arrojó un valor de **0,0256 USD/m³ biogás**.

Mano de obra

Henry Wessel desarrolló un método que establece relaciones exponenciales entre las etapas identificables en el proceso y la producción. La ecuación representa estas relaciones:

⁵⁶<https://es.slideshare.net/ernestopando/eficiencia-en-calderas-y-combustion>

$$\frac{(\text{Horas} - \text{hombre} / \text{día})}{(\text{Capacidad en tn/día})} = W * \frac{\text{número de etapas del proceso}}{(\text{Capacidad en tn/día})^{0,76}}$$

Donde W depende del tipo de proceso. Para el caso de equipos grandes, automatizados, el valor de W es 10 (utilizado en este caso).

La capacidad de producción de biogás es de 6,96 tn/h = 167 tn/día.

Dado que existe una etapa de digestión, dos etapas de absorción, dos etapas de desorción y dos etapas de regeneración de los solventes, las etapas resultantes pueden considerarse 7. Según Wessel serán necesarias entonces 239 horas- hombre / día.

Dado que la jornada laboral estipulada es de ocho horas diarias, se estima entonces que se requerirán en total 30 empleados distribuidos en tres turnos, lo que resulta en 3 turnos con 10 empleados.

El sueldo medio de Operario De Producción en Argentina es 109 \$/h. Al sumarse el sueldo de 30 operarios se tienen costos de 3270 \$/h. Recordando que la producción de biogás es 1452 m³/h, los costos de mano de obra ascienden a **0,129 USD/m³ de biogás producido.**

Supervisión

Comprende los salarios del personal responsable de la supervisión directa de las distintas operaciones. La magnitud de la supervisión del proceso que se implementa en una planta está estrechamente vinculada con la cantidad total de mano de obra, la complejidad de la operación y los niveles de calidad de los productos. El costo de supervisión puede considerarse como el 10% del costo de la mano de obra directa.

Luego, los costos de supervisión ascienden a **0,0129 USD/m³ de biogás producido.**

Suministros

Incluye los materiales usados por la planta industrial excluyendo los ítems que ya fueron considerados en los rubros correspondientes a materia prima, materiales de reparación o embalaje.

Se estima según Happel como el 20% del costo de mano de obra directa, lo cual corresponde a **0,0258 USD/m³ de biogás producido.**

Laboratorio

Incluye el gasto de los ensayos de laboratorio para el control de las operaciones y el control de la calidad de los productos. En nuestro caso, se realizarán controles sencillos por lo que se estiman dichos costos como un 2 % del costo de mano de obra correspondiente a **0,0026 USD/m³ biogás producido.**

En resumen, los costos variables ascienden a 0,2219 USD/m³ de biogás generado.

10.4.2 Costos fijos

Depreciación

$$\text{Costo de depreciación anual} = e \cdot (IF - L)$$

Para el cálculo se supone una vida útil de los equipos e instalaciones de 15 años, la cual corresponde a un valor intermedio para empresas pertenecientes al sector petróleo y gas natural⁵⁷ y su valor residual (L) se considera nulo al final de este período. La depreciación anual es constante, por lo que: $e=1/n$, siendo n la vida útil total de los equipos e instalaciones. Esto implica que el gasto de depreciación anual es **724.220,71 USD.**

Impuestos

Corresponden a impuestos fijos a la propiedad. Este costo se puede estimar como el 1% de la Inversión fija. Por lo tanto, corresponde a **108.633,11 USD.**

Financiación

Se considera que la inversión se realiza con capital propio, por lo que no se tendrán en cuenta costos de intereses por compensación del uso de capital prestado durante una hipotética financiación del proyecto.

⁵⁷http://www.sii.cl/pagina/valores/bienes/tabla_vida_enero.htm

Venta y distribución

Este componente del costo de producción incluye los salarios y gastos generales de oficinas de ventas, los salarios, comisiones y gastos de viaje para empleados del departamento ventas, los gastos de embarque y transporte, los gastos extras asociados con las ventas, los servicios técnicos de venta y la participación en ferias, entre otros.

A partir del caudal de biogás destinado a la generación de energía eléctrica (876,5 m³/h) y considerando, por un lado, que parte de la energía generada por el biogás (745,87 kW) es destinada a satisfacer las necesidades energéticas de la planta, y por otro, que se dispone de un generador con una eficiencia máxima de 43,7%, como se mencionó en el capítulo correspondiente a Selección de Equipos Auxiliares, se obtiene:

$$\text{Potencia generada para comercialización} = 2843 \text{ kW}$$

Considerando que la planta funciona las 24 horas, los 365 días al año se genera 24.904.680 kWh.

El precio de compra de energía generada a partir de biogás estipulado por el plan renovar es 0,18 USD/kWh.

Luego, el ingreso por ventas anuales de biogás en son de **4.482.842 USD/año**.

A su vez, hay ingresos por ventas de biofertilizante como producto secundario. Se estableció el monto del mismo promediando el precio de venta de biofertilizantes comerciales. Luego, cada 5 litros de biofertilizante producido se obtienen 11,48 USD = 2,29 USD/L. De esta forma, los ingresos anuales por venta del producto secundario son de **4.191.340 USD/año**.

El costo de venta y distribución se consideró como un 2.5% de los ingresos por ventas anuales del biol, es decir, **104.783,05 USD**. Esto es así, debido a que el biogás se vende como energía, es decir como un servicio por lo cual no requiere costos asociados a la venta y distribución.

Dirección y administración

Este componente del costo de producción incluye todos los gastos de la administración de la empresa, como por ejemplo los salarios del personal administrativo y los gastos generales tanto de insumos como de servicios.

Puede estimarse como un 10% del costo anual de mano de obra directa, lo que arroja un resultado de **164.081,8 USD**.

Reposición de productos químicos

Se consideran en este rubro los costos asociados a la reposición de productos químicos empleados a lo largo del circuito productivo. Dichos productos químicos son DGA y TEG, los cuales pertenecen a circuitos cerrados, y cuya inversión fue calculada anteriormente. Ante la falta de información para estimar un porcentaje de reposición de productos químicos, se considerará a este costo como el 10% de los costos de inversión en dichos productos. Luego, los costos de reposición de productos químicos ascienden a **4387 USD**.

La suma de los costos fijos anuales ascienden a 1.106.106,12 USD/año.

10.4.3 Estructura de costos

En resumen se exhiben dos gráficos de torta con la estructura de los costos.



Figura 10.7- Estructura de costos.

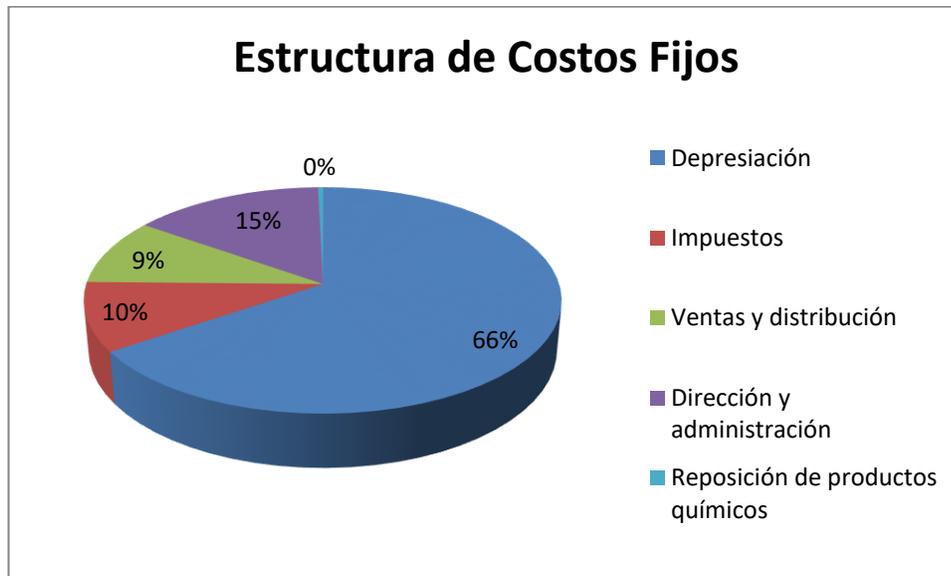


Figura 10.8- Estructura de costos fijos.

Tabla 10.3- Detalle de los costos fijos.

Costos Fijos	
Categoría	USD/año
Depreciación	724.220,71
Impuestos	108.633,11
Ventas y distribución	104.783,50
Dirección y administración	164.081,80
Reposición de productos químicos	4.387,00
Total	1.106.106,12

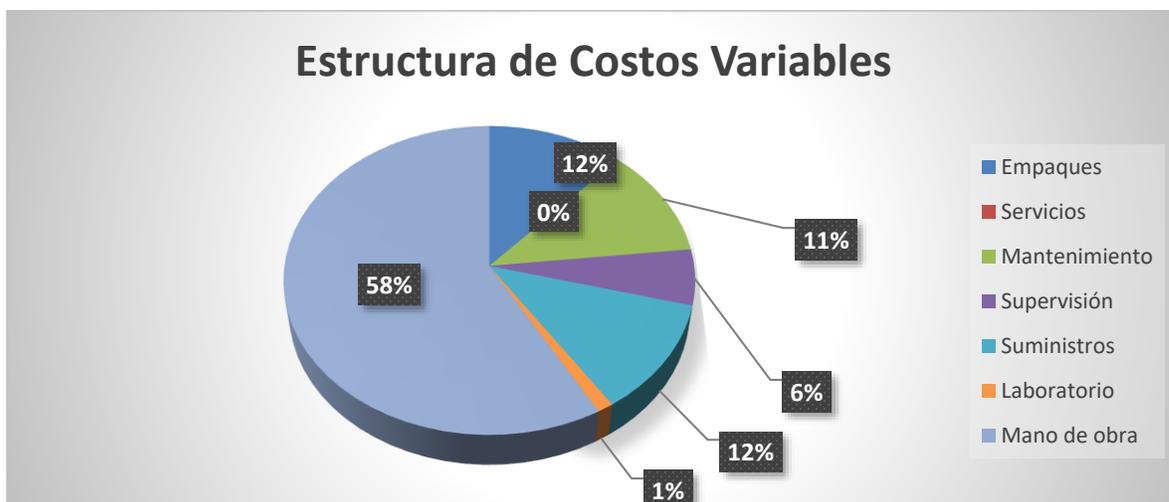


Figura 10.9- Estructura de costos variables.

