

TRABAJO FINAL DE INGENIERÍA QUÍMICA

2017

Diseño de una planta de producción de biogás



Carbone, Tamara
Martínez Ostormujof, Lucila
Sangermano, Ornella



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

Capítulo 1: Introducción al biogás	4
Capítulo 2: Sustrato, etapas de reacción, modelo cinético y balances de masa	11
Localización de la planta y volumen a tratar	11
Caracterización del sustrato	12
Estimación de la densidad de la mezcla	13
Estimación de la conductividad de la mezcla	14
Estimación de la viscosidad de la mezcla	15
Estimación de la capacidad calorífica de la mezcla	16
Producción de Biogás: Digestión Anaeróbica	17
Etapas de reacción	18
Factores que regulan el proceso	20
Modelo cinético	21
Modelo de Monod	21
Balances de Masa	29
Caudales y composiciones	29
Balance de masa global	30
Conclusiones	33
Capítulo 3: Biodigestor	34
Posibles equipos	35
Dimensiones del equipo	36
Sistema de agitación	37
Diseño de agitadores	38
Materiales	41
Espesor del tanque	42
Espesor mínimo estructural	42
Pre-reactor	43
Transporte de la materia prima	43
Trituradora	44
Diseño térmico	46
Calor por conducción	47
Calor por convección	48
Tapa del reactor	48
Paredes del reactor	49
Calor intercambiado con el serpentín	50
Calor por radiación	50
Calor por agitación	51
Intercambio de calor lodo-gas	51
Calor que absorbe la mezcla	51
Sistema de control	53

Conclusiones	57
Capítulo 4: Equilibrios y purificación	59
Impurezas en el biogás	59
Métodos de purificación	60
Eliminación del dióxido de carbono	62
Absorción	62
Adsorción sobre una superficie sólida	63
Separación por membranas	63
Eliminación de agua	64
Adsorción	64
Absorción	64
Análisis termodinámico del equilibrio	64
Equilibrios líquido-vapor	65
Equilibrios de absorción	71
Cálculos iniciales requeridos	76
Simulación de absorciones químicas	77
Membranas	92
Estado de las corrientes	96
Conclusiones	97
Capítulo 5: Equipos auxiliares, accesorios y calor de combustión	98
Cañerías y Accesorios	99
Recubrimiento de cañerías	99
Diseño de cañerías	100
Bombas	103
Potencia de bombeo	103
Válvulas	105
Compresores	106
Tipos de compresores	107
Potencia de compresores	107
Equipos de Transferencia de Calor	108
Intercambiadores	108
Análisis del punto Pinch	108
Diseño de intercambiadores	115
Torre de Enfriamiento	121
Caldera	124
Estimación del calor de combustión. Comparación con la potencia consumida	127
Conclusiones	129
Capítulo 6 (libre): Seguridad, Higiene y Saneamiento ambiental	130
Distribución de los diferentes sectores de la planta	132
Ruido	132
Medidas	136
Rotación de operarios	136
Vías de propagación	136

Riesgo mecánico	140
Colores de seguridad (IRAM 10005) y señales de seguridad	140
Seguridad en máquinas	144
Resguardos o dispositivos de seguridad en las máquinas de la planta	144
Elementos de protección personal	147
Aparatos sometidos a presión	148
Carga térmica	149
Riesgo químico	154
Sustancias peligrosas involucradas en el proceso	154
Conceptos a tener en cuenta	155
Prioridad de evaluación de contaminantes	156
Tren de muestreo	157
Tiempo de muestreo	160
Medidas	161
Corrección del ambiente de trabajo	161
Incendio	163
Conceptos a tener en cuenta	163
Cálculo de resistencia de muros	164
Extintores manuales	169
Medios de escape	171
Tratamiento de efluentes y contaminación ambiental	172
Tratamiento de olores	172
Tratamiento de efluentes	173
Desinfección de efluentes	175
Evaluación de impacto ambiental	175
Categorización de industrias	175
Conclusiones	176
Capítulo 7: Análisis económico	177
Recursos requeridos	177
Costos de inversión	177
Cálculo de la inversión	179
Elección del producto de venta	184
Costos de producción	185
Diagrama de usos y fuentes	191
Conclusiones	192
Conclusiones generales	193

Capítulo 1: Introducción al biogás

Desde hace algunos años las energías renovables (solar, eólica, biomasa, etc.) están ganando protagonismo a nivel mundial. Esto se debe a que el petróleo es un recurso no renovable y que, al utilizarlo, se liberan grandes cantidades de dióxido de carbono a la atmósfera, uno de los gases causantes del efecto invernadero y por ende, del calentamiento global. En Argentina, la matriz energética está compuesta mayormente por fuentes no renovables de energía (gas, petróleo, energía nuclear y carbón); sin embargo, las energías renovables poco a poco están ganando terreno. Además de tratarse de una forma de generación de energía mucho más amigable con el ambiente, son una forma de sustituir el uso de combustibles fósiles.

La Argentina ha sido siempre un país con posibilidades inigualables de desarrollo económico y social, gracias a las riquezas de sus recursos naturales e intelectuales. Debido al crecimiento acelerado de la producción industrial de los últimos años, la demanda energética del país aumentó a una velocidad tal que las inversiones realizadas no alcanzan para suplirla. El estado, ha experimentado un elevado desarrollo en cuanto a la producción de biodiesel y bioetanol, pero no así en materia de biogás. Sin embargo, éste es un biocombustible muy implementado en otras economías latinoamericanas, de la Unión Europea y también es implementado en China e India, donde por medio de tanques (biodigestores) construidos para producir metano, se ha solucionado (por lo menos en partes) la necesidad de combustible para fines domésticos en áreas rurales.

El biogás se instaló en Europa para agregar valor a los cultivos energéticos, los efluentes agropecuarios, los residuos sólidos urbanos y los residuos orgánicos industriales (por ejemplo, los utilizados para rellenos sanitarios). La viabilidad económica de su implementación depende de las particularidades de cada país, de elementos tales como el potencial explotable de los recursos renovables, su localización geográfica y las características de los mercados energéticos en los cuales competirán. En Argentina, la generación y distribución de energía no es uniforme a lo largo de todo el territorio nacional, existiendo lugares o regiones con necesidades

energéticas aún no cubiertas, donde se podría estar aprovechando esta posibilidad de generación energética a partir de biomasa.¹

Esto generaría no sólo un beneficio ambiental en el territorio, si no también brindaría la posibilidad de desarrollo de la región al disponer de energía en origen.

El país, ya cuenta con algunas plantas de biogás que tratan sus residuos recuperando energía, como por ejemplo los lodos cloacales, los efluentes en la industria cervecera, frigoríficos, empresas lácteas, empresas productoras de gelatinas, granjas porcinas y ciertos tambos como feedlot².

La instalación de una planta de biogás, transformaría a los productores agropecuarios en generadores de energía a escala industrial y en productores de sus propios biofertilizantes, en forma paralela a su actividad habitual. Como diferencia con otras fuentes de energía renovables a gran escala, el proceso del reactor y la producción de gas es continua, por lo que la generación eléctrica en las plantas de biogás es constante.

Ventajas y beneficios de instalar plantas de biogás:

- Posible generación directa de energía térmica y eléctrica en origen, a través de un motor a explosión o turbina a gas acoplado a un electro-generador.
- Por ser la producción de biogás constante, la energía generada podría aportarse a la red eléctrica como energía de base haciéndola más confiable.
- La energía térmica remanente puede ser aprovechada, por ejemplo: En procesos industriales como calefacción, secado o incluso para producir frío en cámaras de refrigeración, aumentando así la eficiencia del proceso.
- Posibilidad de una autarquía o independencia de red eléctrica y/o de gas natural.
- Posible separación del gas metano del biogás, el cual puede ser aportado a una red de gas natural o ser utilizado como combustible.
- Producción de un excelente bio-fertilizante para uso agrícola, para mejorar suelos y cultivos, y con ello, el rendimiento de la tierra productiva.
- Gestión más racional de los residuos y/o uso de recursos naturales disponibles.³

El biogás es un gas combustible cuya composición depende primordialmente

¹ Tobares, Lorena (Octubre, 2012), 'La importancia y el futuro del biogás en la Argentina', Buenos Aires: Petrotecnia, http://www.petrotecnia.com.ar/1_2013/Petrotecnia/PdfsSinPublic/LaImportancia.pdf

² "Feedlot": El feedlot o engorde a corral surge ante la necesidad de intensificar la producción, y consiste en encerrar los animales en corrales donde reciben el alimento en comederos.

³ Gubinelli, Guido. (20 de abril del 2015). 'Argentina y su inmenso potencial para montar plantas de biogás'. Rosario: Energía estratégica, <http://www.energiaestrategica.com/argentina-y-su-inmenso-potencial-para-montar-plantas-de-biogas/>

de dos factores: Los materiales empleados en la digestión y la tecnología utilizada para el proceso. Teniendo eso en cuenta, el biogás puede contener entre 40-70% de metano, 30-60% de dióxido de carbono y menos de 5% de trazas de otros gases (considerados impurezas).

Tabla 1-1: Composición de biogás.⁴

Componente	Fórmula	Porcentaje
Metano	CH ₄	40-70
Dióxido de Carbono	CO ₂	30-60
Hidrógeno	H ₂	0,1
Nitrógeno	N ₂	0,5
Monóxido de Carbono	CO	0,1
Oxígeno	O ₂	0,1
Sulfuro de Hidrógeno	H ₂ S	0,1

El biogás puede ser utilizado con varios fines. Las cuatro aplicaciones más comunes son:

- Aplicación directa como fuente de calor (cocina, alumbrado).
- Combustión en calderas de vapor convencionales, utilizando el calor para calentar el digestor y para calefacción en general.
- Utilización como combustible en motores de combustión interna, acoplados a generadores de electricidad.
- En electrodomésticos, tales como heladeras.⁵

Si se compara al biogás con otros combustibles, a partir de la producción de una hectárea cultivada para biocombustibles, un vehículo puede recorrer casi 20.000 km con biodiesel, 30.000 km con bioetanol y 70.000 km con biogás; por lo que, además de sus beneficios a nivel ambiental, también se vería modificada la duración del combustible o su utilidad.

En países desarrollados, como Alemania, el 10% del GNC utilizado es bioGNC. A su vez, Argentina cuenta con una flota de más de 1.700.000 vehículos que funcionan con GNC y después de Pakistán, es el segundo país con más de 1.800 estaciones de

⁴ Blanco, D. et al (2011). 'Manual para el diseño, montaje y operación de digestores plásticos de bajo costo. Una alternativa para Cuba'. Estación Experimental Indio Hatuey. Matanzas, Cuba. 38 p: Scielo, http://scielo.sld.cu/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S0864-03942012000200009

⁵ Francisco Jarabo Friedrich. 'Digestión anaerobia', https://fjarabo.webs.ull.es/Biomasa/Bio04/Bio04_42.htm

GNC. Por ello, es razonable pensar en la gran oportunidad que posee el país de ampliar, desarrollar e implementar la tecnología del biogás para incorporarlo a la matriz actual de biocombustibles.⁶

Con respecto a la legislación vigente en Argentina, la ley 26.190 (Sancionada el 6 de diciembre de 2006 y promulgada el 27 de diciembre de 2006) declara de interés nacional la generación de energía eléctrica a partir del uso de fuentes de energías renovables, con destino a la prestación de servicio público, así como también la investigación para el desarrollo tecnológico y la fabricación de equipos con esa finalidad. Esta ley considera al biogás como fuente de energía renovable no fósil y remunera en 0,015 \$/kW.h a plantas generadoras de biogás, que vuelquen su energía en mercados mayoristas o estén destinados a la prestación de servicios públicos.⁷

La ley 26.093 (Sancionada el 19 de abril de 2006 y promulgada el 12 de mayo de 2006) presenta un régimen de regulación para la producción y uso sustentable de biocombustible, entendiendo por biocombustible al bioetanol, biodiesel y biogás, que se produzcan a partir de materias primas de origen agropecuario, agroindustrial o desechos orgánicos, que cumplan los requisitos de calidad establecidos por una cierta autoridad de aplicación.

Con respecto a la habilitación de plantas productoras, la correspondiente se otorgará, únicamente, a las plantas que cumplan con los requerimientos que establezca la autoridad de aplicación en cuanto a la calidad de biocombustibles y su producción sustentable, para lo cual deberá someter los diferentes proyectos presentados a un procedimiento de Evaluación de Impacto Ambiental (EIA), que incluya el tratamiento de efluentes y la gestión de residuos.

Esta ley establece el régimen promocional para los proyectos de radicación de plantas productoras de biocombustibles en Argentina, detallado en el capítulo II, artículo 13. Los beneficios promocionales se encuentran enumerados en el capítulo II, artículo 15.⁸

La ley 27.191 (Sancionada el 23 de septiembre de 2015 y promulgada el 15 de octubre de 2015) modifica a la ley 26.190, estableciendo como objetivo lograr una contribución de las fuentes de energía renovables hasta alcanzar el ocho por ciento (8%) del consumo de energía eléctrica nacional, al 31 de diciembre de 2017 y del

⁶ Patricio Gil-Schreckenber. (2 de julio de 2012). 'El valor del biogás'. Rosario: Biodiesel, <https://biodiesel.com.ar/6855/el-valor-del-biogas>

⁷ Ministerio de Justicia y Derechos Humanos. (27 de diciembre de 2006). 'Energía Eléctrica-Ley 26.190'. Buenos Aires: InfoLEG, <http://servicios.infoleg.gob.ar/infolegInternet/anexos/120000-124999/123565/norma.htm>

⁸ Ministerio de Justicia y Derechos Humanos. (12 de mayo de 2006). 'Energía Eléctrica-Ley 26.093'. Buenos Aires: InfoLEG, <http://servicios.infoleg.gob.ar/infolegInternet/anexos/115000-119999/116299/norma.htm>

veinte por ciento (20%) al 31 de diciembre de 2025. Además, modifica ciertos beneficios e instruye un nuevo régimen de inversiones.⁹

Con respecto al Plan RenovAr, el mismo tiene la intención de duplicar la potencia instalada de las energías renovables en Argentina. También persigue el objetivo de reducir en dos millones de toneladas el dióxido de carbono generado por año y, a su vez, ahorrar 300 millones de dólares por el gasto que genera importar energía limpia. Este marco regulatorio fija como meta elevar progresivamente la oferta, hasta alcanzar un 4,5% en 2019 y un 20%, equivalente a 10.000 MW en 2025.¹⁰

Se puede concluir que en Argentina, la producción de biocombustibles está avalada por la ley, y que el estado promueve la generación y consumo de energías alternativas.

⁹ Ministerio de Justicia y Derechos Humanos. (15 de octubre de 2015). 'Energía Eléctrica-Ley 27191'. Buenos Aires: InfoLEG, <http://servicios.infoleg.gob.ar/infolegInternet/anexos/250000-254999/253626/norma.htm>

¹⁰ Gustavo Fabián Elías. (21 de mayo de 2016). 'Qué es y cuáles son los objetivos del plan RenovAr'. Bahía Blanca: La nueva, <http://www.lanueva.com/sociedad/865650/que-es-y-cuales-son-los-objetivos-del-plan-renovar.html>

Capítulo 2: Sustrato, etapas de reacción, modelo cinético y balances de masa

Se denomina sustrato a la materia orgánica susceptible de ser digerida anaeróbicamente (en ausencia de oxígeno libre) mediante bacterias, para producir gases. La planta de biogás a diseñar utiliza como sustrato desechos de frutas y verduras del mercado de abasto local.

En el siguiente capítulo se determinará la localización de la planta de biogás y el volumen de desechos a tratar, caracterizando el sustrato y calculando sus propiedades mediante correlaciones.

El biogás se obtiene mediante digestión anaeróbica, para lo cual se elige el modelo cinético de Monod. Se calcula la producción de biogás para un tiempo de retención elegido y mediante balances de masa, se obtienen las corrientes de entrada y salida al reactor.

Localización de la planta y volumen a tratar

En la ciudad de Mar del Plata se encuentra el Mercado de Abasto, situado sobre la Ruta 88. No se tienen datos de la cantidad de desechos producida, por lo que se analizan datos de otro mercado de abasto.

Un aspecto a tener en cuenta es que, dependiendo de la época del año, se desechan distintas cantidades y tipos de estos alimentos. Por ejemplo, en verano se desperdicia más cantidad de frutas y verduras (al ser una ciudad turística hay mayor consumo). En este trabajo, no se tienen en cuenta estas variables debido a la falta de información y control de los residuos generados en la ciudad.

- Mercado de Túnez (Túnez, África): 180 toneladas de residuos por mes.¹¹
- Población de la ciudad de Mar del Plata (2015): 650.000 habitantes.¹²
- Población de la ciudad de Túnez (2014): 1.056.000 habitantes.

Teniendo en cuenta la población de Mar del Plata y la de la ciudad de Túnez se extrapolan los datos para calcular la cantidad de toneladas de desechos a tratar.

¹¹ H. Bouallagui, R. Ben Cheikh, L. Marouani, M. Hamdi. (Enero de 2003). 'Producción mesófila de biogás a partir de frutas y verduras en un digestor tubular'. Volumen 86, artículo 1, páginas 85–89.

¹² (10 de noviembre de 2017). 'Mar del Plata: Wikipedia, https://es.wikipedia.org/wiki/Mar_del_Plata#Poblaci.C3.B3n

$$1.056.000 \text{ habitantes} \rightarrow 180 \frac{\text{ton}}{\text{mes}}$$

$$650.000 \text{ habitantes} \rightarrow 110,79 \frac{\text{ton}}{\text{mes}}$$

Aproximando, se toma un valor de 110 toneladas de residuos/mes que equivale a 3,7 toneladas de residuos/día.

Se decide ubicar la planta en el Parque Industrial de Mar del Plata (General Savio)¹³, sobre la Ruta Provincial 88, que conecta la ciudad con Necochea. La elección se basa principalmente en las exenciones impositivas existentes, ya que:

- Radicarse en el Parque Industrial significa quedar liberado de obligaciones municipales, tales como: Derecho de construcción, de oficina y habilitación, tasas por seguridad e higiene, por alumbrado y limpieza y conservación de la vía pública (7 años). La exención abarca también impuestos provinciales: Ingresos brutos (7,5 años), inmobiliario (7,5 años), automotores (7,5 años) y sellos de los contratos derivados de la radicación.
- Además, el predio cuenta con lotes de distintas superficies, con dimensiones adecuadas para cualquier requerimiento. Otra ventaja radica en que la presentación de un proyecto que tienda al desarrollo económico de la región, posibilita la obtención de lotes en forma gratuita.
- La cercanía del Mercado de Abasto local con respecto al Parque Industrial, lo que implica un bajo costo de traslado de materia prima.

Caracterización del sustrato

Se encuentra que la fórmula química para las aguas residuales es $C_8H_{17}O_3N$, la cual es similar a la fórmula reportada para residuos de frutas y verduras. Por esta razón, se adopta esta expresión para el sustrato.¹⁴

Debido a que no se encuentra información con respecto a desechos de frutas y verduras de forma aislada, se toman datos de un paper de China, donde se procesan residuos de comida, frutas y verduras.

Se considera que la cantidad de residuos a tratar es de 3,7 toneladas de residuos por día, y con los valores de la tabla se calcula la cantidad de carbohidratos, lípidos, proteínas y fibras, para luego poder obtener las propiedades del sustrato y su

¹³ Municipalidad de General Pueyrredón, Parque Industrial General Savio: Mar del Plata, <http://www.mardelplata.gob.ar/Contenido/parque-industrial>

¹⁴ E.I. Garcia Peña, P. Parameswaran, D.W. Kang, M. Canul-Chan, R. Krajmalnik-Brown. (Octubre de 2011). 'Anaerobic digestion and co-digestion processes of vegetable and fruit residues: Process and microbial ecology'. U.S, PubMed: BioResource Technology, volumen 102, artículo 20, p: 9447-9455.

cinética.¹⁵

Tabla 2-1: Composición del sustrato.