Tabla 10.4- Detalle de los costos variables.

Costos Variables	
Categoría	USD/m3 biogás
Empaques	0,026
Servicios	0
Mantenimiento	0,0256
Supervisión	0,0129
Suministros	0,0258
Laboratorio	0,0026
Mano de obra	0,129
Total	0,2219

10.5 Rentabilidad

El análisis económico del proyecto de inversión se realiza a través de la evaluación de la rentabilidad del mismo. La rentabilidad hace referencia a los beneficios que se han obtenido o se pueden obtener de una inversión que hemos realizado previamente. Tanto en el ámbito de las inversiones como en el ámbito empresarial es un concepto muy importante porque es un buen indicador del desarrollo de una inversión y de la capacidad de la empresa para remunerar los recursos financieros utilizados.

Para estimar la rentabilidad, debe conocerse el flujo de caja (FC). En finanzas se entiende por flujo de caja a los flujos de entradas y salidas de efectivo, en un período dado. El estudio de los flujos de caja dentro de una empresa puede ser utilizado para determinar:

- Problemas de liquidez: El ser rentable no significa necesariamente poseer liquidez. Una compañía puede tener problemas de efectivo, aun siendo rentable. Por lo tanto, permite anticipar los saldos en dinero.
- Para analizar la viabilidad de proyectos de inversión, los flujos de fondos son la base de cálculo del valor actual neto y de la tasa interna de retorno.
- Para medir la rentabilidad o crecimiento de un negocio cuando se entienda que las normas contables no representan adecuadamente la realidad económica.

A partir de los cálculos de los flujos de caja, puede estimarse la rentabilidad de acuerdo a distintos métodos. En nuestro caso, realizaremos dicha estimación a partir del cálculo del tiempo de repago (nR), la tasa interna de retorno (TIR) y el valor presente (VP).

- El payback o tiempo de repago es un criterio estático de valoración de inversiones que permite seleccionar un determinado proyecto sobre la base de cuánto tiempo se tardará en recuperar la inversión inicial mediante los flujos de caja. Resulta muy útil cuando se quiere realizar una inversión de elevada incertidumbre y de esta forma tenemos una idea del tiempo que tendrá que pasar para recuperar el dinero que se ha invertido. La forma de calcularlo es mediante la suma acumulada de los flujos de caja, hasta que ésta iguale a la inversión inicial.
- La tasa interna de retorno o tasa interna de rentabilidad (TIR) de una inversión es la media geométrica de los rendimientos futuros esperados de dicha inversión, y que implica por cierto el supuesto de una oportunidad para "reinvertir". Diversos autores la conceptualizan como la tasa de descuento con la que el valor actual neto o valor presente neto (VAN o VPN) es igual a cero. La TIR puede utilizarse como indicador de la rentabilidad de un proyecto: a mayor TIR, mayor rentabilidad; así, se utiliza como uno de los criterios para decidir sobre la aceptación o rechazo de un proyecto de inversión. Para ello, la TIR se compara con una tasa mínima o tasa de corte, el coste de oportunidad de la inversión (si la inversión no tiene riesgo, el coste de oportunidad utilizado para comparar la TIR será la tasa de rentabilidad libre de riesgo). Si la tasa de rendimiento del proyecto - expresada por la TIR- supera la tasa de corte, se acepta la inversión; en caso contrario, se rechaza.

$$VPN = 0 = \left[\sum_{j=1}^N \frac{FC_j}{(1 + TIR)^j} \right] - I_T$$

N = vida útil del proyecto,
j = año (variable),
FCj= Flujo de caja anual,
IT = Inversión total

En el último período, el flujo de caja debe contener la inversión en capital de trabajo y el terreno, en caso de haberse adquirido el mismo por un cierto monto.

- El valor actual neto (VAN), es un procedimiento que permite calcular el valor presente de un determinado número de flujos de caja futuros, originados por una inversión. La metodología consiste en descontar al momento actual (es decir, actualizar mediante una tasa) todos los flujos de caja futuros o en determinar la equivalencia en el tiempo 0 de los flujos de efectivo futuros que genera un proyecto y comparar esta equivalencia con el desembolso inicial. Dicha tasa de actualización (k) o de descuento (d) es el resultado del producto entre el coste medio ponderado de capital y la tasa de inflación del periodo. Cuando dicha equivalencia es mayor que el desembolso inicial, entonces, es recomendable que el proyecto sea aceptado. En las transacciones internacionales es necesario aplicar una tasa de inflación particular, tanto, para las entradas (cobros), como, para las de salidas de flujos (pagos).

10.6 Cuadro de Usos y Fuentes

Tabla 10.5- Cuadro de usos y fuentes.

Ejercicio al año	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
a) Fuentes										
Capital Propio	11.954.028,76									
Ventas anuales	6.368.988,43	6.368.988,43	6.368.988,43	7.165.111,98	7.165.111,98	7.165.111,98	7.961.235,53	7.961.235,53	7.961.235,53	7.961.235,53
Total a)	18.323.017,19	6.368.988,43	6.368.988,43	7.165.111,98	7.165.111,98	7.165.111,98	7.961.235,53	7.961.235,53	7.961.235,53	7.961.235,53
b) Usos										
Inversión fija	10.863.310,69									
Capital de trabajo	1.090.718,07									
Costos de producción	3.178.488,80	3.178.488,80	3.178.488,80	3.437.536,64	3.437.536,64	3.437.536,64	3.696.584,47	3.696.584,47	3.696.584,47	3.696.584,47
Total b)	15.132.517,56	3.178.488,80	3.178.488,80	3.437.536,64	3.437.536,64	3.437.536,64	3.696.584,47	3.696.584,47	3.696.584,47	3.696.584,47
a-b	3.190.499,63	3.190.499,63	3.190.499,63	3.727.575,34	3.727.575,34	3.727.575,34	4.264.651,06	4.264.651,06	4.264.651,06	4.264.651,06
Impuestos (35%)	1.116.674,87	1.116.674,87	1.116.674,87	1.304.651,37	1.304.651,37	1.304.651,37	1.492.627,87	1.492.627,87	1.492.627,87	1.492.627,87
Beneficio neto	2.073.824,76	2.073.824,76	2.073.824,76	2.422.923,97	2.422.923,97	2.422.923,97	2.772.023,19	2.772.023,19	2.772.023,19	2.772.023,19
Depreciación	724.220,71	724.220,71	724.220,71	724.220,71	724.220,71	724.220,71	724.220,71	724.220,71	724.220,71	724.220,71
Flujo de caja	2.798.045,47	2.798.045,47	2.798.045,47	3.147.144,68	3.147.144,68	3.147.144,68	3.496.243,90	3.496.243,90	3.496.243,90	3.496.243,90

10.6.1 Tasa Interna de Retorno (TIR)

$$0 = \left[\sum_{j=1}^N \frac{FC_j}{(1 + TIR)^j} \right] - I_T$$

Despejando la TIR, se obtiene un valor de $TIR = 0,22$. Considerando una Tasa de Rentabilidad Mínima Aceptable (TRMA) del 20 %, el proyecto puede ser rentable, siempre y cuando el tiempo de repago sea coherente. Para ello se calcula el mismo posteriormente.

10.6.2 Valor presente (VP)

$$VP = \left[\sum_{j=1}^N \frac{FC_j}{(1 + TRMA)^j} \right] - I_T$$

Donde TRMA es la Tasa de Rentabilidad Mínima Aceptable (Considerada TRMA=0,2)

Entonces, el valor VP = 939859,24 USD. Que dicho valor sea mayor a cero es condición necesaria para que el proyecto sea rentable pero no suficiente; por este motivo se calcula a continuación el tiempo de repago.

10.6.3 Tiempo de Repago (nR)

Se define como el mínimo período de tiempo teóricamente necesario para recuperar la inversión fija depreciable en forma de flujo de caja del proyecto.

$$n_R = \frac{\text{Inversión Fija Depreciable}}{\text{Flujo de Caja Promedio}}$$

$$\text{Flujo de Caja Promedio (FCp)} = \frac{1}{n} \cdot \sum_{j=1}^n FC_j$$

$$n_R = 3,41 \text{ años}$$

Dado que el tiempo de repago es menor a la mitad de la cantidad de años estipulada para la realización del proyecto, se considera que la inversión en el mismo es de bajo riesgo. Se considera un proyecto rentable.

10.7 Cronograma de actividades

A continuación se vuelca un cronograma propuesto de acciones a realizar para los primeros 24 meses de la realización del proceso.

Etapas del proyecto/Meses	2	4	6	8	10	12	14	16	18	20	22	24
Desarrollo del proyecto - Fase inicial (Ing. Básica)	■											
Desarrollo del proyecto - Fase intermedia (Ing. Básica)		■										
Desarrollo del proyecto - Fase final (Ing. De detalle)				■								
Obras civiles					■							
Compra de equipos						■						
Montaje eléctrico							■					
Montaje de equipos								■				
Reclutamiento y selección del personal							■					
Capacitación del personal									■			
Puesta en marcha										■		

Figura 10.10- Cronograma de actividades.

10.8 Propuesta N°2: Venta del biogás sin purificar en forma de energía eléctrica

La propuesta analizada anteriormente y en la cual se basó el trabajo parte de la base de que el biogás de salida del digestor se endulza para cumplir con los requerimientos de pureza para poder ser inyectado a la red. Legalmente esto no resulta posible, por eso se decidió analizar la

rentabilidad a partir de la suposición de que el biogás puro se comercializaba como energía eléctrica.

Ahora se analizará el caso en el que el biogás crudo se transforma directamente en energía eléctrica. Este será un análisis aproximado, cuya finalidad es comparar a grandes rasgos la conveniencia de purificar o no al biogás.