Contenido de agua (%)	88,7
Sólidos totales (TS) (g/kg)	142,1
Sólidos volátiles (VS) (g/kg)	117,3
VS/TS (%)	82,5
Lípidos (%TS)	16,5
Proteínas (%TS)	20,8
Fibra (%TS)	6,4
Carbohidratos (%TS)	56,3

Estimación de la densidad de la mezcla

Se utiliza la fórmula de Choi¹⁶ para estimar la densidad de la alimentación. Se calcula a una temperatura de 35°C, ya que la digestión es llevada a cabo a esa temperatura. Se consideran los x_i como los mencionados en la tabla 2-1, es decir, para lípidos 0,165, para proteínas 0,208, para fibra 0,0064 y para carbohidratos 0,563.

$$\rho_{\text{carbohidratos}} = 1599,1 - 0.31046 \cdot T = 1503,47 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$\rho_{\text{proteínas}} = 1329,9 - 0.5185 \cdot T = 1170,2 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$\rho_{\text{lípidos}} = 925,59 - 0.41757 \cdot T = 796,97 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$\rho_{\text{fibra}} = 1311,5 - 0.36589 \cdot T = 1198,8 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$\sum \frac{x_i}{\rho_i} = \frac{1}{\rho}$$
$$\rho = 1230,56 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

}

¹⁵ Xiao Liu, Wei Wang, Yunchun Shi, Lei Zheng (Noviembre de 2012). 'Pilot Scale anaerobic co-digestion of municipal biomass waste and waste activated sludge in China: Effect of organic loading rate'. China, Waste Management: volumen 32, artículo 11, p: 2056-2060.

¹⁶ Dr. Siche Jara Raúl Benito, Universidad Nacional de Trujillo (2011). 'Predicción de propiedades termofísicas de los alimentos'. <https://es.slideshare.net/yuricomartinez/labo-1-propiedades-termofisicas-de-los-alimentos>, México.

Composición del sustrato-entrada

Con el dato de sólidos totales de la tabla 2-1 y con la alimentación, se calcula el porcentaje de sólidos totales la cantidad que se procesa diariamente.

$$1 \text{ kg de alimentación} \rightarrow 142,1 \text{ gr de sólidos totales}$$

$$3700 \text{ kg de alimentación} \rightarrow 525700 \text{ gr de sólidos totales}$$

$$3700 \text{ kg de alimentación} \rightarrow 100 \% \text{ de alimentación}$$

$$525,77 \text{ kg de sólidos totales} \rightarrow 14,21 \% \text{ de sólidos totales}$$

Afectando el caudal de entrada por el porcentaje de sólidos totales, y luego por la composición porcentual de cada componente en el sustrato, se calcula el caudal a la entrada por componente:

$$W_{\text{lípidos}} = 0,5258 \frac{\text{ton ST}}{\text{día}} \cdot 0,165 = 0,0868 \frac{\text{ton lípidos}}{\text{día}}$$

$$W_{\text{proteínas}} = 0,5258 \frac{\text{ton ST}}{\text{día}} \cdot 0,208 = 0,1094 \frac{\text{ton proteínas}}{\text{día}}$$

$$W_{\text{carbohidratos}} = 0,5258 \frac{\text{ton ST}}{\text{día}} \cdot 0,563 = 0,2960 \frac{\text{ton carbohidratos}}{\text{día}}$$

Además, conociendo la densidad y el caudal másico total, puede estimarse el caudal volumétrico de alimentación:

$$Q_o = \frac{3700 \frac{\text{kg}}{\text{día}}}{1230,56 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 3 \frac{\text{m}^3}{\text{día}}$$

Estimación de la conductividad de la mezcla

La conductividad se estima mediante la fórmula de Choi¹⁷, considerando la temperatura de operación del reactor igual a 35°C.

¹⁷ Dr. Siche Jara Raúl Benito, Universidad Nacional de Trujillo (2011). 'Predicción de propiedades termofísicas de los alimentos'. <https://es.slideshare.net/yuricomartinez/labo-1-propiedades-termofisicas-de-los-alimentos>, México.

$$k_{agua} = 0,57109 + (0,0017625).T - (0,0000067036).T^2 = 0,610 \frac{W}{m.^\circ C}$$

$$k_{prot} = 0,17881 + (0,0062489).T - (0,00010154).T^2 = 0,271 \frac{W}{m.^\circ C}$$

$$k_{lip} = 0,18071 + (0,0027604).T - (0,00000017749).T^2 = 0,113 \frac{W}{m.^\circ C}$$

$$k_{cbh} = 0,20141 + (0,0013874).T - (0,0000043312).T^2 = 0,233 \frac{W}{m.^\circ C}$$

$$k_{fibras} = 0,18331 + (0,0027604).T - (0,00000017749).T^2 = 0,212 \frac{W}{m.^\circ C}$$

Luego para obtener la conductividad de la mezcla, se afecta cada conductividad por la cantidad de cada componente que conforma los sólidos totales, y se adiciona también el agua.

$$k_{mezcla} = 0,142.(0,208.k_{prot} + 0,165.k_{lip} + 0,563.k_{cbh} + 0,064.k_{fibras}) + (1 - 0,142).k_{agua}$$

$$k_{mezcla} = 0,5547 \frac{W}{m.^\circ C}$$

Estimación de la viscosidad de la mezcla

Para la viscosidad de la mezcla se recolectan los datos de las siguientes frutas y verduras consideradas de consumo común en la ciudad de Mar del Plata:

Tabla 2-2: Parámetros para el cálculo de la viscosidad.¹⁸

Fruta/Verdura	% Sólidos Totales	T (°C)	n	K (Pa.s ⁿ)	γ (1/s)
Pulpa de Manzana	11	30	0,3	11,6	5-50
Banana	17,7	22	0,283	107,3	28-200
Zanahoria	-	25	0,228	24,16	5-50
Jugo de Naranja	41,9	25	0,538	8,417	0-500
Durazno	11,7	30	0,28	7,2	5-50
Pera	14	30	0,35	5,6	5-50
Tomate	16	32,2	0,45	3,16	500-800

¹⁸ James F. Steffe. (1996). 'Rheological Methods in food process engineering'. USA, Freeman Press, Second Edition. <http://phariyadi.staff.ipb.ac.id/files/2013/02/STEFFE-Rheology-Book.pdf>

Luego, mediante la siguiente fórmula se obtienen las viscosidades para cada componente en particular:

$$\eta = K \cdot (\dot{\gamma})^{n-1}$$

Tabla 2-3: Viscosidades para frutas y verduras.

Fruta/Verdura	Viscosidad (cps)
Puré de Manzana	1311,98
Banana	4401,13
Zanahoria	4851,89
Jugo de Naranja	656,6
Durazno	765,17
Pera	740,06
Tomate	89,66

Calculando el promedio aritmético de los valores de la tabla 2-3, se obtiene la viscosidad de la mezcla:

$$\eta_{mezcla} = 1830,92 \text{ cps}$$

Ésta depende de la temperatura. Al calcular el promedio de temperaturas de los valores de la tabla 2-2, se observa que difiere en aproximadamente 7°C de los 35°C correspondientes a la temperatura de operación del reactor.

$$\bar{T} = 27,7 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

No se corrige por temperatura ya que este error se considera despreciable frente al que conlleva la correlación al utilizar rangos tan amplios para los parámetros de la ecuación. Además, al utilizar una viscosidad más elevada que la real, se considera el caso más conservador, ya que se trabaja con una mezcla más viscosa.

Estimación de la capacidad calorífica de la mezcla

Se utiliza también la fórmula de Choi ya mencionada para el Cp:

$$Cp_{proteinas} = 2008,2 + 1,2089 \cdot T - 0,013129 \cdot T^2 = 2028,753 \frac{J}{kg^{\circ}C}$$

$$Cp_{lipidos} = 1984,2 + 1,4733 \cdot T - 0,0048008 \cdot T^2 = 2014,9188 \frac{J}{kg^{\circ}C}$$

$$Cp_{carbohidratos} = 1548,8 + 1,9625 \cdot T - 0,0059399 \cdot T^2 = 1589,95 \frac{J}{kg^{\circ}C}$$

$$Cp_{fibra} = 1845,9 + 1,8306 \cdot T - 0,0046509 \cdot T^2 = 1893,734 \frac{J}{kg^{\circ}C}$$

$$Cp_{H_2O} = 4180 \frac{J}{kg^{\circ}C}$$

La temperatura utilizada para los cálculos es la del peor caso, donde la mezcla está a la menor temperatura posible en el año que es la de $-4,36^{\circ}C$. Se considera que al pasar por la trituradora (mencionada posteriormente), ésta calienta a la mezcla aproximadamente hasta $0,5^{\circ}C$ (Se considera este valor por falta de información), temperatura a la que ingresa la mezcla al reactor. A su vez, $35^{\circ}C$ es la temperatura de trabajo del reactor. Luego se afecta a cada capacidad calorífica por la cantidad de sólidos totales (14,2%) y por la fracción de cada biomolécula. Se suman los Cp para obtener el de la mezcla:

$$Cp_{mezcla} = (Cp_{proteinas} \cdot 0,208 + Cp_{lipidos} \cdot 0,165 + Cp_{carbohidratos} \cdot 0,563 + Cp_{fibra} \cdot 0,064) \cdot 0,142 + Cp_{H_2O} \cdot (1 - 0,142) = 4192,097 \frac{J}{kg^{\circ}C}$$

$$Cp = 4192,097 \frac{J}{kg \cdot ^{\circ}C}$$

Producción de Biogás: Digestión Anaeróbica

El proceso que permite llevar a cabo la producción de biogás a partir de los desechos de frutas y verduras es la digestión anaeróbica. En éste proceso, las bacterias degradan la materia en ausencia de oxígeno libre, generando gases (dióxido de carbono y metano, en su mayoría) que luego son utilizados como biogás. La digestión se lleva a cabo mediante una serie de transformaciones bioquímicas, que se dividen en cuatro etapas metabólicas (figura 2-1).

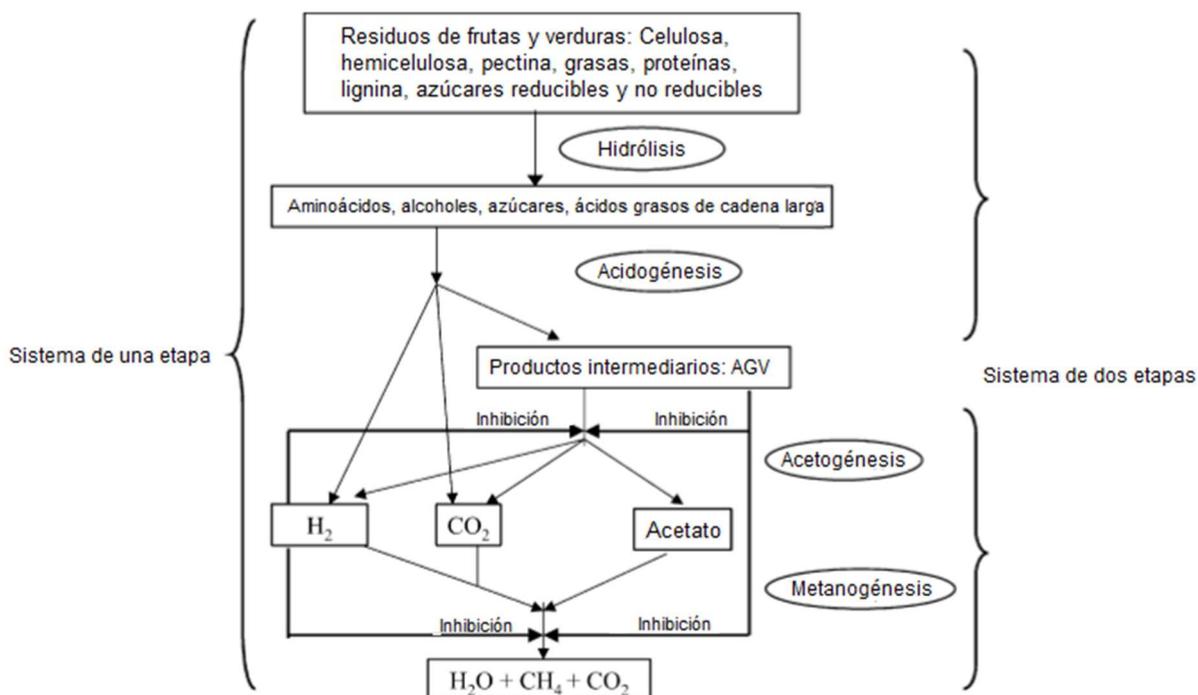


Figura 2-1: Etapas de la digestión anaeróbica con los correspondientes productos y subproductos.

Etapas de reacción

Para el proceso de digestión anaeróbica existen varias formas de planteo de las reacciones que llevan a la producción de metano, dependiendo de bibliografía, autores y/o los sustratos utilizados. En general, todos ellas comparten características relevantes en el mecanismo. La secuencia de reacciones del proceso puede ser representada de la siguiente forma:

En primer lugar, ocurre la **hidrólisis** del sustrato, formándose moléculas orgánicas simples. El modelo cinético a utilizar no tiene en cuenta esta etapa en los cálculos.



En moléculas orgánicas simples se agrupan monosacáridos, ácidos grasos de cadena larga, aminoácidos, etc.

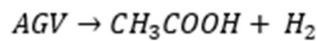
La etapa siguiente, conocida como **acidogénesis**, tiene la siguiente forma:



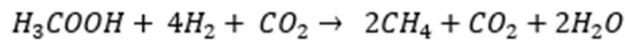
Las bacterias descomponen las moléculas grandes en varias sustancias. Un grupo son los ácidos grasos volátiles (AGV) que son luego los responsables de la acidificación del reactor, y por eso son controlados mediante el agregado de una base; ésta puede ser Na_2CO_3 . Se mide el pH y si éste da ácido, se agregan cantidades de la

base sustancia para que el pH se acerque a la neutralidad. Algunos de los ácidos formados son el ácido valérico, el butírico y el fenólico. Además, se producen dióxido de carbono y agua, como también una serie de compuestos abreviados en AV, como son el etanol, los compuestos aromáticos y algunos ácidos grasos. Éstos últimos no pueden ser digeridos directamente por microorganismos, por lo que un grupo selectivo de bacterias los degrada a dióxido de carbono y nitrógeno.

La tercera etapa es la **acetogénesis**. En ella, otra cepa de bacterias degrada los ácidos grasos volátiles, formando hidrógeno y ácido acético.

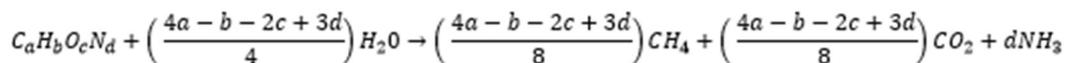


Como última etapa y siendo la más relevante, la **metanogénesis** da como producto biogás, y entre los gases que lo componen se encuentra el metano. El esquema de reacción engloba varias reacciones que se llevan a cabo en esta etapa, en resumen:



Cuando el desecho es pobre en celulosa, como los residuos de frutas y verduras, la etapa limitante de la velocidad es la metanogénesis. Estos residuos se acidifican muy rápidamente a ácidos grasos volátiles (AGV) y tienden a inhibir la metanogénesis cuando el pH de la materia prima no está regulado adecuadamente. En un proceso de digestión anaerobia bien equilibrado, todos los productos de una etapa metabólica previa se convierten en el siguiente sin una acumulación significativa de productos intermediarios. El resultado general es, una conversión casi completa del material orgánico anaeróbicamente biodegradable en productos finales como metano, dióxido de carbono, sulfuro de hidrógeno y amoníaco.¹⁹

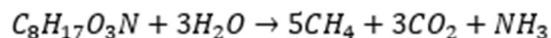
A partir del sustrato, con el modelo de Buswell²⁰ y considerando a=8, b=17, c=3 y d=1, se estiman de la siguiente ecuación los coeficientes estequiométricos de la reacción global y también puede estimarse la fracción de metano en el producto final:



La expresión global resulta:

¹⁹ H.Bouallagui, Y. Touhami, R.Ben Cheikh, M.Hamdi. (Marzo de 2005). 'Bioreactor performance in anaerobic digestion of fruit and vegetable wastes'. Process Biochemistry. volumen 40, artículos 3-4, p: 989 -995.

²⁰ Ricardo José Baquerizo Crespo, Jhosané Pagés Díaz y Ileana Pereda Reyes, 'El modelo de Buswell. Aplicación y comparación. Principales factores que influyen en su aplicación' https://www.researchgate.net/profile/Jhosane_Pages_Diaz/publication/292158978_El_modelo_de_Buswell_Aplicacion_y_comparacion_Principales_factores_que_influyen_en_su_aplicacion/links/56abe28508ae28588c5d0b05.pdf



Factores que regulan el proceso

Para que pueda desarrollarse el proceso se deben mantener unas condiciones ambientales y operacionales adecuadas²¹, para ello se controlan diversos parámetros ambientales:

- pH y alcalinidad: El pH debe mantenerse próximo a la neutralidad, pudiendo fluctuar entre 6,5 y 7,5. Cuando los residuos se alimentan solos, el valor del mismo disminuye rápidamente. Esto se debe a que ocurre una inhibición importante a la metanogénesis causada por la generación de los AGV. Los resultados muestran que la codigestión de residuos de frutas, verduras y residuos de comida, con una proporción de mezcla adecuada, puede mejorar la capacidad de producción de pH en el digestor, lo cual es beneficioso para el funcionamiento estable del mismo.²²

En este trabajo no se realiza codigestión, para mantener la simplicidad de los cálculos.

- Temperatura: A medida que aumenta la temperatura, aumenta la velocidad de crecimiento de los microorganismos y se acelera el proceso de digestión, dando lugar a mayor producción de biogás; lógicamente, existe un límite dado por la muerte de las bacterias. La temperatura de operación en el digestor está considerada uno de los principales parámetros de diseño, ya que variaciones bruscas de temperatura en el mismo pueden provocar desestabilización en el proceso. Puede realizarse en un amplio rango de temperaturas (5-65°C), dentro del cual aparecen dos zonas claramente definidas correspondientes a dos grupos diferentes de bacterias: Las bacterias mesofílicas, que se desarrollan entre los 5 y los 40 °C, y las bacterias termofílicas, que lo hacen en un rango de 40 a 65 °C.
- Agitación: En función de la tipología del reactor debe transferirse al sistema la cantidad de energía necesaria para favorecer la transferencia de sustrato a cada población de bacterias, siendo necesario un equilibrio entre la buena homogeneización y la correcta formación de agregados bacterianos. La

²¹ Centro Tecnológico Nacional de la Conserva y Alimentación, 'Digestión anaerobia', <http://www.agrowaste.eu/wp-content/uploads/2013/02/DIGESTION-ANAEROBIA.pdf>

²² Jia Lin, Jane Zuo, Lili Gau, Peng Li. (Agosto del 2011). 'Effects of mixture ratio on anaerobic codigestion with fruit and vegetable waste and food waste in China.' Journal of environmental sciences, volumen 23, artículo 8, p: 1403-1408.

agitación además previene la estratificación del sustrato y la formación de una corteza superficial, asegurando que los sólidos se mantengan en suspensión, favoreciendo la transferencia de calor por el digestor y reduciendo el tamaño de partícula.

- Tiempo de Retención Hidráulico (TRH): Es el cociente entre el volumen del digestor y el caudal de alimentación, es decir, el tiempo medio de permanencia del fluido en el reactor. Como desventaja, este tipo de procesos conllevan un TRH aproximado de 30-50 días.

Modelo cinético

El modelo cinético a seguir para la producción de biogás es el desarrollado por Monod y utilizado por S. Jeyaseelan.²³

Este modelo considera como etapas de la digestión a la acidogénesis y metanogénesis. Han sido desarrollados varios modelos para caracterizar la digestión anaeróbica; los mismos pueden desarrollarse hasta en seis etapas y expandirse a catorce pasos. Dada la complejidad de estos modelos, se han propuesto modelos simples de procesos biológicos; el más utilizado de ellos es el Modelo de Monod. Este modelo fue propuesto para definir el efecto de utilizar cantidades limitadas de sustrato o nutrientes.

Modelo de Monod

Los procesos se agrupan en dos grandes etapas. En la primera, los componentes del residuo son convertidos en ácidos volátiles por el grupo de bacterias acetogénicas. En segundo lugar, los ácidos combinados producidos por el primer grupo de bacterias, son convertidos en metano y dióxido de carbono por otro grupo de bacterias (metanogénicas).

La cinética de Monod describe la actividad microbiana aplicada a los componentes individuales, para cada etapa.

La formulación del modelo está basado en las siguientes suposiciones:

- El residuo es considerado compuesto por carbohidratos, proteínas, lípidos y otros.
- La degradación de estos componentes es considerada independiente, sin ninguna interacción entre los compuestos intermedios; exceptuado la segunda etapa cuando los ácidos volátiles son degradados para producir biogás.

En la Figura 2-2, se muestra el camino que sigue este modelo. La mezcla de

²³ S. Jeyaseelan, School of Civil and Estructural Engineering. (1997). 'A simple mathematical model for anaerobic digestion' Singapore: Nanyang Technological University volumen 35, artículo 8, p: 185-191.

residuos es subdividida en cuatro componentes (carbohidratos, lípidos, proteínas y otros). Éstos son luego degradados a moléculas orgánicas de cadena corta (mayoritariamente AGV), que son posteriormente degradados a ácidos orgánicos (acético, propiónico y butírico en su mayoría). En la segunda etapa, los intermediarios (ácidos orgánicos) son convertidos a metano y dióxido de carbono. Éstos son considerados un único sustrato en la segunda etapa.

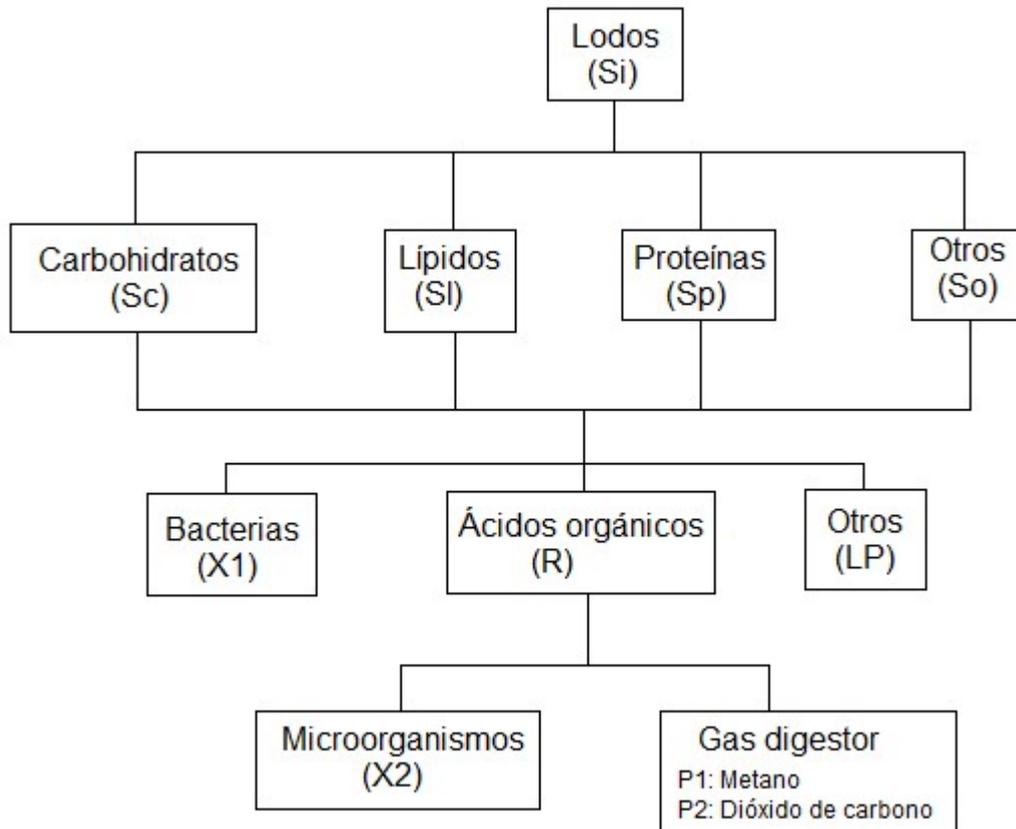


Figura 2-2: Camino de reacción de acuerdo a la cinética.

El crecimiento de biomasa siguiendo el Modelo de Monod puede ser expresado como en la ecuación (1), y ésta puede ser refinada por la introducción de un coeficiente de decaimiento (k_d) debido a la respiración endógena²⁴ (introducido en la ecuación (2)).

$$(1)^{25} \quad r_g = \frac{k \cdot X \cdot Y \cdot S}{K_s + S}$$

²⁴ "Respiración endógena": Autoxidación producida por organismos en los procesos biológicos. Cuando no hay alimento, los microorganismos metabolizan su propio material celular sin reposición, ocurriendo una destrucción de sus células y una sucesión de nuevas especies.

²⁵ k : Coeficiente de rendimiento máximo/Crecimiento específico máximo

$$(2) \quad r'_g = \frac{k \cdot X \cdot Y \cdot S}{(K_s + S)} - k_d \cdot X$$

La ecuación anterior es la velocidad de crecimiento bacteriano, donde S es la concentración de sustrato variable y X es la concentración de microorganismos en el digestor, también variable. Se utilizan luego, subíndices para S, donde se describe en qué etapa se está trabajando.

El balance de masa para microorganismos con sustrato limitado en un sistema de flujo continuo puede ser estimado de la siguiente forma:

Acumulación de microorganismos = Entrada – Salida + Crecimiento

$$(3)^{26} \quad \frac{dX}{dt} \cdot V = q \cdot X_0 - q \cdot X + r'_g \cdot V$$

Combinando las ecuaciones (2) y (3), y asumiendo dX/dt nula (no hay acumulación en estado estacionario) y utilizando $X_0=0$, se obtiene la expresión (4) de la siguiente manera:

$$q \cdot X = r'_g \cdot V$$

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

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

$$(4) \quad \frac{q}{V} = \frac{k \cdot Y \cdot S}{(K_s + S)} - k_d$$

Si se desarrolla la ecuación (4), se obtiene la ecuación para el sustrato:

X: Concentración de microorganismos en el digestor. [masa/volumen]

Y: Coeficiente de rendimiento máximo.

S: Concentración de sustrato que limita el crecimiento de microorganismos en solución. [masa/volumen]

Ks: Constante de velocidad media. [masa/volumen]

²⁶ V: Volumen del digestor

q: Caudal volumétrico

$$\left(\frac{1}{\theta} + k_d\right) \cdot (k_s + S) = k \cdot Y \cdot S$$

$$\left(\frac{1}{\theta} + k_d\right) \cdot k_s + \left(\frac{1}{\theta} + k_d\right) \cdot S = k \cdot Y \cdot S$$

$$\left(\frac{1}{\theta} + k_d\right) \cdot k_s = k \cdot Y \cdot S \cdot \theta - S \cdot (1 + k_d \cdot \theta)$$

$$\left(\frac{1}{\theta} + k_d\right) \cdot k_s = S \cdot (k \cdot Y \cdot \theta - 1 - k_d \cdot \theta)$$

$$(4)' \quad S = \frac{k_s \cdot (1 + k_d \cdot \theta)}{\theta \cdot (k \cdot Y - k_d) - 1}$$

Luego se plantea el balance para el sustrato, de manera general y en estado estacionario. El balance es análogo al de microorganismos.

$$\frac{dS}{dt} \cdot V = q \cdot S_o - q \cdot S + r_g \cdot V$$

$$0 = q \cdot S_o - q \cdot S + r_g \cdot V$$

$$0 = q \cdot (S_o - S) + \frac{k \cdot X \cdot Y \cdot S}{(k_s + S)} \cdot V$$

$$(5) \quad (S_o - S) \cdot \theta = \frac{k \cdot X \cdot S}{(K_s + S)}$$

Si de la ecuación (4) se despeja lo siguiente y luego se iguala (4) con (5):

$$\frac{1}{\theta} + k_d = \frac{k \cdot Y \cdot S}{(k_s + S)} \rightarrow k_s + S = \frac{k \cdot Y \cdot S}{\frac{1}{\theta} + k_d}$$

$$\frac{(k \cdot X \cdot Y \cdot S) \theta}{S - S_o} = \frac{k \cdot Y \cdot S}{\frac{1}{\theta} + k_d}$$

Despejando X:

$$X = \frac{(S - S_o)}{\theta \cdot \left(\frac{1}{\theta} + k_d\right)}$$

$$X = \frac{(S - S_o)}{(1 + k_d \cdot \theta)}$$

Se introduce un coeficiente de rendimiento Y, y además se invierte el signo de la expresión:

$$(5)' \quad X = \frac{Y \cdot (S_o - S)}{(1 + k_d \cdot \theta)}$$

De las ecuaciones anteriores obtenidas, se especializan para cada etapa:

$$(6) \quad X_1 = \frac{Y \cdot (S_o - S)}{(1 + \theta \cdot K_d)}$$

$$(7) \quad S_1 = \frac{K_s \cdot (1 + \theta \cdot K_d)}{\theta \cdot (Y_k - K_d) - 1}$$

Como se mencionó previamente, los componentes son considerados por separado, entonces las ecuaciones (6) y (7) pueden reemplazarse por:

$$(8)^{27} \quad X_1 = \sum \frac{Y \cdot (S_{io} - S_{il})}{(1 + \theta \cdot k_{id})}$$

$$i = C, L, P, O$$

$$(9) \quad S_1 = \sum \frac{K_{is} \cdot (1 + \theta \cdot k_{id})}{\theta \cdot (Y_i \cdot k_i - k_{id}) - 1}$$

$$i = C, L, P, O$$

La concentración de ácidos grasos volátiles (productos de la acidogénesis), es representada por S1:

$$(10) \quad X_2 = \frac{Y \cdot (S_1 - S_2)}{(1 + \theta \cdot k_d)}$$

$$(11)^{28} \quad S_2 = \frac{K_{\left(\frac{s}{x_2}\right)} \cdot \left(1 + \theta \cdot k_{\left(\frac{d}{x_2}\right)}\right)}{\theta \cdot \left(Y_{x_2} \cdot k_{x_2} - k_{\left(\frac{d}{x_2}\right)}\right) - 1}$$

²⁷ Sio: Concentración inicial de sustrato que limita el crecimiento del microorganismo i en solución. [masa/volumen]
Sil: Concentración inicial de sustrato que limita el crecimiento del microorganismo i. [masa/volumen]

²⁸ Ks/x^2: Constante de velocidad media para ácidos volátiles en la fase de formación de metano [masa/volumen]

S2 es, luego, la cantidad de productos intermediarios formados previamente a la metanogénesis (en la acetogénesis, que no es considerada en este modelo). Luego, de la expresión de la eficiencia de digestión y utilizando la ecuación propuesta por Buswell (para estimar la estequiometría), se obtiene la cantidad de metano formada.

Este modelo tampoco tiene en consideración la etapa de hidrólisis (etapa inicial). X1 y X2 son, por otra parte, las cantidades de microorganismos presentes en la acidogénesis y la metanogénesis, respectivamente. El modelo no fue desarrollado para un esquema de reacciones específicas, sino que es útil para sustratos compuestos por carbohidratos, lípidos, proteínas y otros.

Se debe tener en cuenta que las ecuaciones previamente mencionadas no son válidas para cualquier valor de tiempo, ya que para ciertos valores la solución es indeterminada.

A continuación, se presentan los valores de las constantes a utilizar para el modelo:

Tabla 2-4: Constantes utilizadas en el modelo.

Componente	Y (g VSS/g COD)	k (d⁻¹)	K_s (mg.L⁻¹)	K_d(d⁻¹)
Carbohidratos	0,14	90	450	6,1
Proteínas	0,128	20	500	0,014
Lípidos	0,1	12	850	
Ácido acético/ acetato	0,03	6	400	0,037

Se plantean las ecuaciones para el modelo en un anexo en Mathcad, tomando los valores de las constantes de la tabla 2-4. Los caudales máxicos se dividen por el caudal volumétrico para obtener las concentraciones en mg/L.

$$Sch_0 = \frac{296.000.000 \text{ mgCH}/\text{dia}}{3000 \frac{\text{l}}{\text{dia}}} = 98.675,13 \frac{\text{mgCH}}{\text{l}}$$

$$Slip_0 = \frac{86.800.000 \text{ mgLIP}/\text{dia}}{3000 \frac{\text{l}}{\text{dia}}} = 28.919 \frac{\text{mgLIP}}{\text{l}}$$

$$Sprot_0 = \frac{109.400.000 \text{ mgPROT}/\text{dia}}{3000 \frac{\text{l}}{\text{dia}}} = 36455.47 \frac{\text{mg PROT}}{\text{l}}$$

A partir del Θ crítico máximo, que tiene un valor de 7 días, y teniendo en cuenta que X_1 y X_2 deben ser positivos (son cantidades de bacterias), las ecuaciones poseen sentido físico a partir del cumplimiento de ambas condiciones; esto ocurre a los 17 días. Se varía el tiempo de retención y se calculan los parámetros del modelo para diferentes Θ , luego se reemplazan los parámetros obtenidos en la expresión de la eficiencia ('rendimiento de metano'), que está dada por:

$$E = \frac{c_0 \cdot \alpha_0 \cdot 100 - S_2 - X_1 - X_2}{c_0 \cdot 10000} \cdot 100\%$$

Donde c_0 es el porcentaje de sólidos totales y α_0 el cociente de sólidos volátiles sobre totales:

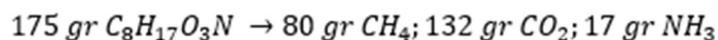
$$c_0 = 14,2 \%$$

$$\alpha_0 = 82,5 \%$$

Para calcular la cantidad de producto en la última etapa (agua, metano, dióxido de carbono y amoníaco) se utiliza la siguiente expresión:

$$\text{producción} = \frac{ST_{\text{alimentación}} \cdot \text{Eficiencia}}{100}$$

Utilizando la estequiometría obtenida por Buswell, se obtiene la fracción másica:



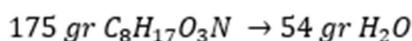
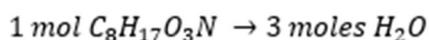
$$\text{masa de producto formado} = 229 \text{ gr}$$

De donde se calcula:

$$\text{fracción másica de CH}_4 = \frac{\text{masa de metano formado}}{\text{masa de producto formado}} = \frac{80 \text{ gr}}{229 \text{ gr}} = 0,349$$

$$\omega_{\text{CH}_4} = 0,349$$

La eficiencia calculada a partir del modelo cinético permite obtener la cantidad de masa de sustrato que reacciona ($\text{C}_8\text{H}_{17}\text{O}_3\text{N}$). Utilizando la estequiometría de la reacción, se puede calcular la cantidad de agua que reacciona con dicho sustrato.



La suma de la masa de ambos reactivos es, por la ley de la conservación de la masa, igual a la masa de los productos que se forman.

Multiplicando el valor de dicha fracción por el valor de la producción total, se obtiene finalmente la cantidad de metano formada.

En Mathcad, se grafican los resultados obtenidos para la producción de metano en función de los distintos Θ . El gráfico obtenido tiene la siguiente forma:

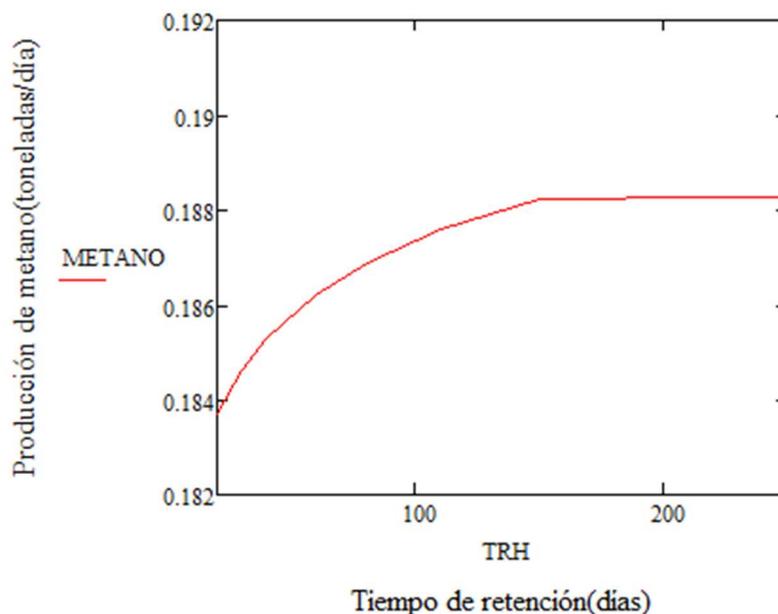


Figura 2-3: Producción de metano vs. tiempo de retención.

Las ecuaciones del modelo se deben utilizar para tiempos mayores a 7 días para poder obtener una solución no indeterminada; asimismo debe utilizarse para tiempos mayores a 20 días para que las concentraciones de microorganismos en ambas etapas de un valor positivo.

Analizando la curva se puede apreciar que se tiene una evolución que comienza aumentando de manera considerable que va tendiendo, con el paso de los días, a un valor constante de producción.

Por lo tanto, se considera que utilizar un tiempo de retención de 50 días es una opción viable, ya que para este tipo de procesos está dentro de los valores frecuentemente utilizados y se obtiene una producción de 0,186 toneladas de metano por día. Además, el hecho de utilizar tiempos mayores no se justifica ya que aumentar al doble el tiempo de retención, la producción sólo varía en el tercer decimal; los costos de operación son mayores y no se justifica dicho gasto.

Utilizando la densidad del metano se convierte el resultado a metros cúbicos:

$$\rho = 0,646 \frac{kg}{m^3}$$

$$Producción = \frac{0,186 \frac{ton}{día} \cdot 1000 \frac{kg}{ton}}{0,646 \frac{kg}{m^3}} = 287,925 \frac{m^3}{día} \cdot 50 \text{ días} = 14396,25 \text{ m}^3$$

Para tener como referencia, se compara con el consumo bimestral de un hogar, donde este valor puede alcanzar los 1800 m³ (por día representan un valor de 30 m³), mientras que la cantidad de metano producida por la digestión es de 287,8 m³ por día.

Balances de Masa

Los balances de masa se plantean en estado estacionario (etapa de diseño) por lo tanto el término de acumulación es nulo. Se considera un tiempo de retención hidráulico de 50 días, que es la cantidad de tiempo que el sustrato se encuentra dentro del reactor para producir biogás.

Caudales y composiciones

Para simular el proceso de producción se utiliza un solo reactor, por lo que el sistema consta de una sola subplanta.