10.8.1 Inversión

Tabla 10.6 – Biogás de salida del digestor

Salida del biodigestor			
Flujo volumétrico [m ³ /h]		4009	
Flujo molar [kmol/h]		155,1	
Fracciones molares		Flujos molares [kmol/h]	
Metano	0,402406	Metano	62,4131706
Dióxido de Carbono	0,40238	Dióxido de Carbono	62,409138
Amoníaco	0,160728	Amoníaco	24,9289128
Ácido sulfhídrico	0,002494	Ácido sulfhídrico	0,3868194
Otros	0,000336	Otros	0,0521136

A partir del biogás de salida del digestor, se obtiene:

$$Q_{\text{metano}} = 1613,22 \text{ m}^3/\text{h}$$

Considerando que con el generador empleado se generan 4,024 kW/m³ de metano:

$$\text{Potencia generada} = 6491,6 \text{ kW}$$

A su vez, la potencia requerida por la planta es menor a la propuesta anterior, debido a que ahora no hay etapas de compresión de biogás asociadas al endulzamiento del mismo ni bombas impulsoras de soluciones absorbentes:

$$\text{Potencia requerida} = 105,54 \text{ kW}$$

Luego:

$$\text{Potencia excedente} = 6386,06 \text{ kW}$$

Análogamente a la primer propuesta, se determinan los ingresos por ventas, los cuales resultan:

$$\text{Ingresos por venta de biogás impuro} = 10.069.539,41 \text{ USD/año}$$

$$\text{Ingresos por venta de biol} = 4.482.842 \text{ USD/año}$$

$$\text{Ingresos totales anuales} = 14.552.381,41 \text{ USD/año}$$

Estos ingresos corresponden a la planta trabajando al 100% de su capacidad productiva, los 365 días del año.

Tabla 10.7 – Inversión en equipos sin instalar

Equipo	Inversión
Pasteurizador de Sólidos	62.500,00
Trituradora	1.875,00
Bomba 1	143,51
Pasteurizador de Líquidos	21.875,00
Biodigestor	259.517,70
Sedimentador	20.219,98
Motor de agitador	1.798,58
Generador	861.310,52
Tanques de almacenamiento	1.886.644,00
Inversión en equipos sin instalar	3.115.884,31

$$\text{Costos de instalación} = 0.2 * 3.115.884,31 = 623.176,86 \text{ USD}$$

$$I_E = 3.739.061,17 \text{ USD}$$

Se observa que la inversión en equipos instalados es mayor al caso anterior. Esto se debe a que la inversión en tanques de almacenamiento, la cual es determinante de la inversión en los equipos, resulta mayor que el material del mismo ahora debe ser capaz de resistir la corrosión debida a las impurezas presentes (recubrimiento interno de vidrio).

Considerando los mismos factores directos e indirectos que para la propuesta inicial, se obtiene:

$$\text{Inversión directa} = I_E \cdot 1,975 = 7.384.645,80 \text{ USD}$$

$$I_F = \text{Inversión directa} * 1,55 = 11.446.201 \text{ USD} = I_{FT}$$

Luego, considerando al capital de trabajo como el 10% de la inversión fija total:

$$I_T = 1,1 \cdot I_{FT} = 12.590.821,10 \text{ USD}$$

10.8.2 Costos

Se realizaron los cálculos análogos a la primera propuesta para estimar los componentes de los costos fijos e variables. Los resultados se resumen en las tablas a continuación:

Tabla 10.8- Costos variables

Costos Variables	
Categoría	USD/m ³ biogás
Empaques	0,00941
Servicios	0
Mantenimiento	0,00977
Supervisión	0,00362
Suministros	0,00725
Laboratorio	0,00072
Mano de obra	0,03625
Total	0,06704

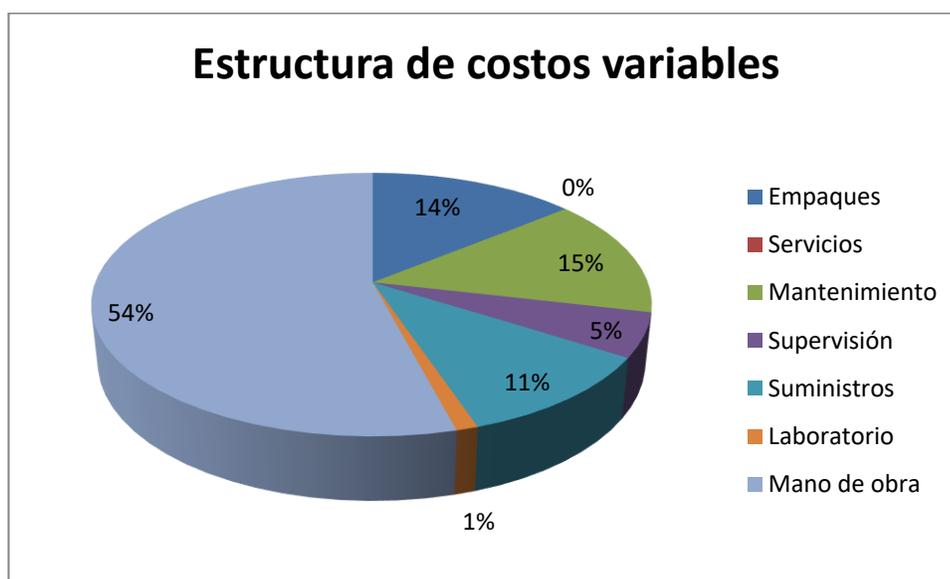


Figura 10.11- Estructura de costos variables

Para el cálculo del costo de mano de obra ahora se posee una sola etapa, debida a la digestión del sustrato. A su vez se modifican las tn/h de biogás generado, debido a que ahora se considera el biogás de salida del digestor, lo que también modifica los costos asociados al rubro mencionado.

Tabla 10.9- Costos fijos

Costos Fijos	
Categoría	USD/año
Depreciación	763.080,07
Impuestos	114.462,01
Ventas y distribución	112.071,05
Dirección y administración	127.312,00
Total	1.116.925,13

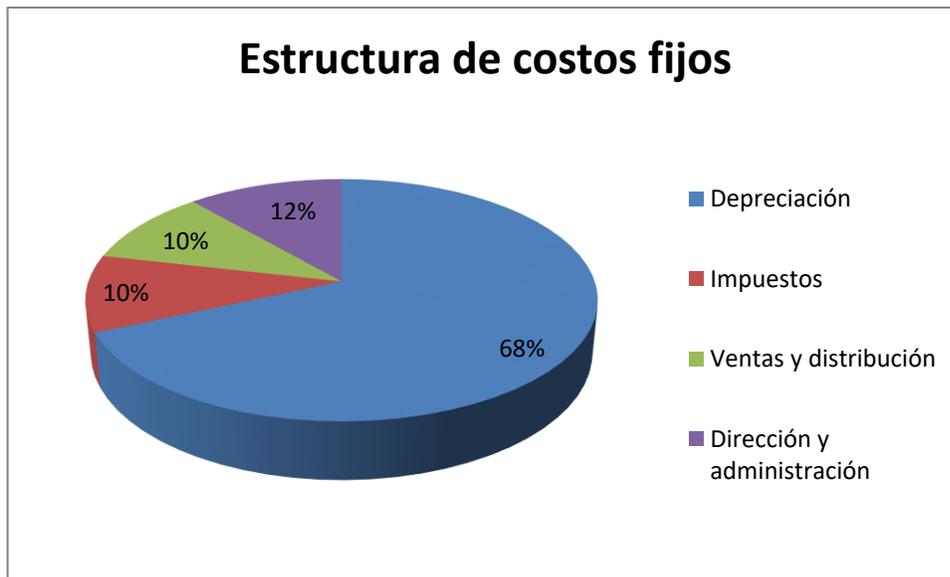


Figura 10.11- Estructura de costos fijos

Los costos anuales se resumen a continuación:

Costos fijos anuales = 1.116.925 USD/año

Costos variables anuales = 2.354.611,95 USD/año

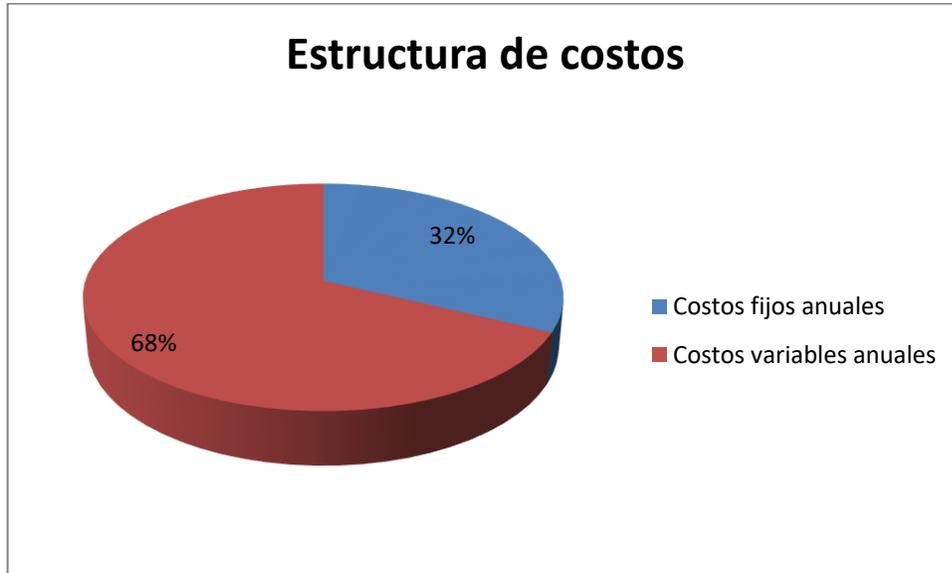


Figura 10.11- Estructura de costos

10.8.3 Rentabilidad

Tabla 10.10- Cuadro de usos y fuentes

Ejercicio al año	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
a) Fuentes										
Capital Propio	12.590.821,10									
Ventas anuales	10.685.036,21	10.685.036,21	10.685.036,21	12.020.665,74	12.020.665,74	12.020.665,74	13.356.295,27	13.356.295,27	13.356.295,27	13.356.295,27
Total a)	23.275.857,31	10.685.036,21	10.685.036,21	12.020.665,74	12.020.665,74	12.020.665,74	13.356.295,27	13.356.295,27	13.356.295,27	13.356.295,27
b) Usos										
Inversión fija	11.446.201,00									
Capital de trabajo	1.144.620,10									
Costos de producción	2.845.610,93	2.845.610,93	2.845.610,93	3.061.696,67	3.061.696,67	3.061.696,67	3.277.782,41	3.277.782,41	3.277.782,41	3.277.782,41
Total b)	15.436.432,03	2.845.610,93	2.845.610,93	3.061.696,67	3.061.696,67	3.061.696,67	3.277.782,41	3.277.782,41	3.277.782,41	3.277.782,41
a-b	7.839.425,28	7.839.425,28	7.839.425,28	8.958.969,07	8.958.969,07	8.958.969,07	10.078.512,85	10.078.512,85	10.078.512,85	10.078.512,85
Impuestos (35%)	2.743.798,85	2.743.798,85	2.743.798,85	3.135.639,17	3.135.639,17	3.135.639,17	3.527.479,50	3.527.479,50	3.527.479,50	3.527.479,50
Beneficio neto	5.095.626,43	5.095.626,43	5.095.626,43	5.823.329,89	5.823.329,89	5.823.329,89	6.551.033,35	6.551.033,35	6.551.033,35	6.551.033,35
Depreciación	763.080,07	763.080,07	763.080,07	763.080,07	763.080,07	763.080,07	763.080,07	763.080,07	763.080,07	763.080,07
Flujo de caja	5.858.706,50	5.858.706,50	5.858.706,50	6.586.409,96	6.586.409,96	6.586.409,96	7.314.113,42	7.314.113,42	7.314.113,42	7.314.113,42

Se procede al cálculo del Valor Presente (VP), la Tasa Interna de Retorno (TIR) y el Tiempo de Repago, de forma análoga a la propuesta inicial.