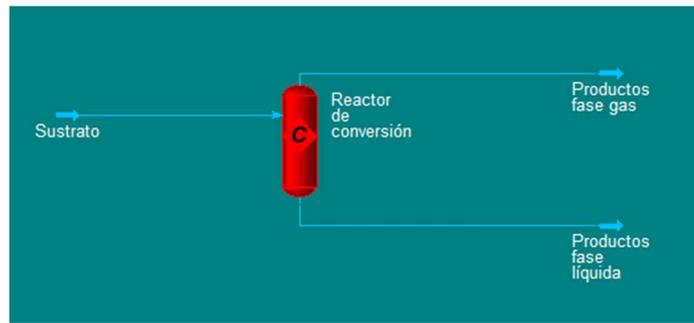


Figura 2-4: Reactor de conversión representativo del proceso

El sustrato inicial es la masa total de residuos con la que se cuenta al comienzo, pero que no reacciona completamente. De ese valor, sólo la cantidad considerada como sólidos totales entra en juego en la digestión, por lo tanto, se considera al resto como agua (dado que las frutas y verduras poseen gran cantidad de la misma).

Balance de masa global

$$\text{sustrato inicial} = \text{sólidos totales} + \text{agua}$$

$$3,7 \frac{\text{ton totales}}{\text{día}} = 0,5258 \frac{\text{ton sólidos}}{\text{día}} + 3,1742 \frac{\text{ton agua}}{\text{día}}$$

En 50 días, que es el tiempo elegido:

$$185 \text{ ton} = 26,29 \text{ ton} + 185,71 \text{ ton}$$

Los sólidos totales que ingresan son los que forman los productos de reacción; estos son: Metano, dióxido de carbono y amoníaco. Además, hay parte de los sólidos que no reaccionan. Esto se debe al valor de la eficiencia de la digestión, que implica que de los sólidos totales existe un porcentaje que genera gas y, el resto, es sustrato que no reacciona:

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

Los valores de c_0 , a_0 , S_2 , X_1 y X_2 figuran en el anexo correspondiente a la cinética.

Para el tiempo elegido se obtiene la eficiencia:

$$E = 77,35 \%$$

$$\text{masa de sólidos no reaccionantes} = 26,29 \text{ ton} \cdot (1 - 0,7735) = 5,955 \text{ ton}$$

$$\text{sólidos totales} = \text{masa sólidos reaccionantes} + \text{masa sólidos no reaccionantes}$$

Únicamente la masa que reacciona entonces es:

$$\text{masa sólidos reaccionantes} = 20,335 \text{ ton}$$

Teniendo en cuenta la reacción química, sus coeficientes estequiométricos y sus masas molares, se calcula la cantidad formada de cada producto:

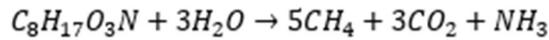


Tabla 2-5: Pesos moleculares de los compuestos involucrados en la reacción.

Compuesto	Peso Molecular (ton/mol)
$C_8H_{17}O_3N$	$1,75 \cdot 10^{-4}$
H_2O	$1,8 \cdot 10^{-5}$
CH_4	$1,6 \cdot 10^{-5}$
CO_2	$4,4 \cdot 10^{-5}$
NH_3	$1,7 \cdot 10^{-5}$

$$\text{masa } CO_2 = \frac{20,355 \text{ ton sustrato} \cdot 1,32 \cdot 10^{-4} \text{ ton } CO_2}{1,75 \cdot 10^{-4} \text{ ton sustrato}} = 15,338 \text{ ton } CO_2$$

$$\text{masa } NH_3 = \frac{20,355 \text{ ton sustrato} \cdot 1,7 \cdot 10^{-5} \text{ ton } NH_3}{1,75 \cdot 10^{-4} \text{ ton sustrato}} = 1,975 \text{ ton } NH_3$$

$$\text{masa } CH_4 = \frac{20,355 \text{ ton sustrato} \cdot 8 \cdot 10^{-5} \text{ ton } CH_4}{1,75 \cdot 10^{-4} \text{ ton sustrato}} = 9,296 \text{ ton } CH_4$$

Y, además, la cantidad de agua que reacciona es:

$$\text{masa } H_2O = \frac{20,355 \text{ ton sustrato} \cdot 5,4 \cdot 10^{-5} \text{ ton } H_2O}{1,75 \cdot 10^{-4} \text{ ton sustrato}} = 6,2748 \text{ ton } H_2O$$

Por lo tanto, por conservación de la masa:

$$\text{masa } CH_4 + \text{masa } CO_2 + \text{masa } NH_3 = \text{masa sólidos reaccionantes} + \text{masa } H_2O$$

$$\text{masa total} = 26,609 \text{ ton}$$

Entonces, las fracciones másicas de producto en el reactor se calculan dividiendo la masa de cada componente por la masa total.

$$w_{CO_2} = 0,576$$

$$w_{NH_3} = 0,074$$

$$w_{CH_4} = 0,349$$

Luego, estos productos se dividen para salir del equipo, de forma tal que sale una corriente líquida, conteniendo agua y amoníaco (que es arrastrado por el agua por su afinidad); y una corriente gaseosa que contiene metano y dióxido de carbono.

- Corriente de salida líquida

$$\text{masa líq salida} = \text{masa } NH_3 + \text{masa } H_2O \text{ no reaccionante}$$

$$\text{masa líq salida} = 1,975 \text{ ton } NH_3 + 152,435 \text{ ton } H_2O = 154,41 \text{ ton líq}$$

- ❖ Composición

$$w_{\text{líquida } NH_3} = 0,0128$$

$$w_{\text{líquida } H_2O} = 0,9872$$

- Corriente de salida gaseosa

$$\text{masa gas salida} = \text{masa } CO_2 + \text{masa } CH_4 = 24,64 \text{ ton gas}$$

- ❖ Composición

$$w_{\text{gas } CO_2} = 0,6226$$

$$w_{\text{gas } CH_4} = 0,3774$$

Mediante los valores obtenidos en los balances de masa, se puede calcular la capacidad de la planta. Si se afecta a la masa de salida de gas por la fracción másica de metano, se obtiene la cantidad de metano producida:

$$masa_{gas\ CH_4} = 9,2972\ ton$$

Como gran parte de la alimentación es agua, se calcula la capacidad de la planta en función de los sólidos totales a 50 días:

$$capacidad\ de\ planta\ (\%) = \frac{9,2972\ ton\ CH_4 \cdot 100\%}{26,29\ ton\ totales} = 35,36\ \%$$

Conclusiones

Se obtienen los siguientes resultados en el capítulo 2:

Tabla 2-6: Valores obtenidos en capítulo 2.

Variable	Valor
Caudal másico a procesar	3,7 ton residuos/día
Densidad de la mezcla	1230,56 kg/m ³
Caudal volumétrico	3 m ³ /día
Conductividad de la mezcla	0,554 W/m.°C
Viscosidad de la mezcla	1830,92 cps
Fórmula química	C ₈ H ₁₇ O ₃ N
Tiempo de retención	50 días
Producción (50 días)	14396.25 m ³

Capítulo 3: Biodigestor

Debido a que las etapas de acidogénesis y metanogénesis son llevadas a cabo a una misma temperatura y presión (35°C, 1 atm) no es necesario que deban ocurrir en distintos reactores. Por este motivo, sólo es necesario **un equipo**.

En el siguiente capítulo se decide qué tipo de reactor utilizar, se establecen sus dimensiones y el material de construcción. Por otra parte, se eligen los equipos necesarios previos al reactor.

Se realiza el diseño térmico y el diseño de agitadores. Por último, se analizan las variables a controlar dentro del reactor y con qué dispositivos puede realizarse el control.

Posibles equipos

➤ **Sistemas Batch.**

En los sistemas discontinuos, los digestores se llenan de una vez con residuos de frutas y verduras y se les permite pasar por todos los pasos de degradación secuencialmente. Algunas ventajas de los procesos por lotes son: el diseño simple y el control del proceso, la robustez hacia contaminantes gruesos y pesados y los menores costos de inversión. Son particularmente atractivos para sistemas medianos y pequeños, a escala de laboratorio. Una gran desventaja en este tipo de equipo es la necesidad de almacenamiento previo del sustrato en una cámara a una dada condición de T y P que evite la descomposición total del sustrato, hasta que la cantidad acumulada sea la que se le ingresa al reactor.

➤ **Reactor tubular.**

El factor más significativo del reactor tubular es su capacidad para separar la acidogénesis y la metanogénesis longitudinalmente en el reactor, permitiendo que el mismo se comporte como un sistema de dos fases. Si bien poseen facilidad de control y sencillez mecánica, los costos de operación son elevados, incluyendo limpieza y mantenimiento. Una de las principales desventajas de estos equipos es la dificultad para controlar la temperatura en su interior; en este caso podrían existir puntos calientes dentro del equipo. Para el sustrato a tratar, el calor de reacción es despreciable, por lo que eso no ocurriría.

➤ **Reactor tanque agitado continuo.**

Los reactores tipo tanque agitado continuo basan su diseño en la hipótesis de

mezclado perfecto, aunque podrían existir zonas estancas o canalizaciones si no hubiese buena agitación (homogeneidad). Estos equipos operan a la misma temperatura en todos sus puntos, lo que permite un control automático simple.²⁹

➤ Reactores de lecho fluidizado.

La característica distintiva de un reactor de lecho fluidizado es que el lecho de sólidos o partículas catalíticas está soportado por un flujo de gas. Este reactor facilita la carga y la extracción del catalizador, lo cual es una ventaja cuando el lecho de sólidos debe ser eliminado y reemplazado con frecuencia. Una alta conversión con un gran flujo es posible con este tipo de reactor. Estos reactores tienen una excelente transferencia de calor y características de mezclado. Como desventajas este equipo posee elevado consumo energético, dificultad para controlar la expansión del lecho, elevado costo de relleno y nivel de sólidos suspendidos en el efluente. Además, requiere un buen control de la velocidad de arrastre ya que si es elevada, el sólido sin digerir queda suspendido en el gas, y esto disminuye la producción. El uso de este tipo de reactores no se justifica por el costo económico del mismo, dada la utilidad que se le va a dar.³⁰

Teniendo en cuenta las ventajas y desventajas de cada tipo de reactor, se opta por utilizar un **tanque agitado continuo** ya que brinda la posibilidad de una agitación mecánica, de manera de obtener un buen mezclado, evitar la estratificación del sustrato y mantiene los lodos en suspensión, lo que mejora la tasa de crecimiento bacteriano. Un proceso continuo en comparación a un batch permite un suministro constante de biogás y el tratamiento continuo de cantidades considerables de desechos. En este reactor no existen tiempos muertos considerables, ya que no se detiene la producción para realizar tareas de carga y descarga, mantenimiento, limpieza, etc. La temperatura y el pH son sencillos de controlar, dado que las condiciones a la salida del reactor son las mismas que dentro del equipo. Todas estas mejoras crean un ambiente uniforme que posibilitan reducir el tamaño del digestor, mejorar la estabilidad y la eficiencia del proceso.

Dimensiones del equipo

Se propone un reactor de 8,75 metros de diámetro y 2,5 metros de altura. Esto

²⁹ H.Bouallagui, Y. Touhami, R.Ben Cheikh, M.Hamdi. 'Bioreactor performance in anaerobic digestion of fruit and vegetable wastes'. (Marzo 2005). Process Biochemistry. volumen 40, artículos 3-4, p: 989-995.

³⁰ Parr Instrument Company .(2017). USA: 211 Fifty-Third Street, Moline, IL 61265-1770, 'Reactores de Lecho Fluidizado', <http://www.parrinst.com/es/products/tubular-reactor-systems/fluidized-bed-reactors/>

se elige en base al volumen del equipo necesario que son 150.000 litros (teniendo en cuenta el caudal volumétrico por día y el tiempo de retención hidráulico).

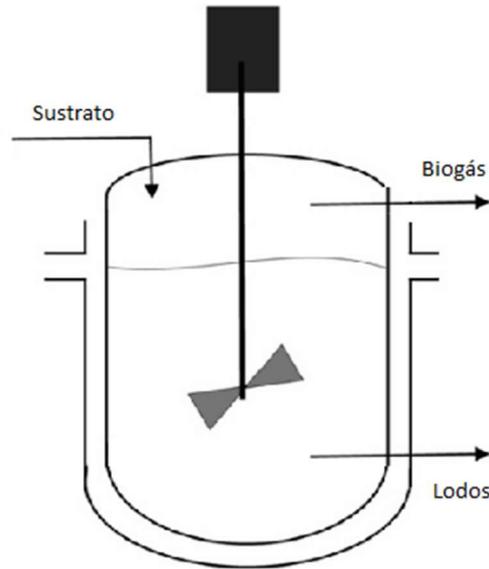


Figura 3-1: Esquema de un tanque agitado continuo similar al reactor.

Sistema de agitación

Los objetivos buscados con la agitación son: Remoción de los metabolitos producidos por las bacterias metanogénicas, mezclado del sustrato fresco con la población bacteriana, evitar la formación de costra que se forma dentro del digestor, uniformar la densidad bacteriana, evitar la formación de espacios “muertos” sin actividad biológica que reducirían el volumen efectivo del reactor, prevenir la formación de espumas y la sedimentación en el reactor.

En reactores con capacidades mayores a 100 m³ es necesario implementar agitación mecánica para mantener en suspensión los lodos. Los agitadores sumergibles son usualmente utilizados en la producción de biogás; una agitación suave incrementa la velocidad de digestión y una agitación más rápida la disminuye.

Se considera que la agitación más eficiente se dará al ubicar los agitadores en el fondo del digestor, esto logrará un menor estancamiento de los lodos, permitiendo homogeneizar la mezcla.

Para realizar los cálculos de agitación y diseño, se considera que el fluido es newtoniano, aunque luego los valores encontrados para viscosidad presentan características de no newtonianos, ya que el índice de comportamiento de flujo (n) difiere de 1. Para este tipo de fluidos existen diversos tipos de sistemas en relación al

mezclado³¹:

➤ Agitadores de paletas o palas:

Es la forma más sencilla de agitador, consiste en una hoja plana sujeta a un eje rotatorio que normalmente gira a velocidades entre 20 y 150 rpm.

➤ Agitadores de hélice:

Están contruidos con elementos impulsores de hojas cortas que giran a altas velocidades. Producen principalmente corrientes longitudinales (axiales) y rotatorias, y se emplean para líquidos poco viscosos. 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, pero únicamente en líquidos poco viscosos (con viscosidad menor a 5000 centipoises).

Para evitar los remolinos, la hélice se monta descentrada respecto al centro del tanque o bien inclinada en relación al eje longitudinal, en tanques grandes se pueden montar en las paredes laterales.

➤ Agitadores de turbina:

Están compuestos por un impulsor con más de cuatro hojas montadas sobre un rodete y fijas a un eje rotatorio. Los agitadores de turbina giran a velocidades elevadas (de 30 a 500 rpm) sobre un eje que va montado centralmente dentro del tanque. 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 lo que se producen dos corrientes de circulación separadas. Los agitadores de turbina son eficaces para amplios rangos de viscosidades.

Diseño de agitadores

Se utilizan correlaciones para calcular la potencia consumida por agitación, ya que luego se utilizará este dato en el balance de energía. Para ello, en primer lugar se debe calcular el número de Reynolds (Re), el cual tiene en cuenta las revoluciones por

³¹M.C. María Luisa Colina Irezabal, 'Mezclado de Alimentos fluidos', http://sgpwe.izt.uam.mx/files/users/uami/mlci/mezclado_fluidos.pdf

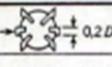
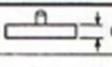
segundo del impulsor, el diámetro del mismo, la viscosidad y densidad de la mezcla.

$$Re = \frac{n \cdot D_i^2 \cdot \rho}{\mu}$$

La información estimativa con respecto a la dimensión del impulsor y la frecuencia se obtiene de catálogos de agitadores para biogás³².

Con respecto al impulsor, se considera utilizar un impulsor de **hélice**, ya que es apto para la viscosidad de la mezcla, no es tan caro como los mezcladores de turbina y son los más utilizados en las plantas de biogás europeas³³. En general, las hélices son de acero inoxidable o galvanizado.

Se considera un impulsor con una **hélice de tres palas** con paso de hélice equivalente a dos veces el diámetro del impulsor. Para los cálculos, se decide que el tanque contiene 4 baffles. De la Figura 3-2 se lee la referencia número 7.

Tipo de rodete	$\frac{D_i}{D_d}$	$\frac{Z_i}{D_i}$	$\frac{Z_i}{D_i}$	Hojas cort.		N.º	Ref.	Tipo de rodete	$\frac{D_i}{D_d}$	$\frac{Z_i}{D_i}$	$\frac{Z_i}{D_i}$	Hojas cort.		N.º	Ref.
				N.º	w/D _i							N.º	w/D _i		
Turbina de 6 palas planas 	3	2,7-3,9	0,75-1,3	4	0,17	1	7	Dos paletas 	4,35	4,3	0,29	3	0,11	8	3
Igual que en el n.º 1	3	2,7-3,9	0,75-1,3	4	0,10	2	7	Cuatro paletas. Ver n.º 8	3	3	0,5	0		16	2
Igual que en el n.º 1	3	2,7-3,9	0,75-1,3	4	0,04	4	7	Dos paletas. Ver n.º 8	3	3,2	0,33	0		20	4
Igual que en el n.º 1; a = 1, b = 40	3	2,7-3,9	0,75-1,3	0		14	7	Dos paletas. Ver n.º 8	3	2,7-3,9	0,75-1,3	4	0,10	10	7
Turbina de 6 palas curvadas Tam. de palas como en n.º 1 	3	2,7-3,9	0,75-1,3	4	0,10	3	7	Dos paletas. Ver n.º 8 Ancho de paleta = 0,13 D _i	1,1	0,5	0,19	0		29	10
Turbina 6 palas forma flecha Tam. de pala como en n.º 1 	3	2,7-3,9	0,75-1,3	4	0,10	5	7	Dos paletas. Ver n.º 8 Ancho de paleta = 0,17 D _i	1,1	0,4	0,10	0		29	10
Turbina radial con anillo deflector 				0		7	9	Hélice de 3 palas Paso de la hélice = 2 D _i 	3	2,7-3,9	0,75-1,3	4	0,10	15	7
Turbina cerrada, de 6 palas. Anillo deflector de 20 hojas	2,4	0,74	0,9	0		11	6	Igual que el n.º 15; a = 1,7, b = 18	3,3	2,7-3,9	0,75-1,3	0		21	7
Similar, pero no idéntica a la n.º 11	3	2,7-3,9	0,75-1,3	0		12	7	Igual que el n.º 15, pero con paso = 1,33 D _i	16			3	0,06	18	5
Igual que la 12, pero sin anillo deflector.	3	2,7-3,9	0,75-1,3	4	0,10	13	7	Igual que el n.º 15, pero con paso = 1,09 D _i	9,6			3	0,06	23	5
Turbina axial de 8 palas con ángulo de 45°. Ver n.º 17	3	2,7-3,9	0,75-1,3	4	0,10	9	7	Igual que el n.º 15, pero con paso = 1,05 D _i ; a = 2,3, b = 18	2,7	2,7-3,9	0,75-1,3	0		27	7
Turbina axial 4 palas con ángulo de 60° 	3	3	0,50	0		17	2	Igual que el n.º 15, pero con paso = 1,04 D _i ; a = 0, b = 18	4,5	2,7-3,9	0,75-1,3	0		25	7
Turbina axial de 4 palas con ángulo de 45°. Ver n.º 17.	5,2	5,2	0,87	0		19	2	Igual que el n.º 15, pero con paso = D _i	3	2,7-3,9	0,75-1,3	4	0,10	24	7
Igual que la n.º 19	2,4-3,0	2,4-3,0	0,4-0,5	0		22	2	Igual que el n.º 15, pero con paso = D _i ; a = 2,1, b = 18	3	2,7-3,9	0,75-1,3	0		26	7
Disco con 16 paletas 	2,5	2,5	0,75	4	0,25	6	1	Igual que el n.º 15, pero con paso = D _i	3,8	3,5	1,0	0		28	8

D_i = diámetro del rodete; D_d = diámetro del depósito; n = n.º de revoluciones por segundo; w = ancho de las hojas de los cortacorrientes; Z_i = altura que está el rodete sobre el fondo del depósito; Z_l = altura del nivel del líquido en el depósito.

Figura 3-2: Variables en función del tipo de impulsor.³⁴

³² Agrartechnik, Becker-Seesen. Alemania, <https://www.becker-seesen.de/en/biogasaruehrwerke.php>

³³ Dieter Deublein, Angelika Steinhauser. (2008). Alemania. 'Biogas from waste and renewable resources', http://www.zorg-biogas.com/upload/book_biogas_plant.pdf

³⁴ G.G. Brown. (1955-1965). España: Barcelona. 'Operaciones básicas de la ingeniería química', Ed. Marín, p: 532.

Con la referencia y el número de Reynolds, se ingresa a la figura 3-3 y se obtiene el número de Po , necesario para calcular la potencia.

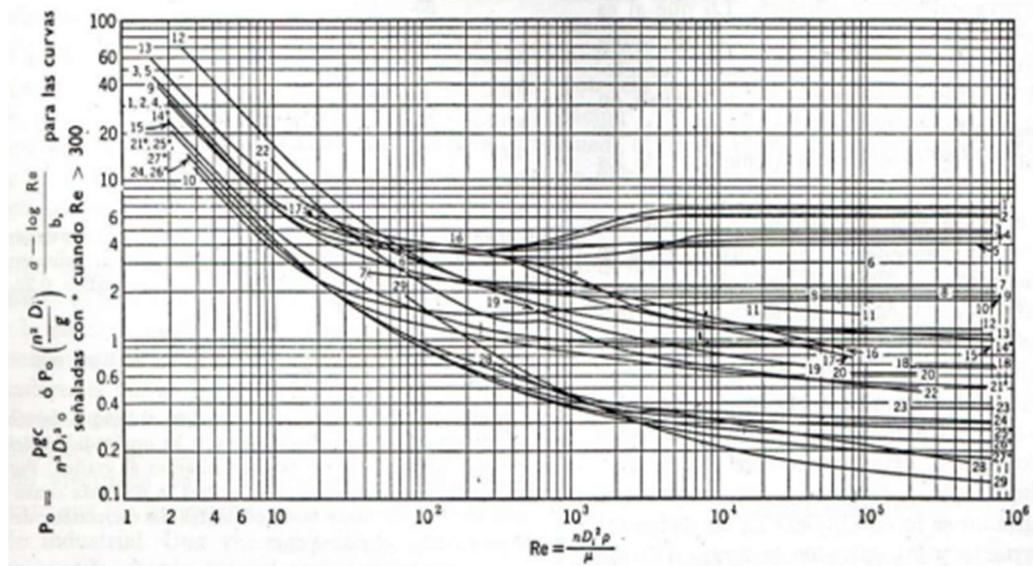


Figura 3-3: Consumo de energía para diversos agitadores expresado por el parámetro de potencia (Po) y el número de Reynolds (Re).³⁵

$$\text{Potencia} = Po \cdot n^3 \cdot Di^5 \cdot \rho$$

Se calcula la potencia para distintos diámetros de impulsor y frecuencias. El cálculo se encuentra detallado en un anexo de Mathcad.

Tabla 3-1: Potencia consumida por agitación para diferentes diámetros y RPM.

Diámetro impulsor (m)	Revoluciones por minuto (rpm)	Potencia consumida (kW)
0,5	100	0,37
	200	2,89
	300	9,78
0,75	100	2,75
	200	21,97
	300	74,16
1	100	11,57
	200	92,59
	300	312,5

Los valores recomendados de potencia para agitación de biogás se encuentran entre 5-8 W/m³ de volumen de digestor. Un mezclado excesivo aumenta el consumo

³⁵ G.G. Brown. (1955-1965). España: Barcelona. 'Operaciones básicas de la ingeniería química', Ed. Marín, p: 532.

de potencia y destruye a los microorganismos, generando como consecuencia una baja producción de gas. Se puede optar por tres estrategias de mezclado:

- Agitación lenta: Agitadores con brazos y paletas que abarquen todo el espacio de fermentación, con un bajo consumo energético y operación continua.
- Agitación intermedia: Agitadores operando a velocidad media de manera intermitente o continua con un consumo de energía moderado.
- Agitación rápida: Agitadores funcionando con un elevado consumo de energía, los cuales se encienden en un período corto de tiempo.

En general, se prefiere una agitación intensa, pero de corto duración en lugar de una débil y más prolongada. En la práctica se mezcla de 1 a 10 veces por día durante 5 a 60 minutos³⁶.

Considerando un valor promedio de $6,5 \text{ W/m}^3$ como recomendado, y afectándolo por el volumen del reactor, se obtiene un valor de potencia de aproximadamente 1000 W. Se decide entonces utilizar 3 agitadores de 370 W de consumo cada uno, con una velocidad de giro de 100 rpm y un diámetro de impulsor de 0,5 m. Los agitadores se disponen en forma de triángulo en el fondo del reactor, alrededor del serpentín calefactor.

Cabe aclarar que los valores calculados son aproximados, ya que las tablas son aptas para un solo agitador, por lo que no es posible corregir el número de Po.

Materiales

Para la construcción del biodigestor pueden emplearse diversos materiales. Entre los más utilizados se encuentran el cemento, el acero, polietileno de alta densidad (HDPE) o PVC.³⁷

Los equipos de cemento son utilizados cuando se debe mantener la mezcla por largos períodos de tiempo dentro del mismo y en general la pared ronda los 35 cm de espesor. Una opción más costosa es utilizar paneles de acero cubiertos con esmalte de vidrio a base de tecnología de sinterización a alta temperatura³⁸. Esta cubierta de esmalte tiene un largo período de vida útil, es químicamente muy resistente a la corrosión y a prueba de golpes, además, se pueden instalar y desmontar rápidamente. Las ventajas de un reactor con cubierta de acero en lugar de hormigón

³⁶Dieter Deublein, Angelika Steinhauser. (2008). Alemania. 'Biogas from waste and renewable resources', http://www.zorg-biogas.com/upload/book_biogas_plant.pdf

³⁷M. Samer Cairo University, Faculty of Agriculture, Department of Agricultural Engineering, Egypt. <http://cdn.intechopen.com/pdfs/31334.pdf>

³⁸Zorg Biogas, <http://www.zorg-biogas.com/equipment/reactor?lang=es>

son: La falta de necesidad de encofrado, la reducción del período de construcción y la posibilidad de la construcción durante todo el año sin influencias meteorológicas. Como este trabajo no es llevado a la práctica, esta alternativa es la más costosa y no se justifica, dado el uso que se le va a dar al equipo.

Alternativas más económicas son utilizar polietileno de alta densidad o PVC. La ventaja es que poseen una baja conductividad térmica, por lo que las variaciones climáticas externas no afectarán tanto la temperatura interna del digestor.

Al analizar el valor de la conductividad térmica del HDPE y el PVC:

$$k_{PVC} = 0,126 \frac{kcal}{m \cdot h \cdot ^\circ C}$$

$$k_{HDPE} = 0,417 \frac{kcal}{m \cdot h \cdot ^\circ C}$$

Se encuentra que el PVC es más aislante (es decir, tiene un menor valor de k) por lo que se decide hacer la pared circular del reactor, el piso y la tapa de PVC; de esta manera se evita perder el calor desde adentro del reactor hacia el exterior.

Espesor del tanque

Para el cálculo del espesor se tienen en cuenta dos variables: El radio mínimo de aislamiento y el mínimo espesor por cuestiones estructurales.

Espesor mínimo estructural

Se calcula la presión de la mezcla dentro del tanque mediante la ecuación de Bernoulli, y se determina también la tensión de fluencia del PVC, para estimar el espesor mínimo estructural mediante la ecuación de Laplace.

$$P = \rho_{mezcla} \cdot altura_{tanque} \cdot gravedad = 1230,56 \frac{kg}{m^3} \cdot 2,5 m^2 \cdot 9,8 \frac{m}{s^2} = 30148,72 Pa$$

$$R = \frac{8,75}{2} = 4,375 m$$

$$\sigma_{PVC} = 5,5 \cdot 10^6 \frac{N}{m^2}$$

Ecuación de Laplace para recipientes cilíndricos y esféricos sometidos a presión interna:

$$\frac{P \cdot R}{2 \cdot e} = \sigma_{PVC}$$

Se obtiene entonces el espesor mínimo estructural:

$$e_{\text{mínestructural}} = 1 \text{ cm}$$

Utilizando el radio crítico del aislante:

$$r_{\text{crítico}} = \frac{k_{PVC}}{h_{\text{aire}}}$$

Donde:

$$h_{\text{aire}} = 5 \frac{W}{K.m^2}$$

$$h_{PVC} = 0,1463 \frac{W}{K.m^2}$$

Se considera un coeficiente de convección del aire pequeño para obtener una solución conservadora, ya que el radio crítico es inversamente proporcional con el coeficiente convectivo.

$$r_{\text{crítico}} = 3 \text{ cm}$$

Esto quiere decir que a cualquier radio mayor a 3 cm el tanque funciona como aislante, y como el radio del tanque es 4,375 m se considera que ya será aislante. Por lo tanto, sólo se debe cumplir el requerimiento de espesor mínimo estructural que es 1 cm. Se decide usar **3 cm** como espesor de paredes y techo, mientras que para el piso se usa **5 cm** para considerarlo completamente aislante.

Pre-reactor

Transporte de la materia prima

Los desechos de frutas y verduras provienen del Mercado de Abasto en camiones, los cuales descargan la materia prima en cangilones. Luego, éstos alimentan la trituradora conectada al digestor. Los cangilones tienen un motor de aproximadamente 1 HP.

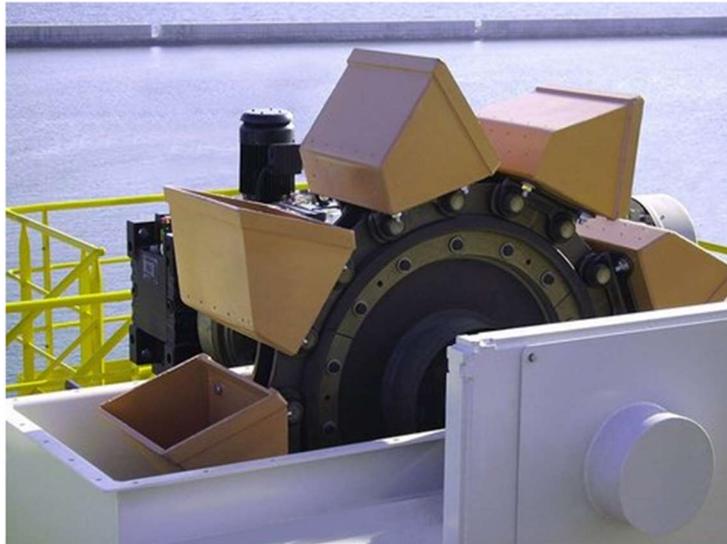


Figura 3-4: Sistema de Cangilones³⁹.

Previa la entrada del sustrato al digestor, siendo éste desechos de frutas y verduras, existe la necesidad de triturar la mezcla para homogeneizarla y darle consistencia de “lodo” (ciertas frutas o verduras poseen una cáscara resistente, que dificulta la digestión e inclusive la agitación).

Trituradora

La inserción de la trituradora al digestor debe ser sellada y no debe permitir pérdidas de biogás; esto se realiza con la finalidad de evitar el uso de bombas. La alimentación ingresa mediante un sistema de pistones por un agujero en la pared del digestor. La inserción a la altura del suelo implica que la alimentación se sumerja en el líquido contenido en el digestor, evitando la estratificación del sustrato.⁴⁰

³⁹ Beumer Group (2017). ‘Técnica de transporte’. Alemania: <https://www.beumergroup.com/es/productos/tecnica-de-transporte/elevadores-de-cangilones>

⁴⁰ Teodorita Al Seadi et Al. (Octubre de 2008). University of Southern Denmark, Denmark: Biogas Handbook, <http://www.build-a-biogas-plant.com/PDF/BiogasHandbookDenmark2008.pdf>

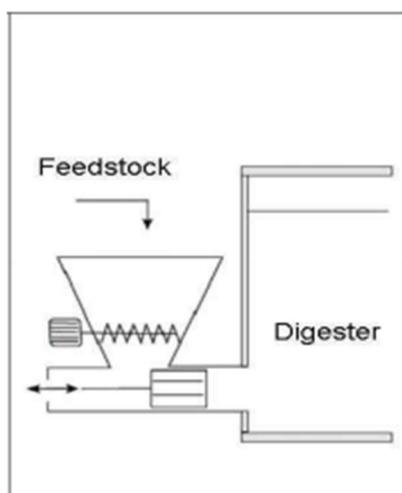


Figura 3-5: Trituradora mediante sistema de pistón.

Algunos de los beneficios de utilizar este equipo son:

- Minimizar los costos de transporte reduciendo el volumen de sus desechos.
- Mejorar la eficiencia en sistemas de digestión y composta incrementando el área superficial.
- Fácil modernización de las instalaciones existentes.
- Ahorro de energía eléctrica debido a los motores de bajo consumo.

Para ello se utiliza una trituradora llamada 1-SHRED⁴¹ disponible en el mercado. El 1-SHRED es un triturador compacto y resistente ante materia sólida. Cabe en áreas con requerimientos limitados de espacio, mientras provee la potencia necesaria para cortar desechos de alimentos duros, huesos pequeños e inclusive madera. Consiste en dos ejes de cuchillas de acero endurecido que giran a baja velocidad y alto torque para triturar sólidos grandes en partículas más pequeñas. Su pequeño tamaño hace de éste la elección ideal para su integración a otros equipos como digestores de residuos alimenticios o despulpadoras. Posee un monitoreo y control automatizados, lo que reduce las interrupciones y optimiza el rendimiento del triturador.

Especificaciones:

- Capacidad de alimentación hasta 43 ft³/h (1,2 m³/h).
- Longitud de cámaras de corte de 25 pulgadas (185 mm).

⁴¹ JWC Environmental, <https://www.jwcla.com/product/1-shred/>

- Motores estándar de 2-3 HP (1,5-2,2 kW).



Figura 3-6: Trituradora 1-SHRED.

Este equipo puede utilizarse ya que se requiere procesar 0,125 m³/hr y funciona hasta 1,2 m³/hr.

Estas trituradoras están hechas en su mayoría de acero inoxidable, ya que trabajan con materia orgánica, lo cual provoca la oxidación y rápido desgaste de un acero común. La viscosidad utilizada para los cálculos es la que se obtiene luego de que la mezcla sale de la trituradora.

Diseño térmico

Para el diseño térmico del reactor, se consideran condiciones climáticas extremas, es decir, las más frías y con ráfagas de viento más intensas en los últimos 5 años en la ciudad de Mar del Plata.

Tabla 3-2: Condiciones climáticas extremas en la ciudad de Mar del Plata desde el año 2012 hasta el 2016 inclusive.

Año	Temperatura mínima anual (°C)	Intensidad de viento máxima (km/h)
2012	-6,2	74,1
2013	-4	82,8
2014	-4,4	92,4
2015	-4,2	66.5
2016	-3	85.2

Se calcula un promedio para la temperatura mínima y para la velocidad del viento más alta en los últimos 5 años:

$$T_{minprom} = -4,36 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$V_{máxprom} = 80,2 \frac{km}{h} = 22,28 \frac{m}{s}$$

Para realizar el balance térmico, se tienen que tener en cuenta los diferentes calores que gana o pierde la mezcla en el interior del reactor.

Calor por conducción

Es el calor que se transmite por medio de las paredes del reactor. Utilizando la Ley de Fourier se calcula el calor de manera individual para la tapa (considerada como una placa plana) y para el cuerpo del reactor (considerado como un cilindro). En cuanto al piso el reactor, se utiliza un espesor de 5 cm (a diferencia del resto del equipo cuyas paredes y techo poseen 3 cm de espesor) para mejorar el efecto aislante y, que de esta manera, la transferencia de calor se considere despreciable frente a las pérdidas de calor por techo y paredes. Luego, se puede expresar el calor como:

$$Q_{conducción} = Q_{conducción_{tapa}} + Q_{conducción_{cilindro}}$$

$$Q_{conducción_{tapa}} = \frac{k_{pvc}}{e} \cdot (T_{pared_{int}} - T_{pared_{ext}}) \cdot A_{transferencia_{tapa}}$$

$$Q_{conducción_{cilindro}} = k_{pvc} \cdot \frac{T_{pared_{int}} - T_{pared_{ext}}}{r \cdot \ln \frac{r_{ext}}{r_{int}}} \cdot A_{transferencia_{cilindro}}$$

Donde las áreas se expresan como:

$$A_{transferencia_{tapa}} = \pi \cdot r_{int}^2$$

$$A_{transferencia_{cilindro}} = 2 \cdot \pi \cdot r \cdot L_{int}$$

Las variables utilizadas poseen los siguientes valores:

$$e = 0,03 \text{ m}$$

$$k_{PVC} = 0,1465 \frac{W}{m \cdot K}$$

$$T_{pared_{int}} = 35 \text{ }^{\circ}C$$

$$r_{ext} = 4,405 \text{ m}$$

$$r_{int} = 4,375 \text{ m}$$

$$L_{int} = 2,5 \text{ m}$$

Calor por convección

Se considera transferencia de calor por convección entre el aire externo y la parte externa de las paredes del reactor. Como el diseño se realiza teniendo en cuenta que la velocidad del viento es muy elevada, la convección se considera forzada.

Para hallar los coeficientes de transferencia de calor se utilizan correlaciones; para poder utilizarlas se debe analizar por separado la tapa y las paredes del reactor.

Tapa del reactor

Se considera como una placa plana con el flujo de aire paralelo a la misma. Según las correlaciones, para esta geometría se adquiere como longitud característica la longitud de la placa, lo que en este caso, se asume que es el diámetro de la tapa.