Valor Presente = 15.281.830 USD

TIR = 0,48

Tiempo de repago = 1,72 años

10.9 Comparación de las propuestas

Se resumen en la siguiente tabla los aspectos más destacados de ambos proyectos:

Tabla 10.11 – Comparación de las propuestas

	Propuesta 1	Propuesta 2
Inversión fija total [USD]	11.954.028,76	12.590.821,10
Ingresos por ventas anuales [USD]	7.961.235,53	13.356.295,27
Costos fijos anuales [USD]	1.106.106,12	1.116.925,13
Costos variables anuales [USD]	2.822.461,49	2.354.611,95
Costo del m3 de biogás producido [USD/m3]	0,31	0,10
TIR	0,22	0,48
Tiempo de repago [años]	3,41	1,72

A simple vista se puede observar que la rentabilidad de la Propuesta 2 es mucho mayor que la correspondiente a la Propuesta 1. Esto se basa principalmente en el incremento de las ventas y de la disminución de los costos variables. Esta disminución se debe a que ahora se requieren menos empleados (debido a la disminución de etapas productivas), menos costos de bombeo y de calefacción/enfriamiento de sustancias absorbentes, disminución de costos de compresión del biogás, entre otros. Las ventas, a su vez, se incrementan debido a que la planta consume menos energía eléctrica, por lo que el excedente de energía para comercializar es mayor.

Todos estos factores se traducen en un aumento de la Tasa Interna de Retorno y un menor Tiempo de Repago.

Es remarcable que si bien la cantidad de equipos requeridos para la propuesta 1 es mayor que la 2, la inversión sea mayor para la última propuesta, y esto se debe a que al operarse con biogás no tratado este mismo es corrosivo y necesita que el generador y el tanque de almacenamiento sea resistente a este ataque, encareciendo sensiblemente los costos de estos equipos.

Por último la implementación de la propuesta 2 puede establecerse en un plazo menor que la propuesta 1, destinando para la realización del proyecto de un año a un año y medio, debido a la menor cantidad de operarios a entrenar y equipos a instalar.

11 CONCLUSIÓN

El objetivo del presente proyecto fue diseñar una planta de producción de biogás a partir de los residuos sólidos que se generan en el Frigorífico Rioplantense SAICIF. Luego del análisis de la actividad generadora de dicho sustrato se pudo definir la escala de producción y la ubicación de la planta. A continuación se estudiaron las reacciones químicas y biológicas, así como también la cinética y termodinámica de las mismas. Por último, se tuvieron en cuenta los aspectos ingenieriles de procesos y operaciones. Esta metodología de trabajo resultó muy satisfactoria para la realización del proyecto, dado que fue un camino guiado y escalonado que llevó lentamente a la culminación del trabajo. Si bien se realizaron muchas aproximaciones e innumerables factores fueron dejados de lado, algunos por desconocimiento y otros debido a que se escapan de las posibilidades de análisis, se trató de ser lo más riguroso posible y se estima que el análisis en general cuenta con una precisión comprendida en un (+/-)30%.

A pesar de la imposibilidad legal de inyectar el biogás refinado a la red de gas natural, resulta interesante el análisis de factibilidad de la realización de la purificación. En un futuro no muy lejano es probable que esta posibilidad encuentre un marco legal. Este tipo de generación de energía resulta particularmente fructífera dado que se inocuizan residuos, se disminuyen las emisiones de gases que producen el efecto invernadero y frente a otras formas de energías renovables se independiza de factores climáticos.

Finalmente, a partir de un análisis económico comparativo entre dos propuestas diferentes, se concluye que ambas resultan económicamente factibles, resultando más rentable la posibilidad de comercializar al biogás crudo de salida del digestor en forma de energía eléctrica por sobre la comercialización de dicha energía generada a partir de un biogás refinado.

12 BIBLIOGRAFÍA Y WEBGRAFÍA

Capítulo 1

- ❖ ANDESAPA. Aguas residuales de mataderos: Plantas procesadoras de carne.
<http://www.bvsde.paho.org/bvsacd/scan2/026785/026785.pdf>
- ❖ Aqualimpia Engineering. Aprovechamiento de desechos y aguas residuales en mataderos para producir energía.
<http://www.aqualimpia.com/PDF/BD-Mataderos.pdf>
- ❖ Ciro Bustillo-Lecompte¹, Mehrab Mehrvar, Edgar Quiñones-Bolaños(2016). Slaughterhouse Wastewater Characterization and Treatment: An Economic and Public Health Necessity of the Meat Processing Industry in Ontario, Canada.
http://file.scirp.org/pdf/GEP_2016051316473547.pdf
- ❖ Dr. Carlos A. Garriz(2012). Rendimientos, peso, composición de res y cortes vacunos en la argentina. efectos del genotipo, edad y peso vivo de faena. ¿producir carne con la raza criolla argentina?
http://www.produccion-animal.com.ar/informacion_tecnica/carne_y_subproductos/144-criollo_Garriz.pdf
- ❖ Estudio de la co-digestión anaeróbica de residuos ganaderos con otros substratos agroindustriales
https://buleria.unileon.es/bitstream/handle/10612/2241/tesis_08feb2.PDF?sequence=1
- ❖ Guerrero e., Jhoniers; Ramirez f., Ignacio(2004). Manejo ambiental de residuos en mataderos de pequeños municipios.
<http://www.redalyc.org/articulo.oa?id=84911640034>
- ❖ Gustavo Topalian y Tomás Lanardonne. el marco regulatorio de los biocombustibles en la república argentina.
<http://www.colabogados.org.ar/larevista/pdfs/id12/marco-regulatorio-biocombustibles.pdf>

- ❖ Gregor D. Zupančič and Viktor Grilc. Anaerobic Treatment and Biogas Production from Organic Waste.

<http://citeseerx.ist.psu.edu/viewdoc/download?doi=10.1.1.668.2704&rep=rep1&type=pdf>

- ❖ <https://studylib.es/doc/8058462/los-vertidos-de-los-mataderos-e-industrias-c%C3%A1rnicas-i>

- ❖ <http://www.altercexa.eu/images/archivos/Eventos/purines/Perspectivas%20del%20biogas%20y%20sus%20limitaciones%20en%20la%20gestion%20de%20purines.%20Josep%20Carpdevila.%20ADAP.pdf>

- ❖ <http://www.energiaestrategica.com/en-argentina-hay-entre-60-y-80-plantas-de-biogas-en-funcionamiento/>

- ❖ IDAE(2007).Biomasa,digestoresanaeróbicos

http://www.idae.es/uploads/documentos/documentos_10737_Biomasa_digestores_07_a996b846.pdf

- ❖ InfoLEG(2006).Régimen de Fomento Nacional para el uso de fuentes renovables de energía destinada a la producción de energía eléctrica. Objeto. Alcance. Ambito de aplicación. Autoridad de aplicación. Políticas. Régimen de inversiones. Beneficiarios. Beneficios. Sanciones. Fondo Fiduciario de Energías Renovables.

<http://servicios.infoleg.gob.ar/infolegInternet/anexos/120000-124999/123565/norma.htm>

- ❖ InfoLEG(2016).Régimen de Regulación y Promoción para la Producción y Uso Sustentables de Biocombustibles. Autoridad de aplicación. Funciones. Comisión Nacional Asesora. Habilitación de plantas productoras. Mezclado de Biocombustibles con Combustibles Fósiles. Sujetos beneficiarios del Régimen Promocional. Infracciones y sanciones.

<http://servicios.infoleg.gob.ar/infolegInternet/anexos/115000-119999/116299/norma.htm>

- ❖ Jorge del Real Olvera and Alberto Lopez-Lopez. Biogas Production from Anaerobic Treatment of Agro-Industrial Wastewater.

<http://cdn.intechopen.com/pdfs-wm/31322.pdf>

- ❖ Martínez Javier, Mallo Marisol, Galisteo Melga, Viñas María. Evaluación de una planta de tratamiento de efluentes de frigorífico y matadero a escala real.

<http://www.bvsde.paho.org/bvsaidis/aresidua/mexico/01148e20.pdf>

- ❖ RenovAr- Plan de Energías Renovables

https://www.minem.gob.ar/servicios/archivos/6548/AS_14695676441.pdf

- ❖ Sistema de información de los recursos del pienso(2000). Utilización del contenido del rumen.

http://www.produccion-animal.com.ar/informacion_tecnica/manejo_del_alimento/17-utilizacion_del_contenido_del_rumen.pdf

- ❖ Sitio Argentino de Producción Animal. El peso vivo, el llenado y el desbaste.

http://www.produccionbovina.com/informacion_tecnica/comercializacion/41-peso_vivo.pdf

- ❖ Unidad de Medio Ambiente Secretaría de Industria, Comercio y PyME (2009). Informe Aspectos Ambientales, Sociales y Económicos Industria Frigorífica.

http://www.maa.gba.gov.ar/2010/SubPED/Ganaderia/archivos/Alimentacion/Informe_Industria_Frigorifica_Impacto_Ambiental.pdf

Capítulo 2

- ❖ Aidan Ware, Niamh Power: “Renewable Energy”. Department of Civil, Structural and Environmental Engineering, Cork Institute of Technology, Cork, Ireland.
- ❖ Budiyo, I N. Widiasa#1, S. Johari y Sunarso: “Study on Slaughterhouse Wastes Potency and Characteristic for Biogas Production”. Department of Chemical Engineering, Faculty of Engineering, Diponegoro University.
- ❖ Ing. A. M. Sc. Jorge A. Hilbert: “Manual para la producción de biogás”. Instituto de Ingeniería Rural- I.N.TA-Castelar.