Para poder calcular el número de Reynolds y el número de Prandtl, es necesario contar con las propiedades del aire (las cuales no varían demasiado entre 0°C y -4,36°C).

$$\mu_{aire(0^{\circ}C)} = 1,71 \cdot 10^{-5} \frac{N \cdot s}{m^2}$$

$$\rho_{aire(0^{\circ}C)} = 1,3 \frac{kg}{m^3}$$

$$k_{aire(0^{\circ}C)} = 0,024 \frac{W}{m \cdot K}$$

$$Cp_{aire(0^{\circ}C)} = 1011 \frac{J}{kg \cdot K}$$

Luego se procede a calcular el Reynolds y el Prandtl:

$$Re = \frac{\rho_{\text{aire}(0^{\circ}\text{C})} \cdot v_{\text{aire}} \cdot D_{\text{ext}}}{\mu_{\text{aire}(0^{\circ}\text{C})}} = \frac{1,3 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 22,28 \frac{\text{m}}{\text{s}} \cdot 8,77 \text{m}}{1,71 \cdot 10^{-5} \frac{\text{N} \cdot \text{s}}{\text{m}^2}} = 1,459 \cdot 10^7$$

$$Pr = \frac{\mu_{\text{aire}(0^{\circ}\text{C})} \cdot C_{p_{\text{aire}(0^{\circ}\text{C})}}}{k_{\text{aire}(0^{\circ}\text{C})}} = \frac{1,71 \cdot 10^{-5} \frac{\text{N} \cdot \text{s}}{\text{m}^2} \cdot 1011 \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot \text{K}}}{0,024 \frac{\text{W}}{\text{m} \cdot \text{K}}} = 0,72$$

A partir de los valores de Re y Pr obtenidos, se halla la correlación más adecuada. Para este caso, se utiliza la Analogía de Prandtl⁴², cuyo rango de aplicación es de $5 \cdot 10^5 < Re < 1 \cdot 10^7$. Si bien el Reynolds cae apenas por fuera del rango, se utiliza considerando que el error es pequeño.

$$Nu = \frac{h_{\text{tapa}} \cdot D_{\text{ext}}}{k_{\text{aire}(10^{\circ}\text{C})}} = \frac{0,0292 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr}{1 + 2,12 \cdot Re^{-0,1} \cdot (Pr - 1)} = 12785,42$$

$$h_{\text{tapa}} = 35 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

Paredes del reactor

Se considera como un cilindro con flujo de aire perpendicular. Según las correlaciones, para esta geometría se adquiere como longitud característica el diámetro externo del cilindro. Por lo tanto, los valores del número de Reynolds y el número de Prandtl serán iguales al caso anterior. La correlación utilizada es la de Churchill-Bernstein⁴³ que se aplica a cualquier valor de Re.

$$Nu = 0,3 + \frac{0,62 \cdot Re^{\frac{1}{2}} \cdot Pr^{\frac{1}{3}}}{\left[1 + \left(\frac{0,4}{Pr}\right)^{\frac{2}{3}}\right]^{\frac{1}{4}}} \cdot \left[1 + \frac{Re}{282000}\right]^{\frac{4}{5}} = 44542,77$$

$$Nu = \frac{h_{\text{cilindro}} \cdot D_{\text{ext}}}{k_{\text{aire}(0^{\circ}\text{C})}} = 44542,77$$

$$h_{\text{tapa}} = 121,9 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

⁴² Analogía de Prandtl, p: 1. https://alojamientos.uva.es/guia_docente/uploads/2013/455/42611/1/Documento62.pdf

⁴³ Correlación de Churchill-Bernstein, p: 2, https://alojamientos.uva.es/guia_docente/uploads/2013/455/42611/1/Documento62.pdf

Una vez calculados los coeficientes de transferencia de calor, se puede plantear el calor transferido por convección:

$$Q_{convección} = Q_{convección_{tapa}} + Q_{convección_{cilindro}}$$

$$Q_{convección_{tapa}} = h_{tapa} \cdot (T_{pared_{ext}} - T_{amb}) \cdot A_{transferencia_{tapa}}$$

$$Q_{convección_{cilindro}} = h_{cilindro} \cdot (T_{pared_{ext}} - T_{amb}) \cdot A_{transferencia_{cilindro}}$$

Donde las áreas se expresan como:

$$A_{transferencia_{tapa}} = \pi \cdot r_{ext}^2$$

$$A_{transferencia_{cilindro}} = 2 \cdot \pi \cdot r_{ext} \cdot L_{ext}$$

Se calcula la longitud considerando la pared del reactor:

$$L_{ext} = 2,58 \text{ m}$$

Calor intercambiado con el serpentín

Es el calor que se debe ceder a la mezcla dentro del reactor para que ésta se encuentre a 35°C. Este calor se calcula posteriormente.

Calor por radiación

Todos los cuerpos, cualquiera sea su temperatura, emiten energía radiante desde su superficie. De acuerdo a la temperatura ambiente, el calor por radiación será cedido o absorbido. Como el reactor está al aire libre, intercambia calor con el ambiente. La temperatura ambiente para la radiación es la "temperatura del cielo", que es considerado el "sólido" más cercano. Se obtiene de bibliografía⁴⁴ una correlación para obtener la temperatura ambiente (equivalente a la del cielo):

$$T_{cielo}^4 = \varepsilon \cdot T_{aire}^4$$

$$\varepsilon = 0,711 + 0,56 \cdot \frac{T_{aire}}{100} + 0,73 \cdot \left(\frac{T_{aire}}{100}\right)^2$$

Donde la temperatura está en grados centígrados.

⁴⁴ E. Frigerio, L. Saravia (1992) 'Emisividad infrarroja de la atmósfera, medidas en el noroeste Argentino'. Universidad Nacional de Salta y CONICET, <https://anales.fisica.org.ar/journal/index.php/analesafa/article/view/1598>

Se tiene en cuenta en el diseño que no hay radiación solar, dado que ésta calentará el reactor, y se requeriría que el serpentín entregase menor calor para calentar la mezcla; por lo que diseñar de noche sería el caso más conservador o desfavorable.

Resolviendo la segunda ecuación se obtiene $\varepsilon = 0,6879$ (reemplazando Taire por 268,64 K (-4,36°C)). Se reemplaza la emisividad en la primera ecuación, y se obtiene la temperatura del cielo que es de 244,66 K (-28,33°C). Este valor es el reemplazado a continuación en T_{amb} .

$$Q_{radiación} = \sigma \cdot A_{transferencia_{reactor}} \cdot (T_{pared_{ext}}^4 - T_{amb}^4)$$

Donde el área se expresa como:

$$A_{transferencia_{reactor}} = 2 \cdot \pi \cdot r_{ext} \cdot L_{ext} + \pi \cdot r_{ext}^2$$

Y donde la constante de Stefan Boltzmann toma el valor de:

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

Calor por agitación

Se considera despreciable para el cálculo, sabiendo que si bien no lo es, en el caso más conservador la mezcla sólo recibiría calor del serpentín. La potencia consumida por agitación es (cálculo anexado en el archivo de Mathcad):

$$Potencia_{agitación} = 1110 W$$

Intercambio de calor lodo-gas

Este calor se considera despreciable, ya que se asume que tanto los lodos como el gas que se forma se encuentran a 35°C.

Calor que absorbe la mezcla

La materia prima, debe absorber energía para elevar su temperatura hasta los 35°C (a la cual se lleva a cabo el proceso de digestión). Esta energía puede ser brindada por medio de un serpentín o una camisa calefactora. Se elige utilizar un serpentín.

Dicho calor se expresa de la siguiente manera:

$$Q_{mezcla} = \rho_{mezcla} \cdot C_{p_{mezcla}} \cdot \Delta T$$

Donde la densidad y el Cp son los calculados en el capítulo n°2.

$$\rho = 1230,56 \frac{kg}{m^3} \quad Cp = 4192,097 \frac{J}{kg \cdot ^\circ C}$$

$$\Delta T = 35^\circ C - 0,5^\circ C = 34,5^\circ C$$

Por lo que el calor que se le debe entregar (considerando al sistema aislado) a la mezcla es:

$$Q_{mezcla} = 1230,56 \frac{kg}{m^3} \cdot 4192,097 \frac{J}{kg \cdot ^\circ C} \cdot 34,5^\circ C = 177972627,5 \frac{J}{m^3}$$

$$177972627,5 \frac{J}{m^3} \cdot 3 \frac{m^3}{día} \cdot \frac{1 \text{ día}}{86400 \text{ seg}} = 6179,6 \text{ W}$$

Como el diseño se realiza en las condiciones más desfavorables, es decir, en un ambiente ventoso y frío, el reactor tendrá **pérdidas** de calor por conducción, convección y radiación.

Una de las incógnitas es la temperatura en la pared externa del reactor. Como el calor perdido por conducción, desde la pared interna hasta la pared externa es igual al calor que se pierde a través de la pared externa hacia el ambiente por convección y radiación, se puede despejar dicha temperatura (los cálculos se encuentran en un anexo de Mathcad).

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

De la igualdad anterior, se obtiene que:

$$T_{paredexterna} = -4,541^\circ C$$

Finalmente, se puede calcular el calor del serpentín sabiendo que el calor que se deberá ceder a la mezcla será igual al calor perdido por conducción (que es el mismo que el perdido por convección y radiación), más el calor absorbido por la mezcla menos el calor que se gana debido a la agitación (en este caso se considera despreciable).

$$Q_{serpentín} = Q_{conducción} + Q_{mezcla} = 31110 \text{ W}$$

Este es el máximo calor que debería entregarse en las peores condiciones de operación, y se utiliza para estimar el área del serpentín, que debe ser suficiente para

brindar ese calor máximo. En cualquier otro caso, el calor que deberá brindarse será menor y por lo tanto, menor será el caudal a pasar por el serpentín.

Sistema de control

El objetivo de todo sistema automático de control es mantener el sistema en estado estacionario, en las condiciones óptimas para el desarrollo del proceso, así como evitar cualquier posible riesgo en la planta.

A la entrada del digestor se plantea colocar un sistema de medidores indicadores de flujo, pH y temperatura, para detectar posibles perturbaciones en las condiciones de alimentación. Además, a la salida de la corriente gaseosa, también puede medirse el caudal. Como detectores se pueden emplear⁴⁵:

- Para la alimentación:

Medidor de caudal: Medidor electromagnético.

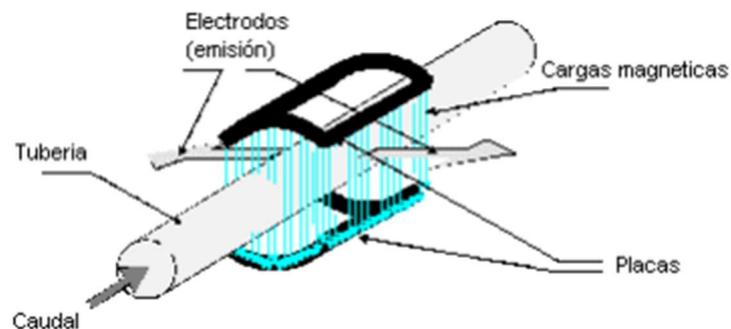


Figura 3-7: Esquema de un medidor de caudal electromagnético.

⁴⁵Burgoa Francisco, Fernando, Departamento de Ingeniería Química y Tecnología del Medio Ambiente. (Julio de 2015). España, Valladolid. 'Diseño de una planta de tratamiento de aguas residuales con fotobiorreactor de microalgas', <https://uvadoc.uva.es/bitstream/10324/13591/1/TFG-I-264.pdf>



Figura 3-8: Medidores de caudal electromagnéticos comerciales.

Ventajas:

- ❖ No genera pérdidas de carga.
- ❖ Dado que el parámetro sensado a través de la tubería es velocidad promedio, se aplica tanto a flujo laminar como turbulento y no depende de la viscosidad.
- ❖ Apto para la medición de barros.
- ❖ Permite la medición de caudales bi-direccionales.
- ❖ No tiene partes móviles, por lo que es confiable y de bajo mantenimiento.
- ❖ Su precisión es relativamente alta.

Desventajas:

- ❖ Si el fluido a medir produce depósitos sobre los electrodos, la medición será errónea (esto no ocurrirá ya que la mezcla fue previamente triturada).
- ❖ Su costo es relativamente alto.
- ❖ No es utilizable en gases por la baja conductividad⁴⁶.

- Para la salida de la corriente gaseosa: Rotámetro.⁴⁷

El efecto de la viscosidad sobre la indicación es despreciable, pero el efecto del tipo de fluido debe ser adecuadamente calibrado.

⁴⁶ http://www.investigacion.frc.utn.edu.ar/sensores/Caudal/Principios/Caudal_Sensores.pdf

⁴⁷ <https://www.flowmeet.com/productos/caudalímetros/electromagnetico/electromagnetico-serie-e>

Ventajas:

- ❖ Cubre un rango amplio de caudales.
- ❖ Sirve para líquidos y gases.
- ❖ Provee una información visual directa.
- ❖ La caída de presión es baja.
- ❖ Instalación y mantenimiento simple.

Desventajas:

- ❖ No es sencillo ni económico obtener señal eléctrica a partir de la indicación.
- ❖ Se incrementa mucho su costo para tuberías de diámetro grande.
- ❖ No se consiguen rotámetros para tuberías grandes.
- ❖ Debe instalarse en sentido vertical de modo que el caudal sea ascendente.
- ❖ Son de baja precisión.

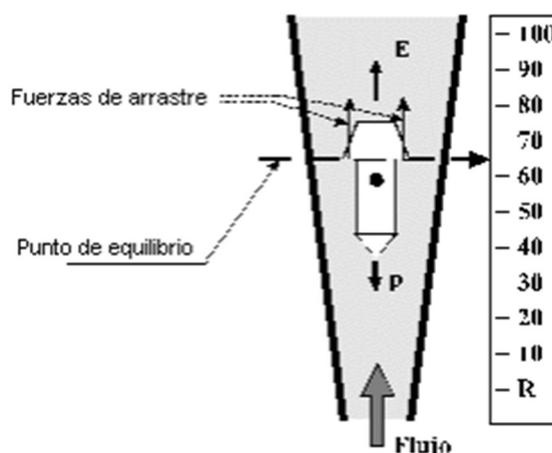


Figura 3-9: Esquema de un medidor de caudal tipo rotámetro.

➤ Medidor de pH: Electrodo de pH.

El electrodo de vidrio posee las mejores características técnicas de medición posibles de todos los sensores que existen. Además de su manejo sencillo, ofrece la mayor precisión posible. Es muy resistente a las influencias de las soluciones tales como color, viscosidad y composición química. La pieza central de este electrodo es una membrana de vidrio muy delgada (membrana de pH), fabricada con un vidrio selectivo de pH especial. Este vidrio, tiene la capacidad de reaccionar con la humedad o el agua, de forma que se crea una fina capa que contiene agua sobre la superficie.

Este gel o capa se utiliza como barrera selectiva que, prácticamente sólo intercambia los iones H^+ con la solución a medir. El intercambio de otros iones se bloquea.

El valor del pH es fundamental para digestión anaeróbica. Puede o no considerarse un lazo de control para el pH, ya que es suficiente con realizar una medición una vez al día con un pH-metro y adicionar carbonato de sodio o una base fuerte en el caso de que el pH haya disminuído por la presencia de ácidos grasos volátiles. Por otro lado, con un control de pH automático se podrían implementar acciones instantáneas al momento en que el pH altere su valor, evitando así caídas de producción.

- Medidor de temperatura: Sensor de termocupla con sonda intercambiable⁴⁸.

Las construcciones con sondas intercambiables ofrecen una ventaja particular debido a su diseño constructivo, ya que al tener una termovaina como protección del sensor, esta misma puede quedar montada en el proceso, y permite intercambiar el sensor sin necesidad de intervenir o afectar el proceso. Sirve para fluidos, tanto gases como líquidos, y presiones y temperaturas tanto altas como bajas. El objetivo sería que un medidor de temperatura controle la temperatura del reactor y si ésta es inferior a $35^{\circ}C$ o superior, el medidor envíe la señal al controlador de abrir o cerrar la válvula que controla el caudal de agua caliente que circula por el serpentín. No podría controlarse en la entrada al digestor, dado que la temperatura de ingreso será variable dependiendo de la época del año.

Como el equipo se diseña para las condiciones más adversas, es muy probable que en el resto del año el calor que se deba entregar por medio del serpentín sea mucho menor al calculado, con excepción de algún día que presente condiciones similares.

De esta manera, la única manera de controlar el calor cedido por el serpentín es mediante un lazo de control aplicado al sistema. Se elige controlar el caudal de agua caliente circulante por el serpentín.

Un esquema representativo del control del caudal sería el siguiente:

⁴⁸ Sensotec, termocuplas, <http://www.sensotec.com.ar/7010.php>

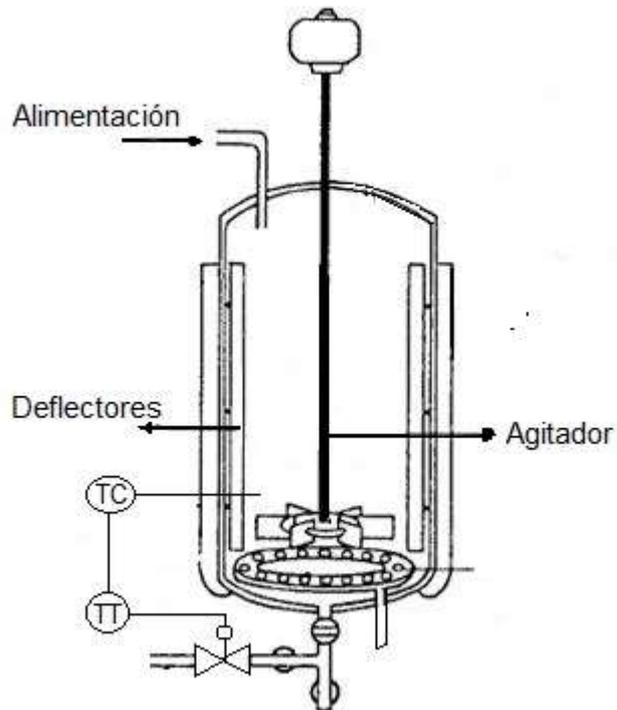


Figura 3-10: Diagrama tecnológico del reactor con sistema de control.

Conclusiones

Se elige un reactor de tipo tanque agitado continuo de 8,75 metros de diámetro y 2,5 metros de alto, construido de PVC. El espesor de pared del tanque y del techo es de 3 cm, y el espesor del piso es de 5 cm. Como equipos previos al reactor, se decide utilizar un sistema de cangilones para transportar la materia prima, y una trituradora.

Mediante la resolución del balance energético, se obtiene el máximo calor a entregar por el serpentín para mantener la mezcla a 35°C, equivalente a 31110 W.

El sistema de agitación consta de tres agitadores de tipo hélice, de 0,5 m de diámetro de impulsor y velocidad de giro igual a 100 rpm.

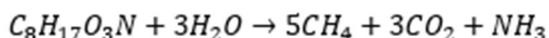
Capítulo 4: Equilibrios y purificación

En el siguiente capítulo, se evaluarán distintos métodos para purificar el biogás obtenido en el capítulo anterior, esto apunta a hacerlo apto para su utilización posterior. Se comparan métodos como destilación, membranas, adsorción y desorción, tanto química como física. Esta elección se basa tanto en aspectos económicos, como en la viabilidad de llevar a cabo el proceso.

Impurezas en el biogás

La capacidad calorífica del biogás es determinada por el porcentaje de metano presente. El metano es el único constituyente significativo que es convertido en energía eléctrica/mecánica a partir de un proceso de combustión. Por consiguiente, la purificación del biogás una vez que se obtiene del biodigestor es importante tanto desde el punto de vista de la salud como del medio ambiente, e impacta en el funcionamiento y la eficiencia del sistema que luego utilizará el biogás.

La reacción que ocurre en el biodigestor a partir del sustrato, fue presentada en el capítulo 2 y es la siguiente:



En función de los desechos a procesar, se obtiene metano, dióxido de carbono y amoníaco. Como las frutas y las verduras tienen un alto contenido de agua, el amoníaco al ser polar, presenta una gran afinidad con ésta, y por lo tanto se encuentra en fase acuosa. El dióxido de carbono y el metano a las condiciones de operación ($T=35^\circ\text{C}$ y $P=1\text{ atm}$) se encuentran en fase vapor.

Una de las impurezas de mayor presencia es el H_2S , que resulta uno de los gases más problemáticos ya que es tóxico, corrosivo y posee mal olor. El sustrato utilizado no contiene cantidades significativas de azufre, por lo que el producto no contiene cantidades de ácido sulfhídrico importantes.

El CO_2 es el principal componente que es necesario remover del biogás, ya que se encuentra en mayores proporciones. Su remoción incrementa el poder calorífico del biogás convirtiéndolo en un equivalente al gas natural. Sin embargo, es importante tener en cuenta, cuando se aplican las distintas tecnologías de purificación, que las pérdidas de metano deben ser minimizadas no sólo para aprovechar sus propiedades combustibles, sino para evitar que contribuya al calentamiento global.

Otra impureza presente es el NH_3 . Se considera que dada la afinidad que tiene con el agua, se encuentra disuelto en ella, por lo que se pierde interés en la purificación de este componente.

La presencia de H_2O en el biogás también puede llevar a la formación de incrustaciones en las paredes de las cañerías, lo cual aumenta la rugosidad y por lo tanto, la pérdida de presión. La remoción de agua puede ser realizada por diferentes métodos.