- ❖ J. Palatsi, M. Viñas, M. Guivernau, B. Fernandez , X. Flotats: “Anaerobic digestion of slaughterhouse waste: Main process limitations and microbial community interactions”. Department of Agrifood Engineering and Biotechnology, Universitat Politècnica de Catalunya.
- ❖ Sonia Castellucci, Luigi Vecchione: “Anaerobic digestion and co-digestion of slaughterhouse wastes”. Journal of Agricultural Engineering.
- ❖ S. Jeyaseelan: “A Simple Mathematical Model for Anaerobic Digestion Process”. University, Nanyang Avenue, Singapur.
- ❖ Witold R. Kopytynski: “Tecnología de digestión anaeróbica de residuos orgánicos sólidos”. Revista sobre Sustentabilidad Económica.

Capítulo 3

- ❖ “Modeling and simulation of the adsorption of biogas hydrogen sulfide on treated sewage–sludge”, F.J. Gutiérrez Ortiz, P.G. Aguilera, P. Ollero, Departamento de Ingeniería Química y Ambiental, Universidad de Sevilla, España.
- ❖ “Adsorción de dióxido de carbono a diferentes presiones sobre carbones activados obtenidos por activación química”, Diana. P. Vargas, L. Giraldo, Juan Carlos Moreno-Piraján, Departamento de Química. Facultad de Ciencias. Universidad Nacional de Colombia.
- ❖ “Kinetics of CO₂ adsorption on cherry stone-based carbons in CO₂/CH₄ separations”, N. Álvarez-Gutiérrez, M.V. Gil , F. Rubiera, C. Pevida, Instituto Nacional del Carbón, Oviedo, España.
- ❖ “Pressure swing adsorption for biogas upgrading. A new process configuration for the separation of biomethane and carbon dioxide”, Rosaria Augelletti, Maria Conti, Maria Cristina Annesini, Department of Chemical Engineering, Materials & Environment, University of Rome, Roma, Italia.
- ❖ “Pilot scale investigations of the removal of carbondioxide from hydrocarbon gas streams using poly (ethyleneoxide) poly(butylene terephthalate) PolyActive™ thin film composite membranes” , Torsten Brinkmann , Céline Naderipour, Jan Pohlmann , Jan Wind , Thorsten Wolff, Erik Esche, David Müller, Günter Wozny, Björn Hötting, Helmholtz-Zentrum Geesthacht, Institute of Polymer Research, Geesthacht, Germany.

- ❖ “Simulación del Proceso de Absorción Química con Soluciones de Aminas para la Purificación Biogás”, Betzabet Morero, Enrique A. Campanella, Universidad Nacional del Litoral-CONICET, Instituto de Desarrollo Tecnológico para la Industria Química (INTEC), Santa Fe-Argentina.
- ❖ “Purification Technologies for Biogas Generated by Anaerobic Digestion”, Q. Zhao, E. Leonhardt, C. MacConnell, C. Frear and S. Chen.
- ❖ “Selección y diseño de una esquema de separación CH₄-CO₂ de una corriente de biogás”, Rainier Maldonado, Bryan Acosta, Jesús Osorio, Departamento de Termodinámica y Fenómenos de Transferencia, Universidad Simón Bolívar, Caracas, Venezuela.
- ❖ “CO₂ Absorption Into Aqueous Amine Blended Solutions Containing Monoethanolamine (MEA), N,N-dimethylethanolamine (DMEA), N,N-diethylethanolamine (DEEA) and 2-amino-2-methyl-1-propanol (AMP) for Post Combustion Capture Processes”, William Conway, Yaser Beyad, Graeme Puxty, CSIRO Energy Technology, Mayfield West, NSW 2304, Australia.
- ❖ “Equilibrium in the H₂O-MEA-CO₂ system: new data and modeling”, Ugochukwu E. Aronua, Shahla Ghondala, Erik T. Hessena, Tore Haug-Warberga, Ardi Hartonoa, Karl A. Hoffb, Hallvard F. Svendsen, Department of Chemical Engineering, Norwegian University of Science and Technology, Norway.

Capítulo 4

- ❖ Manual para la producción de Biogás- Instituto de Ingeniería Rural INTA, Castelar.

Capítulo 5

- ❖ <https://www.textoscientificos.com/polimeros/polietileno/propiedades>
- ❖ <http://allstudies.com/acero-estructural.html>
- ❖ <http://www.espumadepoliuretano.com.ar>
- ❖ <http://www.lavoz.com.ar/casa-diseno/aislacion-con-espuma-de-poliuretano-una-capaprotectora>

- ❖ “Perry's Chemical Engineers' Handbook”- Robert H. Perry.
- ❖ “Transport Phenomena” Robert Byron Bird - Warren E. Stewart.

Capítulo 6

- ❖ “Análisis de sensibilidad por simulación del proceso de deshidratación de una planta de acondicionamiento de gas natural”, Eleonora Erdmann, Liliana Ale Ruiz, Leonel Benítez, Enrique Tarifa.
- ❖ “Deshidratación de gas natural con glicoles”, Prof. Alexis Bouza.
- ❖ “Reglamentacion de las especificaciones de calidad de gas natural”, Ente Nacional Regulador del Gas.
- ❖ “Purificacion biologica de biogás”, Mirella Lucia Marin Marin.
- ❖ “Selección y diseño de un esquema de separación CH_4 - CO_2 de una corriente de biogás”, Rainier Maldonado, Bryan Acosta, Jesús Osorio, Diosángeles Soto y Susana Zeppieri.

Capítulo 7

- ❖ <http://www.vemacero.com/Tablas/A53MP.pdf>
- ❖ <http://electrotuboscym.com/img/pavco/distribuciondegas.pdf>
- ❖ <http://www.industriassaladillo.com.ar/downloads/Fusiogas.pdf>
- ❖ <https://www.quiminet.com/articulos/ventajas-del-ducto-de-poli-etileno-de-alta-densidad-ante-otros-materiales-35488.htm>
- ❖ <http://www.codinametal.com/industrial/cintas-transportadoras/modelos.html>
- ❖ <http://www.maskepack.com/pdf/catalogo%20transportadores%20maskepack%20-%20cintas.pdf>
- ❖ http://ocw.uc3m.es/ingenieria-mecanica/ingenieria-de-transportes/material-de-clase-1/tornillos_sin_fin.pdf
- ❖ <http://www.industriassaladillo.com.ar/downloads/Fusiogas.pdf>

- ❖ <https://www.quiminet.com/articulos/ventajas-del-ducto-de-poli-etileno-de-alta-densidad-ante-otros-materiales-35488.htm>
- ❖ <http://electrotuboscym.com/img/pavco/distribuciondegas.pdf>
- ❖ <http://www.vemacero.com/Tablas/A53MP.pdf>
- ❖ <http://galeon.com/elregante/pvc.html>
- ❖ <http://www.iploma.com/10.htm?sessionid=9195048832827308>
- ❖ <http://www.bdigital.unal.edu.co/10169/5/8316892.2004.Parte5.pdf>
- ❖ <http://www.tigre.com.ar/catalogos-tecnicos>
- ❖ [http://gecousb.com.ve/guias/GECO/Fen%C3%B3menos%20De%20Transporte%20\(TF-1221\)/Material%20Te%C3%B3rico%20\(TF-1221\)/TF-1221%20Velocidades%20Recomendadas%20En%20Tuber%C3%ADas.pdf](http://gecousb.com.ve/guias/GECO/Fen%C3%B3menos%20De%20Transporte%20(TF-1221)/Material%20Te%C3%B3rico%20(TF-1221)/TF-1221%20Velocidades%20Recomendadas%20En%20Tuber%C3%ADas.pdf)

Capítulo 8

- ❖ http://www.scielo.org.ar/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S1853-04002015000100003
- ❖ Intercambiadores de Calor, Cao Eduardo.
- ❖ <http://www.uic-che.org/pinch/>

Capítulo 9

- ❖ http://www.proteccioncivil.es/catalogo/carpeta02/carpeta22/guiatec/Metodos_cualitativos/cuali_215.htm
- ❖ http://www.ecoreciclar.com.ar/_recursos/users/public/2011-10-14_r2550.pdf<https://es.slideshare.net/aanino3/control-automatico-de-bandas-transportadoras>
- ❖ <http://www.preditec.com/mantenimiento-predictivo/analisis-de-motores-electricos/>

- ❖ <https://spanish.alibaba.com/product-detail/automatic-industrial-pasteurization-assembly-line-60686207952.html?spm=a2700.8698675.29.26.291df7a1fy8xzG&s=p>
- ❖ <http://www.fmcti.cl/catalogos/MANUAL%20%20TORNILLOS%20TRANSPORTADORES%20FMC-LINK%20BELT.pdf>
- ❖ <http://www.pattersonpumps.com/pdf/Spanish%20End%20Suction.pdf>
- ❖ http://iq.ua.es/MetAprox/33_seleccin_de_la_presin_de_operacin_y_del_tipo_de_conde nsador.html
- ❖ <http://bibing.us.es/proyectos/abreproy/20374/fichero/Proyecto+completo.pdf>
- ❖ http://www.lindegas.ec/internet.lg.lg.ecu/es/images/HOJA%20DE%20SEGURIDAD%20SU LFURO%20DE%20HIDROGENO343_98247.pdf?v=1.0
- ❖ <http://www.insht.es/InshtWeb/Contenidos/Documentacion/FichasTecnicas/FISQ/Ficheros/101a200/nspn0165.pdf>
- ❖ <http://www.insht.es/InshtWeb/Contenidos/Documentacion/FichasTecnicas/FISQ/Ficheros/201a300/nspn0291.pdf>
- ❖ <http://www.insht.es/InshtWeb/Contenidos/Documentacion/FichasTecnicas/FISQ/Ficheros/0a100/nspn0021.pdf>
- ❖ <https://quimica.unam.mx/wp-content/uploads/2016/12/18amoniaco.pdf>
- ❖ <http://www.nj.gov/health/eoh/rtkweb/documents/fs/0073sp.pdf>
- ❖ <http://www.gtm.net/images/industrial/t/TRIETILEGLICOL.pdf>
- ❖ <http://tanquesycisternas.com/catalogos/Manual%20Instalacion%20Biodigestor.pdf>
- ❖ http://compresorescanarias.com/wp-content/uploads/2014/09/catalogojosval_2014.pdf
- ❖ http://www.srt.gob.ar/images/pdf/Rs85-12_Protocolo_Ruido_Guia_Practica.pdf
- ❖ <http://www.tormin-lighting.com/es/products/iluminaci%C3%B3n-de-los-lugares-peligrosos-676.html>
- ❖ <http://www.bvsde.paho.org/bvsaidis/mexico26/iii-007.pdf>