Métodos de purificación

Cuando se analizan los métodos disponibles para purificar el biogás, uno de los principales aspectos a tener en cuenta a la hora de elegir el proceso adecuado, es el nivel de purificación que se desea alcanzar, que depende del uso final que se le dará al mismo. La valoración más sencilla es la de utilizar el biogás directamente como energía térmica, ya que no es necesario purificarlo para poder utilizarlo con ese fin. Sin embargo, esto presenta una serie de limitaciones; una de ellas es la necesidad de que exista un consumidor importante de energía térmica en los alrededores inmediatos a la fuente de biogás. Otro uso que se le puede dar al biogás es la inyección a la red de gas natural o la conversión en gas natural comprimido (GNC) para su utilización en vehículos.

A continuación, se muestran las tablas 4-1, 4-2 y 4-3 donde figura la cantidad máxima permitida de cada componente. Dichas tablas sirven como parámetro para que cuando se obtenga el biogás purificado, pueda decidirse si el mismo puede inyectarse o no en la red de gas natural, o si debe seguir a otro proceso de purificación posterior.

Tabla 4-1: Concentración máxima permitida para inyección de biogás en celdas de combustible.

Contaminantes	Concentración máxima permitida
H ₂ S	<4ppm
Halógenos (F,Br,I)	<4ppm
NH ₃	<0,5% molar
O ₂	<4% molar
N ₂	<3,5% molar
H ₂ O	Eliminar humedad y condensados
Bacterias/sólidos	Eliminar todos los sólidos y bacterias

Tabla 4-2: Concentración máxima permitida para utilización en gas natural.

Contaminantes	Concentración máxima permitida
H ₂ S	<3 mg/m ³
CO ₂	<2% molar
O ₂	<0,2% molar
N ₂	<4% molar
H ₂ O	Eliminar humedad y condensados
Bacterias/sólidos	Eliminar todos los sólidos y bacterias

Tabla 4-3: Especificaciones para utilización del biogás en GNC.

Contaminantes	Concentración máxima permitida	
	composición 1	composición 1
H ₂ S	50 mg/m ³	50 mg/m ³
CO ₂	1,8% molar	0,5% molar
CH ₄	95% molar	86% molar
N ₂	2,7% molar	0,7% molar
H ₂ O	113 mg/m ³	113 mg/m ³

A continuación, de manera general, se explican algunos de los distintos métodos de purificación para eliminar los componentes indeseados⁴⁹.

En primer lugar, se desea eliminar el dióxido de carbono. Los métodos más comunes para la eliminación del mismo son explicados a continuación⁵⁰.

Eliminación del dióxido de carbono

Absorción

Los contaminantes provenientes de la corriente de gas se disuelven en una corriente líquida mediante la transferencia de masa.

❖ Absorción física:

Se utiliza un compuesto no reactivo que absorbe físicamente los compuestos indeseados del biogás. El absorbente es luego regenerado con calor o con despresurización. El solvente más utilizado en estos procesos es el Dimetil éter de polietilenglicol (DEPG). Este solvente puede remover no sólo CO₂, si no que también remueve H₂S y la humedad del gas. Este método es utilizado normalmente ya que es efectivo incluso a bajos caudales. Es un proceso simple, requiere poca infraestructura y es de bajo costo. El biogás crudo es comprimido y alimentado desde el fondo, a una columna de lecho empacado y el líquido absorbente es rociado desde la cima de la columna. Es un proceso en contracorriente.

❖ Absorción química:

Los contaminantes de la corriente gaseosa reaccionan químicamente con el componente del solvente líquido. Este proceso se denomina también 'lavado' o 'depuración', ya que los componentes solubles en el gas son lavados mediante el líquido absorbedor.

La absorción química implica la formación de enlaces químicos reversibles entre el soluto y el solvente. Los componentes gaseosos no sólo se disuelven en el solvente, sino que además reaccionan con él. La regeneración del solvente comprende, entonces, la ruptura de esos enlaces y el correspondiente aporte de energía. Los solventes químicos que se emplean generalmente son soluciones

⁴⁹ Ing. Betzabet Morero. (2014). 'Purificación de biogás con tecnologías de producción limpias'.

⁵⁰ Betzabet Morero, Eduardo Gropelli, Enrique A. Campanella. (2010). 'Revisión de las principales tecnologías de purificación de biogás', Ciencia y tecnología.
<https://dspace.palermo.edu:8443/bitstream/handle/10226/1377/art%2012%20vol%2010%20ISEU%20Revisi%C3%B3n%20b%20C3%ADogas%20Moreno.pdf?sequence=1&isAllowed=y>

acuosas de aminas o soluciones acuosas de sales alcalinas. Se pueden utilizar aminas alcalinas, tales como la MEA (monoetanolamina) o DMEA (dimetiletanolamina), o soluciones de carbonato de potasio. La ventaja de la absorción química frente a la física es que se puede absorber más dióxido por unidad de volumen, lo que conlleva a tamaños de plantas más pequeñas. Al finalizar, el reactivo puede ser regenerado mediante calor o vacío.

Adsorción sobre una superficie sólida

Los procesos de adsorción involucran la transferencia de soluto en la corriente de gas a una superficie de un material sólido, que se concentra principalmente como resultado de las fuerzas físicas de Van der Waals. Los adsorbentes comerciales son generalmente sólidos granulares con grandes áreas superficiales por unidad de volumen. A partir de una buena elección del adsorbente, el proceso puede remover CO₂, H₂S, humedad u otras impurezas. La purificación del biogás se puede llevar a cabo usando una membrana de silicio, alúmina, carbón activado o silicatos (son también conocidos como tamices moleculares). La adsorción normalmente se lleva a cabo a alta temperatura y presión, y en general se da en dos ciclos, uno a alta presión, donde el dióxido de carbono se adsorbe, y el segundo, a baja presión para recuperar el material. Tiene un diseño simple y es fácil de operar; es un proceso costoso, con altas caídas de presión y altos requerimientos de calor.

Separación por membranas

La base de este proceso es la permeabilidad selectiva de los gases a través de membranas poliméricas. Diferentes moléculas en una mezcla gaseosa presentan ciertos grados de permeabilidad frente a una dada membrana. Este parámetro equivale a la selectividad de la membrana y depende de la habilidad del gas de disolverse y difundir, siendo la fuerza impulsora para el flujo de cada componente, la diferencia de presión a ambos lados de la membrana.

Con respecto al material, usualmente se construyen módulos de fibra hueca (para generar una gran área interfacial), colocados en un recipiente a presión. Cuando el biogás se coloca dentro del recipiente, el dióxido de carbono pasa, mientras que el metano es retenido. Esto da lugar a un gas rico en metano y con alta presión en el exterior de las fibras, y a un gas enriquecido con dióxido de carbono a baja presión en el interior de las fibras.

Eliminación de agua

El agua puede eliminarse mediante las siguientes técnicas:

Adsorción

El vapor de agua es adsorbido y se une en la superficie de adsorbentes tales como tamices moleculares, sílica gel o carbón activado. La regeneración del adsorbente puede darse calentando hasta 200°C al material, a presión atmosférica, utilizando aire o bomba de vacío, o a alta presión utilizando una mínima cantidad de gas seco y despresurizado.

Absorción

Se utiliza glicol, trietilenglicol o sales higroscópicas para que el agua se absorba y forme una solución.

Para determinar qué método de purificación es más conveniente utilizar para eliminar el CO₂ presente, deben analizarse los equilibrios líquido-vapor y de absorción entre metano y dióxido de carbono, ya que a partir de ellos será posible determinar en qué condiciones deberán realizarse los procesos de separación.

Análisis termodinámico del equilibrio

La termodinámica es la rama de la física que describe los estados de equilibrio a nivel macroscópico. El equilibrio de fases ocurre cuando dos o más componentes de una mezcla tienen igual potencial químico, ya que la energía libre de Gibbs (ΔG) es igual a cero. En esa condición, las propiedades son independientes del tiempo y además, las sustancias poseen la misma fugacidad⁵¹. Los estados de equilibrio⁵² se estudian y definen por medio de magnitudes extensivas tales como la energía interna, la entropía, el volumen o la composición molar del sistema; o por medio de magnitudes intensivas derivadas de las anteriores, como la temperatura, presión y el potencial químico.

La energía libre de Gibbs (ΔG) es una medida de la cantidad de energía disponible para realizar un trabajo útil, y de la espontaneidad de la reacción. Además,

⁵¹ "Fugacidad": Medida relacionada con el potencial químico. Está directamente relacionada con la tendencia de una sustancia de preferir una fase frente a otra.

⁵² "Estado de equilibrio": Estado hacia el que todo sistema tiende a evolucionar y en el que todas las propiedades del sistema quedan determinadas por factores intrínsecos y no por influencias externas previamente aplicadas.

es una función de estado.

Para poder estudiar el equilibrio de fases obtenido para el sustrato dado, se debe previamente definir qué tipo de gases componen la mezcla. Para realizar la distinción, existen dos grandes ramas: gases ideales y gases reales.

Los gases ideales son aquellos cuyo comportamiento puede ser modelado utilizando la ecuación de estado de los gases ideales ($P.V=n.R.T$); en cambio, los gases reales son estudiados con diversos modelos, y para la formulación de una ecuación para los mismos se tienen en cuenta características tales como: Efecto de compresibilidad, capacidad calorífica específica variable, efectos termodinámicos del no-equilibrio, posibles disociaciones moleculares y/o reacciones elementales con composición variable. Estos modelos (Ejemplos son: Peng-Robinson, Van der Waals, Redlich-Kwong, etc.) tienen que ser utilizados cerca del punto de condensación de los gases, cerca de puntos críticos o a muy altas presiones.

Equilibrios líquido-vapor

Con respecto a la elección del modelo termodinámico, se sigue el árbol de decisiones de Carlson (1996). Como el dióxido de carbono y el metano son moléculas no polares y no hay pseudocomponentes, los tres posibles modelos son: Peng Robinson, Redlich-Kwong-Soave y Lee-Kesler.

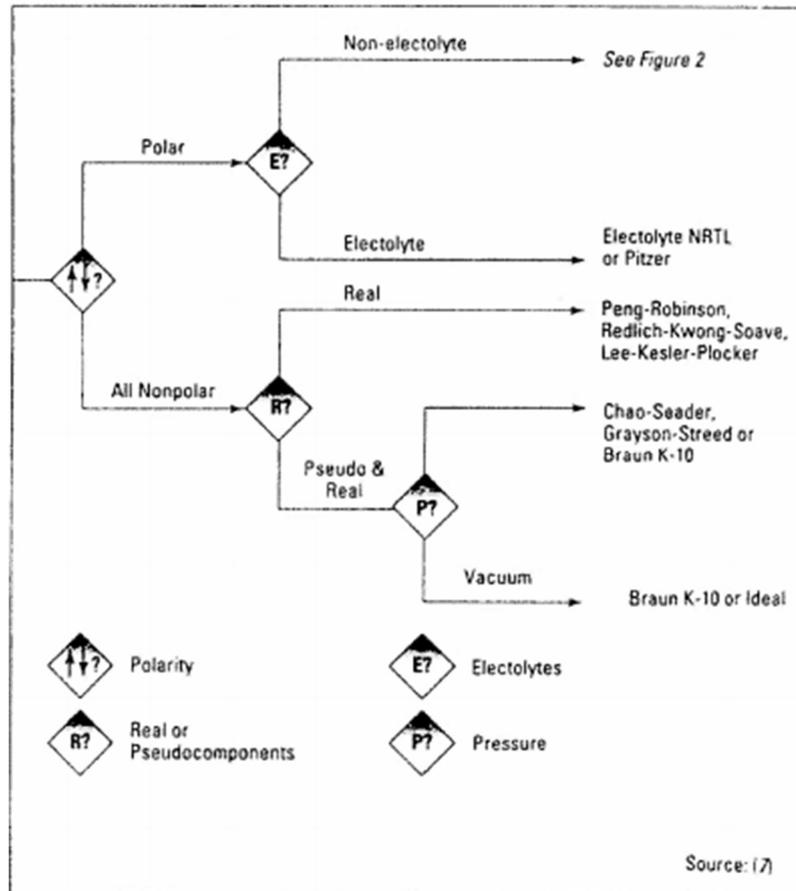


Figura 4-1: Árbol de decisiones de Carlson (1996).

Se elige Peng Robinson, ya que al ser similar al de Redlich-Kwong-Soave predice mejor las densidades de muchos compuestos no polares en fase líquida, y para el modelo de actividad se selecciona el de Wilson. Estas decisiones se basan en datos de bibliografía.⁵³

Para obtener los equilibrios líquido-vapor, se utiliza el simulador ChemSep donde se realiza una destilación flash. Se seleccionan los componentes a separar (CO₂ y CH₄) y el modelo termodinámico. Luego, se completa la información con respecto a la alimentación del equipo. Las condiciones de entrada son 1 atm y 35 °C, con los caudales molares correspondientes.

⁵³ Ing. Betzabet Morero. (2014). 'Purificación de biogás con tecnologías de producción limpias'.

Feed:	1
Name	Feed1
Stage	1
Two-phase feed	
State	T & p
Pressure (N/m ²)	101325
Vapour fraction (-)	
Temperature (K)	308.000
Flowrates (kmol/s):	
Carbon dioxide	0.104325
methane	0.173875
Total flowrate	0.278200

Figura 4-2: Condiciones de alimentación.

Los datos de temperatura y presión indican el estado de la alimentación, que se encuentra en fase vapor. En el menú del programa, en la sección Analysis, se selecciona Phase Diagrams y luego Binary. Esta opción permite generar equilibrios líquido-vapor Txy y Pxy para el sistema dióxido de carbono-metano.

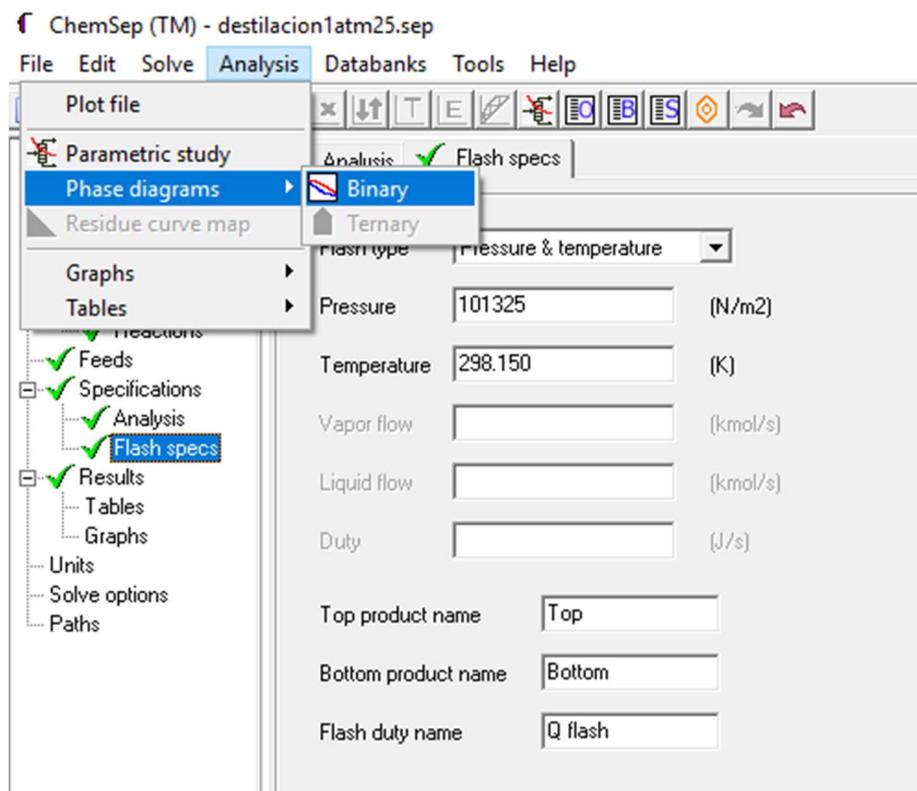


Figura 4-3: Menú principal de Chemsep.

A continuación, se analizan los equilibrios líquido vapor obtenidos.

En primer lugar, se analizan los equilibrios de temperatura vs. composición de metano a distintas presiones.

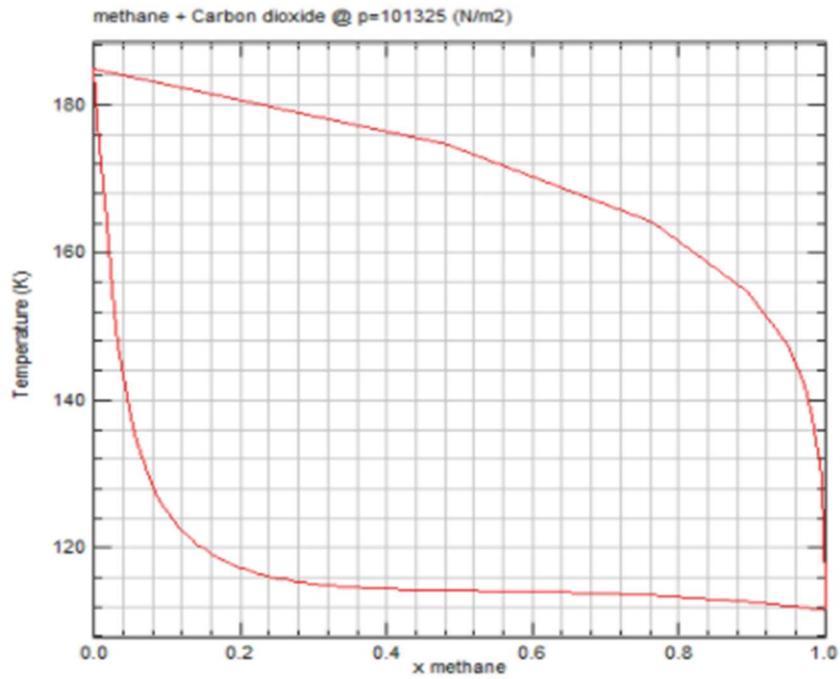


Figura 4-4: Equilibrio L-V para la mezcla CH₄-CO₂ a 1 atm.

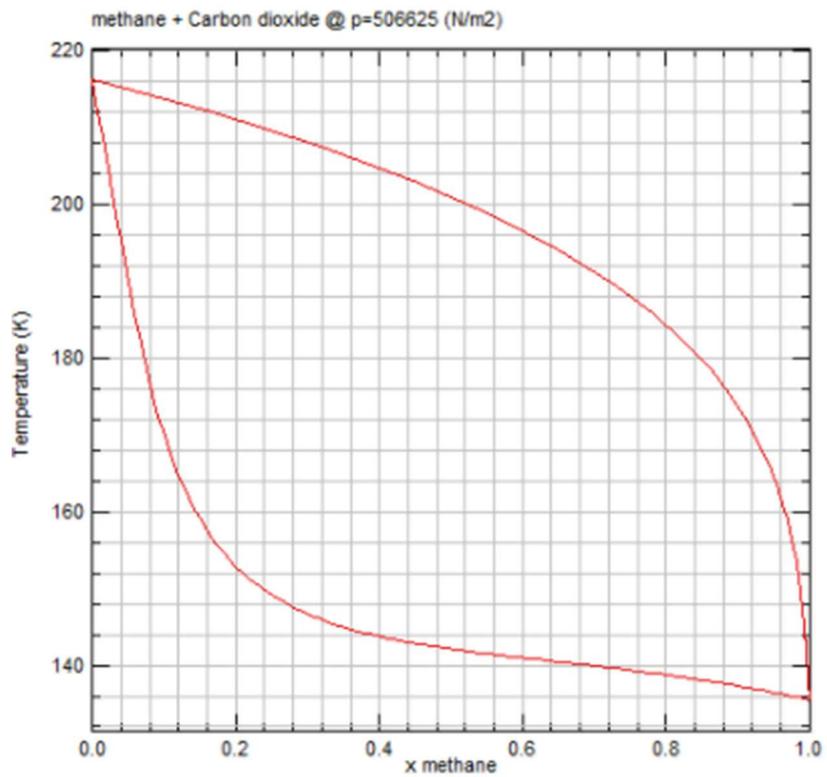


Figura 4-5 Equilibrio L-V para la mezcla CH₄-CO₂ a 5 atm.