Capítulo 10

- ❖ <https://www.obs-edu.com/int/blog-project-management/etapas-de-un-proyecto/elementos-claves-en-el-estudio-economico-de-un-proyecto>
- ❖ <https://debitoor.es/glosario/activo-fijo>
- ❖ <https://www.gerencie.com/capital-de-trabajo.html>
- ❖ <https://retos-directivos.eae.es/el-activo-fijo-tipos-y-caracteristicas/>
- ❖ https://cincodias.elpais.com/cincodias/2016/08/08/pyme/1470641270_253913.html
- ❖ http://rotorpump.com/pdf/PRA.pdf_5089.pdf
- ❖ http://rotorpump.com/pdf/CO.pdf_46181.pdf
- ❖ http://rotorpump.com/pdf/CDA.pdf_8391.pdf
- ❖ <http://mhhe.com/engcs/chemical/peters/data/ce.html>
- ❖ https://articulo.mercadolibre.com.ar/MLA-616969126-caldera-vapor-vulcano-nueva-2000-kgsh-envio-gratis--_JM
- ❖ <http://www.clickrenovables.com/blog/como-calculer-la-potencia-las-necesidades-de-combustible-y-el-ahorro-que-obtienes-con-una-instalacion-de-biomasa-caso-practico-y-comparativa/>
- ❖ <https://www.cronista.com/economiapolitica/Nuevas-tarifas-electricas-la-formula-para-calculer-las-proximas-facturas-y-cuatro-ejemplos-20160201-0048.html>
- ❖ <https://neuvoo.com.ar/salario/salario-Operario-De-Produccion>
- ❖ http://www.sii.cl/pagina/valores/bienes/tabla_vida_enero.htm
- ❖ <https://spanish.alibaba.com/product-detail/teg-99-5-min-industrial-grade-triethylene-glycol-60377973515.html?spm=a2700.8699010.29.54.3f87ac0dTcrDc6>
- ❖ <http://www.telam.com.ar/notas/201609/165240-energia-renovables-licitaciones-propuestas-precios-gobierno-nacional.html>

- ❖ <https://spanish.alibaba.com/product-detail/2-2-aminoethoxy-ethanol-cas-929-06-6-diglycolamine-60437214485.html?spm=a2700.8699010.29.29.50e6287cK5AO1n>

13 ANEXO

Propiedades físicas y mecánicas de polietileno

Tabla 1- Propiedades físicas y mecánicas de polietileno.

Peso molecular medio	25.000
Viscosidad intrínseca (en tetranidronaftaleno a 75 °C),dlts/gr	1,0
Punto de Fusión, °C	110
Densidad	
a 20 °C	0,92
a 50 °C	0,90
a 80 °C	0,87
a 110 °C	0,81
Coefficiente de dilatación lineal entre 0 y 40 °C, por °C	0,0002
Aumento de volumen por calentamiento desde 20 a 110 °C,	14
Compresibilidad a 20 °C, por atm.	$5,5 \times 10^{-5}$
Calor específico	
a 20 °C	0,55
a 50 °C	0,70
a 80 °C	0,90
Índice de refracción	1,52
Módulo de Young (0-5% de extensión), Kg/cm²	1.600
Resistencia a la tracción a 20 °C., Kg/cm²	150
Resistencia al choque (barra con muesca de 0,5 plg. en cuadro),Kgm	+2,07
Dureza Brinell (bola de 2 mm de diám., 3 Kg	2
Conductividad térmica, cal/ (seg.) (cm²) (°C/cm)	0,0007
Alargamiento en la ruptura	500

Archivos Mathcad

Cálculos realizados según información obtenida en “A simple mathematical model for anaerobic digestion process”, S. Jeyaseelan.

Lípidos		
Etapa 1	Etapa 2	Unidades
$Y_a := 0.1$	$Y_m := 0.03$	
$k_a := 12$	$k_m := 6$	d^{-1}
$K_{sa} := 850$	$K_{sm} := 850$	mg / L
$k_{da} := 0.0125$	$k_{dm} := 0.037$	d^{-1}

$$a_{sl} := 0.07$$

$$S_0 := c_0 \cdot a_0 \cdot a_{sl} \cdot 10^2 \quad \text{unidades S= mg/L}$$

$$S_0 = 2.11 \times 10^4$$

Proteínas y carbohidratos

$$K_{sap} := 500$$

$$K_{sac} := 450$$

$$Y_{ap} := 0.128$$

$$Y_{ac} := 0.14$$

$$k_{ap} := 90$$

$$k_{ac} := 90$$

$$k_{dap} := 0.014$$

$$k_{dac} := 6.1$$

$$Y_{amax} := Y_{ac}$$

$$a_{sp} := 0.45$$

$$a_{sc} := 0.484$$

$$S_{0p} := c_0 \cdot a_0 \cdot a_{sp} \cdot 10^2$$

$$S_{0c} := c_0 \cdot a_0 \cdot a_{sc} \cdot 10^2$$

Modelo Jeyaseelan:

$$t := 30$$

$$S11 := \frac{Ksa \cdot (1 + t \cdot kda)}{t \cdot (Ya \cdot ka - kda) - 1} \quad S11 = 33.755$$

$$S1p := \frac{Ksap \cdot (1 + t \cdot kdap)}{t \cdot (Yap \cdot kap - kdap) - 1} \quad S1p = 2.063$$

$$S1c := \frac{Ksac \cdot (1 + t \cdot kdac)}{t \cdot (Yac \cdot kac - kdac) - 1} \quad S1c = 426.804$$

$$S1b := \frac{Ksa \cdot (1 + t \cdot kda)}{t \cdot (Ya \cdot ka - kda) - 1} + \frac{Ksap \cdot (1 + t \cdot kdap)}{t \cdot (Yap \cdot kap - kdap) - 1} + \frac{Ksac \cdot (1 + t \cdot kdac)}{t \cdot (Yac \cdot kac - kdac) - 1} \quad S1b = 462.622$$

$$X1b := \frac{Yamax \cdot (S0 - S11)}{(1 + t \cdot kda)} + \frac{Yamax \cdot (S0p - S1p)}{(1 + t \cdot kdap)} + \frac{Yamax \cdot (S0c - S1c)}{(1 + t \cdot kdac)} \quad X1b = 1.563 \times 10^4$$

$$S2 := \frac{Ksm \cdot (1 + t \cdot kdm)}{t \cdot (Ym \cdot km - kdm) - 1} \quad S2 = 545.137$$

$$X2 := \frac{Ya \cdot (S1b - S2)}{(1 + t \cdot kda)}$$

$$E_b := \frac{(c_o \cdot a_o \cdot 100 - S_2 - X_{1b} - X_2) \cdot 100}{c_o \cdot 10000}$$

Porcentaje de sólidos totales digeridos:

$$E_b = 84.416 \quad \%$$

Sólidos totales:

$$SST := 15269.4 \quad \text{kg / día}$$

Sólidos volátiles totales

$$SSV := \frac{SST \cdot a_o}{100} = 1.362 \times 10^4 \quad \text{kg / día}$$

Sólidos digeridos:

$$SSTd := \frac{E_b \cdot SST}{100} = 1.289 \times 10^4 \quad \text{kg / día}$$

Cálculos realizados según la información obtenida en “Biogas from cattle slaughterhouse waste”, Aidan Ware, Niamh Power.

SHWM

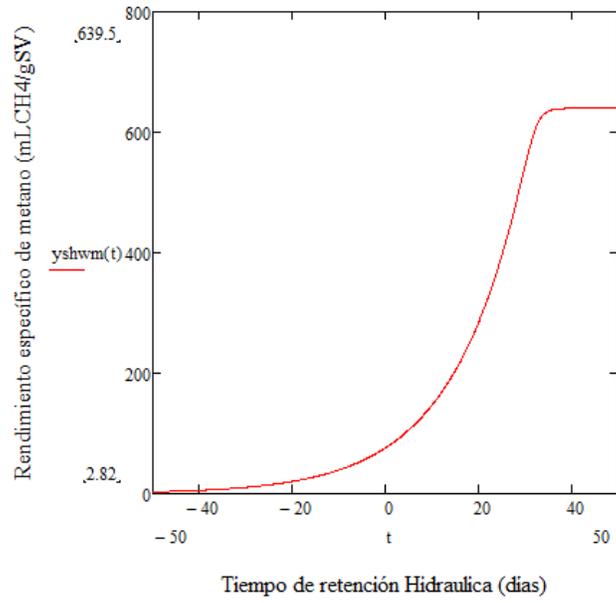
$$A := 639.5$$

$$\lambda := 12.9$$

$$\nu := 13.2$$

$$\mu_m := 32.1$$

$$y_{shwm}(t) := A \cdot \left[1 + \nu \cdot e^{(1+\nu)t} \cdot e^{-\frac{\mu_m}{A} \cdot (1+\nu) \left(1 + \frac{1}{\nu}\right) \cdot (\lambda - t)} \right]^{\frac{-1}{\nu}}$$

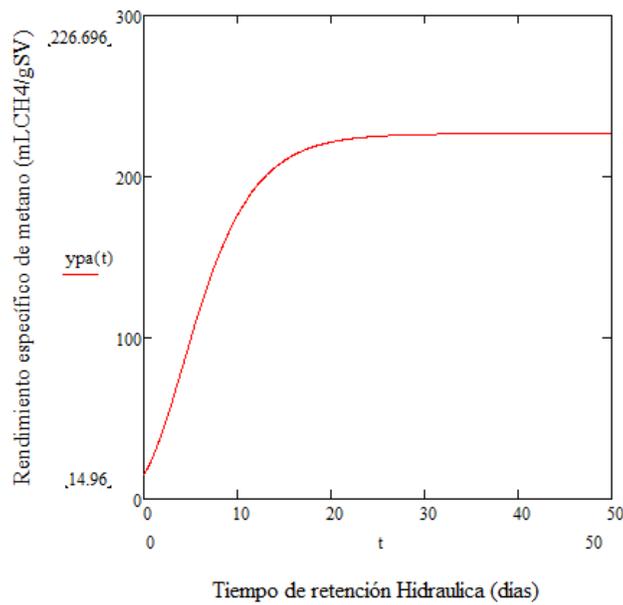


PA

$$A = 226.7 \quad \lambda = 0$$

$$\nu = 0.00001 \quad \mu_m = 19.8$$

$$y_{pa}(t) = A \cdot \left[1 + \nu \cdot e^{\frac{\mu_m}{A} \cdot (1+\nu) \cdot \left(1 + \frac{1}{\nu}\right) \cdot (\lambda - t)} \right]^{\frac{-1}{\nu}}$$



SO

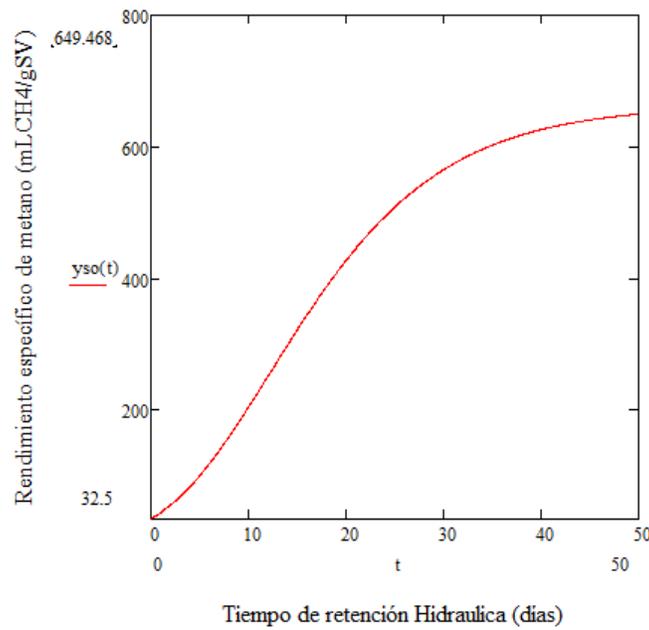
$$\underline{\underline{A}} := 663.2$$

$$\underline{\underline{\lambda}} := 1.5$$

$$\underline{\underline{\nu}} := 0.1$$

$$\underline{\underline{\mu m}} := 23.8$$

$$y_{so}(t) := A \cdot \left[1 + \nu \cdot e^{(1+\nu) \cdot \frac{\mu m}{A} \cdot (1+\nu) \cdot \left(1 + \frac{1}{\nu}\right) \cdot (\lambda - t)} \right]^{\frac{-1}{\nu}}$$



DAF

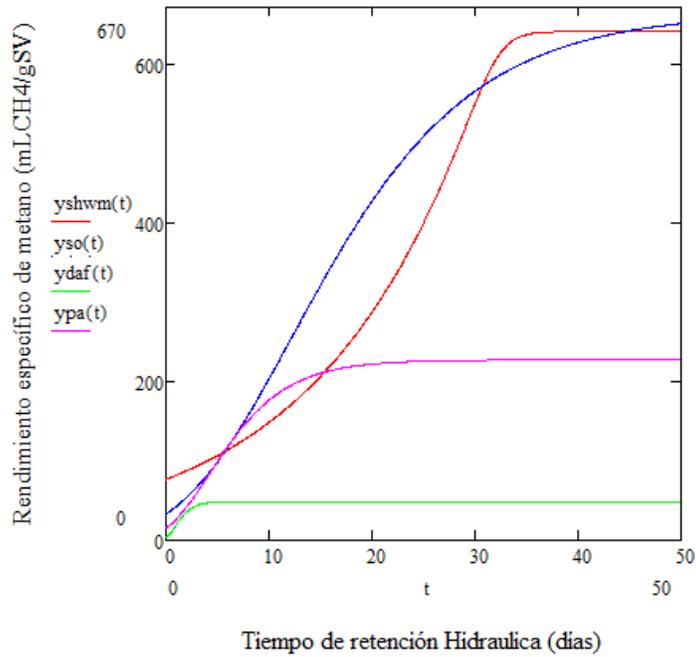
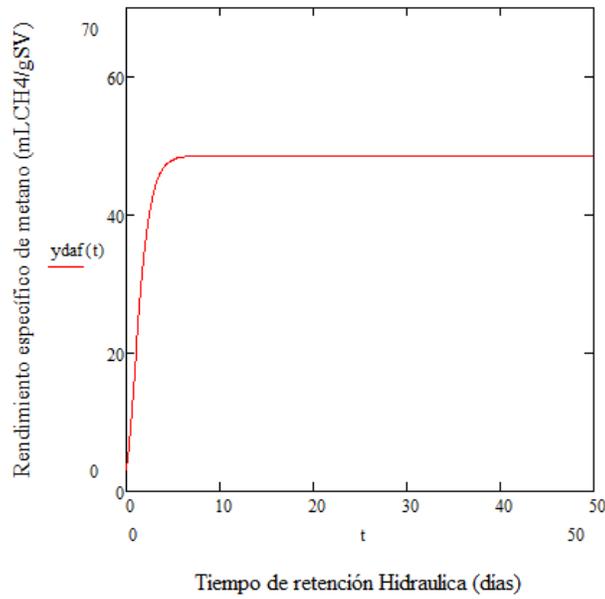
$$\underline{\underline{A}} := 48.6$$

$$\underline{\underline{\lambda}} := 0$$

$$\underline{\underline{\nu}} := 0.00001$$

$$\underline{\underline{\mu m}} := 19.3$$

$$y_{daf}(t) := A \cdot \left[1 + \nu \cdot e^{(1+\nu) \cdot \frac{\mu m}{A} \cdot (1+\nu) \cdot \left(1 + \frac{1}{\nu}\right) \cdot (\lambda - t)} \right]^{\frac{-1}{\nu}}$$



Cálculos realizados (para absorción con aminas) según información obtenida en “Selección y diseño de un esquema de separación ch₄-co₂ de una corriente de biogás”, Rainier Maldonado , Bryan Acosta, Jesús Osorio, Diosángeles Soto y Susana Zeppieri.

Equilibrio Co2 MEA T=298K

P := 400 Kpa

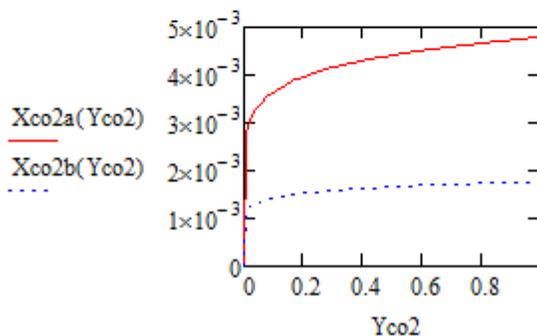
Correlaciones de los datos
experimentales:

Solución acuosa MEA 0,5M (a)

Solución acuosa MEA 2M (b)

$$X_{co2a}(Y_{co2}) := 0.002357 \cdot (P \cdot Y_{co2})^{0.1184}$$

$$X_{co2b}(Y_{co2}) := 0.001010 \cdot (P \cdot Y_{co2})^{0.094}$$

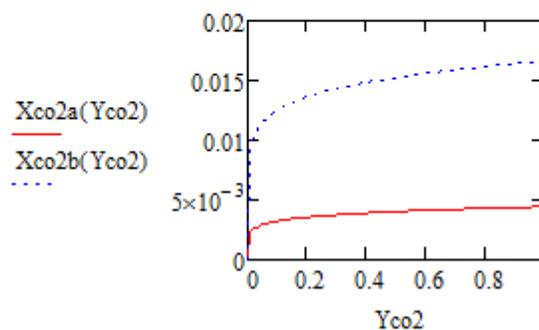


Solución acuosa DEA 0,5M (a)

Solución acuosa DEA 2M (b)

$$X_{co2a}(Y_{co2}) := 0.001927 \cdot (P \cdot Y_{co2})^{0.1393}$$

$$X_{co2b}(Y_{co2}) := 0.007967 \cdot (P \cdot Y_{co2})^{0.1227}$$



Cálculos realizados (para membranas) según información obtenida en “Selección y diseño de un esquema de separación ch4-co2 de una corriente de biogás”, Rainier Maldonado, Bryan Acosta, Jesús Osorio, Diosángeles Soto y Susana Zeppieri.

Membranas con arrastre gaseoso

$$F_{\text{m}} := (124.5) \cdot \frac{1000}{3600} = 34.583 \text{ mol/s} \quad y_{\text{fa}} := 0.4914$$

$$P_{\text{f}} := 700-1000 = 7 \times 10^5 \text{ Pa} \quad P_{\text{ma}} := 9 \cdot 10^{-7} \text{ de la tabla 3}$$

$$B := 0.5 \text{ mol/s} \quad y_{\text{ra}} := 0.03$$

$$P_{\text{p}} := 100-1000 \quad y_{\text{ba}} := 0$$

Semillas $R_{\text{m}} := 3 \quad A_{\text{m}} := 3 \quad P_{\text{g}} := 1 \quad y_{\text{pa}} := 0.9705 \quad N_{\text{a}} := 10$

Given

$$F + B = P_{\text{g}} + R$$

$$F \cdot y_{\text{fa}} + B \cdot y_{\text{ba}} = P_{\text{g}} \cdot y_{\text{pa}} + R \cdot y_{\text{ra}}$$

$$N_{\text{a}} = P_{\text{ma}} \cdot (y_{\text{fa}} \cdot P_{\text{f}} - y_{\text{pa}} \cdot P_{\text{p}})$$

$$P_{\text{g}} = N_{\text{a}} \cdot A + B$$

$$y_{\text{pa}} = \frac{N_{\text{a}}}{N_{\text{a}} + \frac{B}{A}}$$

$$\text{Find}(A, R, P_{\text{g}}, y_{\text{pa}}, N_{\text{a}}) = \begin{pmatrix} 74.021 \\ 18.133 \\ 16.95 \\ 0.971 \\ 0.222 \end{pmatrix}$$

Cálculos realizados para los requerimientos de calor en el digestor con agitación

$$L_{\text{poliur}} := 0.02 \quad L_{\text{poliet}} := 2 \cdot 10^{-4} \quad D := 15$$

$$k_{\text{poliur}} := 0.026 \quad k_{\text{poliet}} := 0.43$$

$$L_{\text{acero}} := 0.019 \quad L_{\text{gas}} := 3.77 \quad A_{\text{techo}} := \pi \cdot \frac{D^2}{4} = 176.715$$

$$k_{\text{acero}} := 43 \quad k_{\text{gas}} := 0.031$$

$$T_{sup} := 310$$

Given

$$\frac{T_o - T_{sup}}{\frac{L_{poliur}}{k_{poliur}} + \frac{L_{acero}}{k_{acero}} + \frac{L_{poliet}}{k_{poliet}} + \frac{L_{gas}}{k_{gas}}} = (T_{sup} - T_{amb}) \cdot h + E \cdot b \cdot (T_{sup}^4 - T_{amb}^4)$$

$$\text{Find}(T_{sup}) = 279.411$$

$$T_{sup} := 279.411$$

$$q_{techo} := \frac{T_o - T_{sup}}{\frac{L_{poliur}}{k_{poliur}} + \frac{L_{acero}}{k_{acero}} + \frac{L_{poliet}}{k_{poliet}} + \frac{L_{gas}}{k_{gas}}} = 0.266$$

$$Q_{techo} := A_{techo} \cdot q_{techo} = 47.057 \quad \text{Watts}$$

$$h_2 := 3.27$$

Calor en las paredes:

$$\frac{T_o - T_{sup}}{\frac{L_{poliur}}{k_{poliur}} + \frac{L_{acero}}{k_{acero}} + \frac{L_{poliet}}{k_{poliet}} + \frac{L_{gas}}{k_{gas}}} = (T_{sup} - T_{amb}) \cdot h_2 + E \cdot b \cdot (T_{sup}^4 - T_{amb}^4)$$

$$\text{Given} \quad T_{pared} := 281$$

$$\frac{T_o - T_{pared}}{\frac{L_{poliur}}{k_{poliur}} + \frac{L_{acero}}{k_{acero}} + \frac{L_{poliet}}{k_{poliet}}} = (T_{pared} - T_{amb}) \cdot h + E \cdot b \cdot (T_{pared}^4 - T_{amb}^4)$$

$$\text{Find}(T_{pared}) = 281.122$$

$$T_{pared} := 281.122$$

$$T_{pared} - 273 = 8.122$$

$$q_{\text{pared}} := \frac{T_o - T_{\text{pared}}}{\frac{L_{\text{poliur}}}{k_{\text{poliur}}} + \frac{L_{\text{acero}}}{k_{\text{acero}}} + \frac{L_{\text{poliet}}}{k_{\text{poliet}}}} = 40.094$$

$$H_{\text{liq}} = 17.992$$

$$A_{\text{pared}} := \pi \cdot D \cdot H_{\text{liq}} = 847.853$$

$$Q_{\text{pared}} := A_{\text{pared}} \cdot q_{\text{pared}} = 3.399 \times 10^4 \text{ Watts}$$

Agitación:

$$P_{\text{othélice}} := 5831.63 \quad \text{W}$$

$$Q_{\text{agitación}} := 10 P_{\text{othélice}} = 5.832 \times 10^4 \quad \text{W}$$

$$Q_{\text{serpentín}} := Q_{\text{techo}} + Q_{\text{pared}} - Q_{\text{agitación}} = -2.428 \times 10^4 \quad \text{W}$$

Dimensionalización del serpentín:

$$t_s := 25 + 273 \quad t_{\text{reactor}} := 39 + 273$$

$$t_e := 20 + 273$$

$$t_{\log} := \frac{(t_s - t_{\text{reactor}}) - (t_e - t_{\text{reactor}})}{\ln\left(\frac{t_s - t_{\text{reactor}}}{t_e - t_{\text{reactor}}}\right)}$$

$$t_{\log} = -16.373$$

$$U := 600$$

$$A_{\text{serpentín}} := \frac{Q_{\text{serpentín}}}{t_{\log} \cdot U} = 2.471$$

Cálculo de los requerimientos de agua:

$$\text{deltat} := 5 \quad \text{K}$$

$$\text{Cpagua} := 4184 \quad \frac{\text{J}}{\text{K} \cdot \text{mol}}$$

$$\text{Wagua} := \frac{\text{Qserpentin}}{\text{Cpagua} \cdot \text{deltat}} \quad \frac{\text{J}}{\text{s}} \cdot \frac{\text{mol} \cdot \text{K}}{\text{J}} \cdot \frac{1}{\text{K}} = \frac{\text{mol}}{\text{s}}$$

$$\text{Wagua} = -1.16 \quad \frac{\text{moles}}{\text{s}} \quad \text{Magua} := 18 \quad \frac{\text{g}}{\text{mol}}$$

$$\text{Caudal} := \frac{\text{Wagua} \cdot \text{Magua}}{1000 \cdot \text{densidadagua}} = -2.089 \times 10^{-5} \quad \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

$$\text{Caudall} := \text{Caudal} \cdot 3600 \cdot 1000 = -75.193$$

Cálculos realizados para los requerimientos de calor en el digestor sin agitación

$$\text{To} := 39 + 273 = 312$$

$$\text{Tamb} := 6.4 + 273 = 279.4$$

$$\text{h} := 18.29$$

$$\text{E} := 1$$

$$\text{b} := 5.67 \cdot 10^{-8}$$

$$\text{Htotal} := 22.49$$

$$\text{Hliq} := \text{Htotal} \cdot 0.8 = 17.992$$

$$\text{Hgas} := \text{Htotal} - \text{Hliq} = 4.498$$

$$\text{Lpoliur} := 0.02$$

$$\text{kpoliur} := 0.026$$

$$\text{Lacero} := 0.019$$

$$\text{kacero} := 43$$

$$\text{Lpoliet} := 2 \cdot 10^{-4}$$

$$\text{kpoliet} := 0.43$$

$$\text{Lgas} := 3.77$$

$$\text{kgas} := 0.031$$

$$\text{D} := 15$$

$$\text{Atecho} := \pi \cdot \frac{\text{D}^2}{4} = 176.715$$

$$\text{Tsup} := 310$$

Given

$$\frac{T_o - T_{sup}}{\frac{L_{poliur}}{k_{poliur}} + \frac{L_{acero}}{k_{acero}} + \frac{L_{poliet}}{k_{poliet}} + \frac{L_{gas}}{k_{gas}}} = (T_{sup} - T_{amb}) \cdot h + E \cdot b \cdot (T_{sup}^4 - T_{amb}^4)$$

$$\text{Find}(T_{sup}) = 279.411$$

$$T_{sup} := 279.411$$

$$q_{techo} := \frac{T_o - T_{sup}}{\frac{L_{poliur}}{k_{poliur}} + \frac{L_{acero}}{k_{acero}} + \frac{L_{poliet}}{k_{poliet}} + \frac{L_{gas}}{k_{gas}}} = 0.266$$

$$Q_{techo} := A_{techo} \cdot q_{techo} = 47.057 \quad \text{Watts}$$

$$h_2 := 3.27$$

Calor en las paredes:

$$\frac{T_o - T_{sup}}{\frac{L_{poliur}}{k_{poliur}} + \frac{L_{acero}}{k_{acero}} + \frac{L_{poliet}}{k_{poliet}} + \frac{L_{gas}}{k_{gas}}} = (T_{sup} - T_{amb}) \cdot h_2 + E \cdot b \cdot (T_{sup}^4 - T_{amb}^4)$$

Given $T_{pared} := 281$

$$\frac{T_o - T_{pared}}{\frac{L_{poliur}}{k_{poliur}} + \frac{L_{acero}}{k_{acero}} + \frac{L_{poliet}}{k_{poliet}}} = (T_{pared} - T_{amb}) \cdot h + E \cdot b \cdot (T_{pared}^4 - T_{amb}^4)$$

Find(T_{pared}) = 281.122

$T_{pared} := 281.122$

$T_{pared} - 273 = 8.122$

$$q_{pared} := \frac{T_o - T_{pared}}{\frac{L_{poliur}}{k_{poliur}} + \frac{L_{acero}}{k_{acero}} + \frac{L_{poliet}}{k_{poliet}}} = 40.094$$

$H_{liq} = 17.992$

$A_{pared} := \pi \cdot D \cdot H_{liq} = 847.853$

$Q_{pared} := A_{pared} \cdot q_{pared} = 3.399 \times 10^4 \text{ Watts}$

$Q_{serpentin} := Q_{techo} + Q_{pared} - 0 = 3.404 \times 10^4 \text{ W}$

Dimensionalización del serpentín:

$t_s := 65 + 273$ $t_{reactor} := 39 + 273$

$t_e := 70 + 273$

$$t_{log} := \frac{(t_s - t_{reactor}) - (t_e - t_{reactor})}{\ln\left(\frac{t_s - t_{reactor}}{t_e - t_{reactor}}\right)}$$

$t_{log} = 28.427$

$U := 600$

$$A_{serpentin} := \frac{Q_{serpentin}}{t_{log} \cdot U} = 1.996$$

Cálculo de los requerimientos de agua:

$$\text{deltat} := 5 \quad \text{K}$$

$$\text{Cpagua} := 4184 \quad \frac{\text{J}}{\text{K} \cdot \text{mol}}$$

$$\text{Wagua} := \frac{Q_{\text{serpentin}}}{\text{Cpagua} \cdot \text{deltat}} \quad \frac{\text{J}}{\text{s}} \cdot \frac{\text{mol} \cdot \text{K}}{\text{J}} \cdot \frac{1}{\text{K}} = \frac{\text{mol}}{\text{s}}$$

$$\text{Wagua} = 1.627 \quad \frac{\text{moles}}{\text{s}} \quad \text{Magua} := 18 \quad \frac{\text{g}}{\text{mol}}$$

$$\text{Caudal} := \frac{\text{Wagua} \cdot \text{Magua}}{1000 \cdot \text{densidadagua}} = 2.929 \times 10^{-5} \quad \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

$$\text{Caudal} := \text{Caudal} \cdot 3600 \cdot 1000 = 105.442 \quad \frac{1}{\text{h}}$$