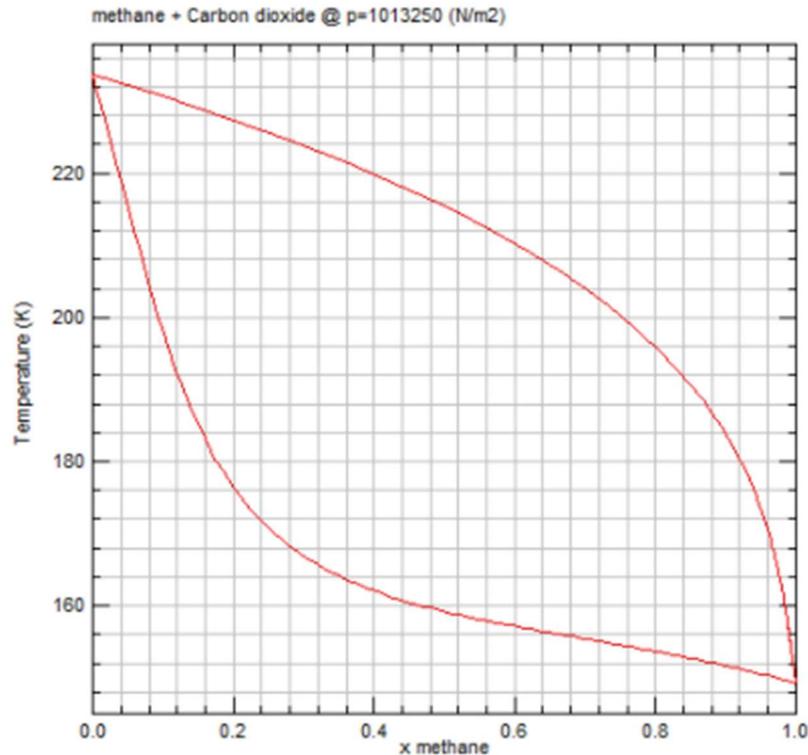


Figura 4-6: Equilibrio L-V para la mezcla CH_4 - CO_2 a 10 atm.

Se observa que, en un rango de 1 a 10 atm de presión, la separación de fases se da a temperaturas negativas y muy bajas, lo que requiere un gasto energético elevado, y en consecuencia económico, para que el sistema alcance esas condiciones. Si se aumenta la presión, el equilibrio se dará a temperaturas mayores, pero también será muy costoso operar a presiones más altas de 10 atm (por el costo de bombeo).

Esto ocurre ya que los componentes a analizar, metano y dióxido de carbono, son gases no condensables, es decir, que en la mayoría de las condiciones de operación se encontrarán como gases y no como líquidos.

A continuación, se muestran los equilibrios a temperatura constante y presión variable vs. composición de metano:

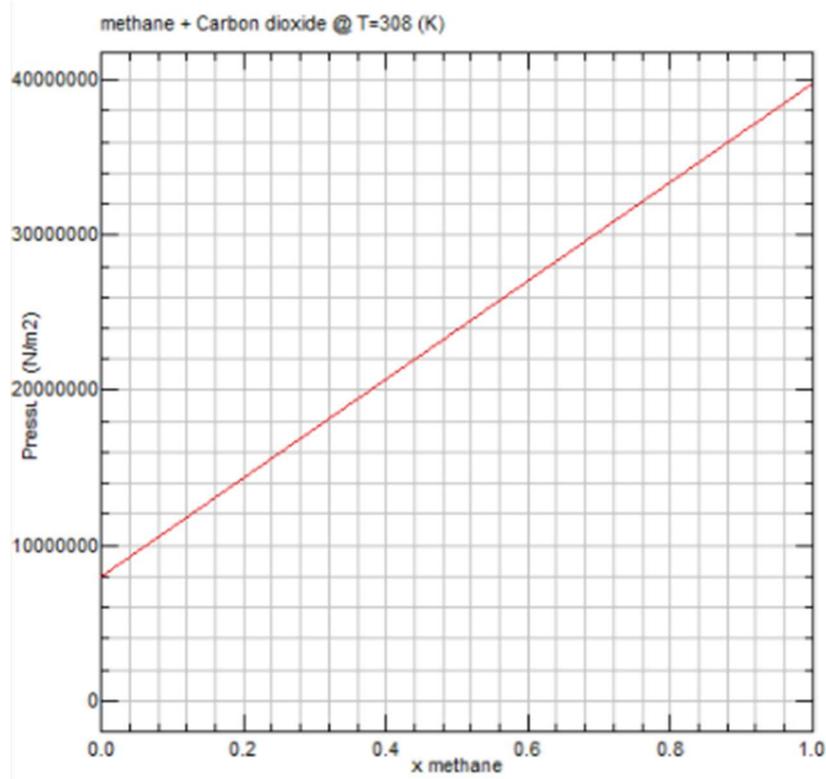


Figura 4-7: Equilibrio L-V para la mezcla CH₄-CO₂ a 35°C.

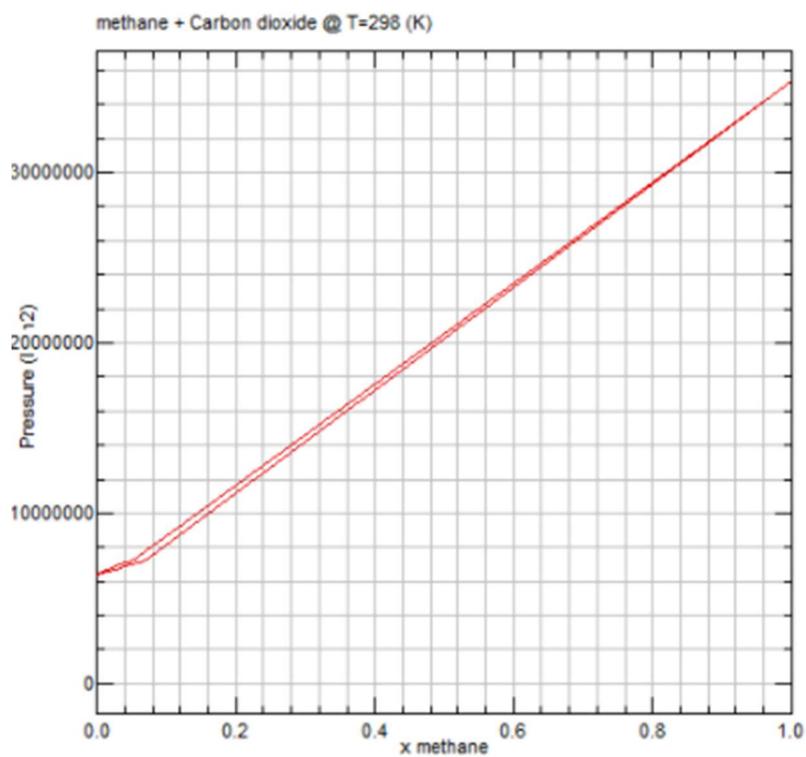


Figura 4-8: Equilibrio L-V para la mezcla CH₄-CO₂ a 25°C.

Si se mantiene la temperatura constante, los equilibrios muestran que para 35°C la separación no es posible para ninguna presión. A 25°C, hay una pequeña separación, pero para presiones extremadamente elevadas de 100 atm.

En conclusión, la destilación no es una opción viable para la separación del dióxido de carbono del metano. Las condiciones de operación deben ser extremas, por lo cual se descarta como opción para la purificación de biogás.

Equilibrios de absorción

Mediante la utilización del programa de simulación Unisim se busca generar el equilibrio de absorción del CO₂ en solución diluida de amina para distintas temperaturas y presiones.

En primer lugar, se elige un paquete de fluido (para estimar las propiedades) adecuado para realizar la operación. Se selecciona Amine Pkg que incluye la ecuación de estado y el modelo de actividad. Dicho paquete termodinámico presenta una serie de limitaciones para su aplicación:

- El rango de temperaturas es 25-45°C.
- El rango de presiones es 1-10 atm.
- La concentración de la amina en la solución acuosa debe ser baja (solución diluida).

Se simula un absorbedor con la utilización de un sistema mezclador-enfriador-separador flash. Se introduce la corriente de gas (obtenida a la salida del digestor) por debajo, compuesta por metano y dióxido de carbono, y una corriente de solución acuosa diluida de amina (dietanolamina), por la parte de arriba. Luego del proceso de absorción se obtienen las concentraciones de equilibrio líquido-vapor: El dióxido de carbono es absorbido y pasa a la fase líquida, mientras que el metano permanece en la fase gas.

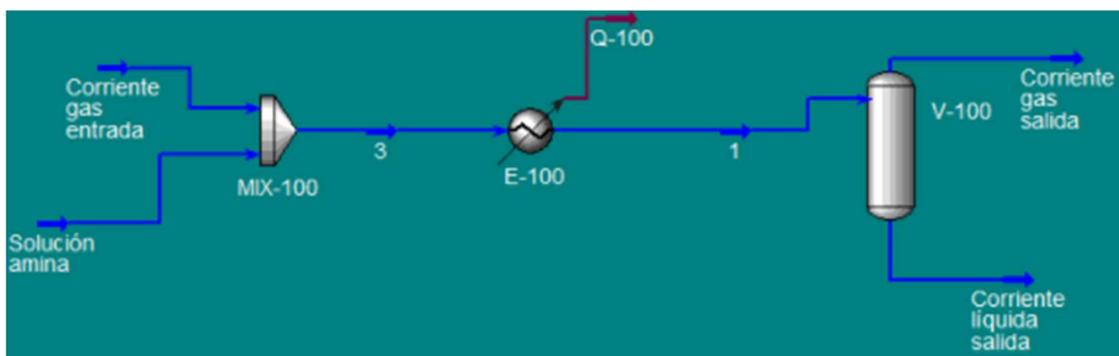


Figura 4-9: Sistema de equipos para simular la absorción.

Para generar los equilibrios se utiliza una corriente de 1 kg/h de solución acuosa de amina (0,9 fracción molar de agua, 0,1 fracción molar de dietanolamina) y una corriente de 0,5 kg/h de gas, cuya composición se varía. Se realizan experiencias para distintos valores de presión y temperatura. Los resultados obtenidos se compilan en las siguientes tablas:

Tabla 4-4: Composiciones en las corrientes de salida a 25°C y 1 atm.

Corriente gas a la entrada			Solución DEA diluída	Corriente gas a la salida		Corriente líquida a la salida	
XCO ₂	XCH ₄	Caudal (kg/h)	Caudal (kg/h)	YCO ₂	YCH ₄	XCO ₂	XCH ₄
0,05	0,95	1	0,5	0,006062	0,96571	0,033325	0,000022
0,1	0,9	1	0,5	0,036956	0,934803	0,04452	0,000021
0,2	0,8	1	0,5	0,121054	0,850675	0,051328	0,000019
0,3	0,7	1	0,5	0,212451	0,759251	0,054626	0,000017
0,4	0,6	1	0,5	0,308141	0,663533	0,056895	0,000015
0,5	0,5	1	0,5	0,40775	0,563898	0,058671	0,000013
0,6	0,4	1	0,5	0,511352	0,460269	0,060157	0,00001
0,7	0,3	1	0,5	0,619182	0,352413	0,061455	0,000008
0,8	0,2	1	0,5	0,731555	0,240013	0,062619	0,000005
0,9	0,1	1	0,5	0,848853	0,122688	0,063686	0,000003
0,95	0,05	1	0,5	0,909483	0,062045	0,06419	0,000001

Tabla 4-5: Composiciones en las corrientes de salida a 25°C y 5 atm.

Corriente gas a la entrada			Solución DEA diluída	Corriente gas a la salida		Corriente líquida a la salida	
XCO ₂	XCH ₄	Caudal (kg/h)	Caudal (kg/h)	YCO ₂	YCH ₄	XCO ₂	XCH ₄
0,05	0,95	1	0,5	0,001947	0,992243	0,035714	0,000113
0,1	0,9	1	0,5	0,0261906	0,967993	0,051112	0,000109
0,2	0,8	1	0,5	0,107474	0,886689	0,06002	0,000099
0,3	0,7	1	0,5	0,198297	0,795843	0,064458	0,000088
0,4	0,6	1	0,5	0,294649	0,699468	0,067578	0,000077
0,5	0,5	1	0,5	0,396109	0,597984	0,070055	0,000066
0,6	0,4	1	0,5	0,502872	0,491195	0,072154	0,000054
0,7	0,3	1	0,5	0,615376	0,378664	0,074007	0,000041
0,8	0,2	1	0,5	0,734208	0,259804	0,075695	0,000028
0,9	0,1	1	0,5	0,860104	0,133878	0,077265	0,000014
0,95	0,05	1	0,5	0,925972	0,067995	0,078017	0,000007

Tabla 4-6: Composiciones en las corrientes de salida a 25°C y 10 atm.

Corriente gas a la entrada			Solución DEA diluída	Corriente gas a la salida		Corriente líquida a la salida	
XCO2	XCH4	Caudal (kg/h)	Caudal (kg/h)	YCO2	YCH4	XCO2	XCH4
0,05	0,95	1	0,5	0,001094	0,995899	0,036223	0,000224
0,1	0,9	1	0,5	0,021559	0,975428	0,053861	0,000216
0,2	0,8	1	0,5	0,099838	0,897129	0,064253	0,000196
0,3	0,7	1	0,5	0,189158	0,807786	0,069393	0,000176
0,4	0,6	1	0,5	0,284697	0,712223	0,073007	0,000154
0,5	0,5	1	0,5	0,385945	0,610948	0,075894	0,000132
0,6	0,4	1	0,5	0,493163	0,503703	0,078365	0,000108
0,7	0,3	1	0,5	0,606926	0,38991	0,080578	0,000084
0,8	0,2	1	0,5	0,728039	0,268766	0,082628	0,000057
0,9	0,1	1	0,5	0,857537	0,139234	0,084577	0,00003
0,95	0,05	1	0,5	0,925829	0,070925	0,085528	0,000015

Tabla 4-7: Composiciones en las corrientes de salida a 35°C y 1 atm.

Corriente gas a la entrada			Solución DEA diluída	Corriente gas a la salida		Corriente líquida a la salida	
XCO2	XCH4	Caudal (kg/h)	Caudal (kg/h)	YCO2	YCH4	XCO2	XCH4
0,05	0,95	1	0,5	0,009356	0,940765	0,031306	0,000019
0,1	0,9	1	0,5	0,041701	0,908387	0,041355	0,000018
0,2	0,8	1	0,5	0,124418	0,825609	0,048145	0,000016
0,3	0,7	1	0,5	0,213945	0,736028	0,051422	0,000015
0,4	0,6	1	0,5	0,307493	0,64243	0,053634	0,000013
0,5	0,5	1	0,5	0,404648	0,545226	0,05534	0,000011
0,6	0,4	1	0,5	0,505442	0,444387	0,056755	0,000009
0,7	0,3	1	0,5	0,610053	0,33973	0,05798	0,000007
0,8	0,2	1	0,5	0,718741	0,230997	0,059074	0,000005
0,9	0,1	1	0,5	0,83182	0,117875	0,060072	0,000002
0,95	0,05	1	0,5	0,890117	0,059556	0,060543	0,000001

Tabla 4-8: Composiciones en las corrientes de salida a 45°C y 1 atm.

Corriente gas a la entrada			Solución DEA diluída	Corriente gas a la salida		Corriente líquida a la salida	
XCO2	XCH4	Caudal (kg/h)	Caudal (kg/h)	YCO2	YCH4	XCO2	XCH4
0,05	0,95	1	0,5	0,013222	0,902063	0,028813	0,000017
0,1	0,9	1	0,5	0,046373	0,868829	0,037821	0,000016
0,2	0,8	1	0,5	0,126609	0,788454	0,044589	0,000014
0,3	0,7	1	0,5	0,212924	0,702024	0,047889	0,000013
0,4	0,6	1	0,5	0,302904	0,611942	0,050078	0,000011
0,5	0,5	1	0,5	0,39613	0,518624	0,051739	0,00001
0,6	0,4	1	0,5	0,492593	0,422076	0,053097	0,000008
0,7	0,3	1	0,5	0,592424	0,322165	0,054262	0,000006
0,8	0,2	1	0,5	0,695824	0,218689	0,05529	0,000004
0,9	0,1	1	0,5	0,803044	0,111396	0,056228	0,000002
0,95	0,05	1	0,5	0,858174	0,05623	0,056667	0,000001

A continuación, se ve la influencia de la variación de temperatura y presión en el fenómeno de absorción:

Equilibrio de absorción del CO₂, a distintas temperaturas y presión 1 atm

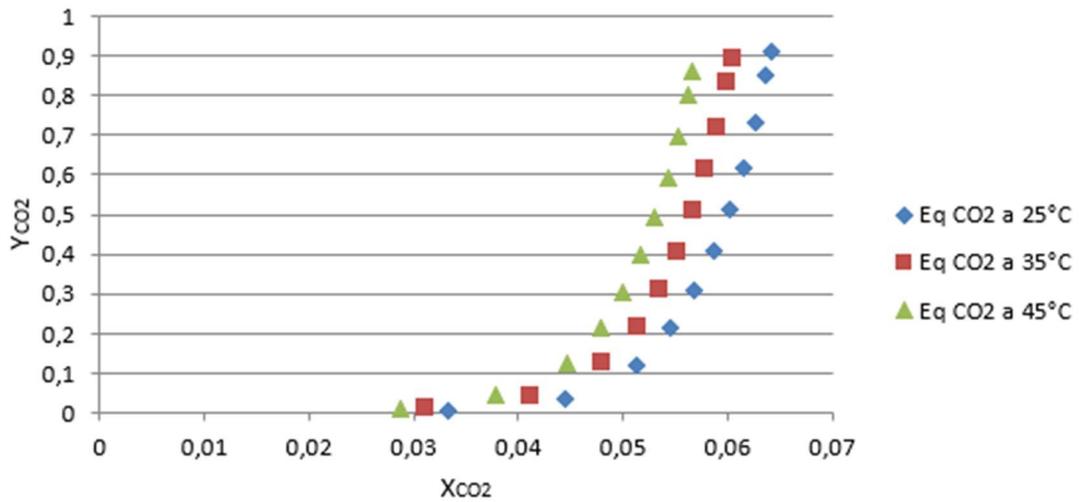


Figura 4-10: Equilibrios de absorción para el CO₂.

Como se trata de gases, es lógico pensar que a medida que aumenta la temperatura, la solubilidad del CO₂ en la solución de amina disminuye. Esto se puede ver en el gráfico, ya que, en las mismas condiciones, pero elevando la temperatura, se obtienen menores concentraciones de CO₂ en el equilibrio en la fase líquida. Puede justificarse este comportamiento con el concepto de solubilidad, que, en el caso de gases, éstos se comportan de manera inversa que los sólidos, disminuyendo la misma a medida que aumenta la temperatura.

Comparando las distintas curvas, se considera como temperatura óptima 25°C (temperatura mínima para el funcionamiento del paquete térmico), ya que la curva es más aplanada y hay una fracción mayor de dióxido de carbono en la fase líquida; es decir, hay mayor absorción del dióxido. Sin embargo, a la hora de llevar a la práctica la absorción, se tiene que tener en cuenta que es difícil (teniendo en cuenta que la fuerza impulsora es muy pequeña) enfriar hasta 25°C en un intercambiador con una corriente de servicio, es por este motivo que se opta por una temperatura de 30°C.

Equilibrio de absorción CO₂ a distintas presiones y temperatura 25°C

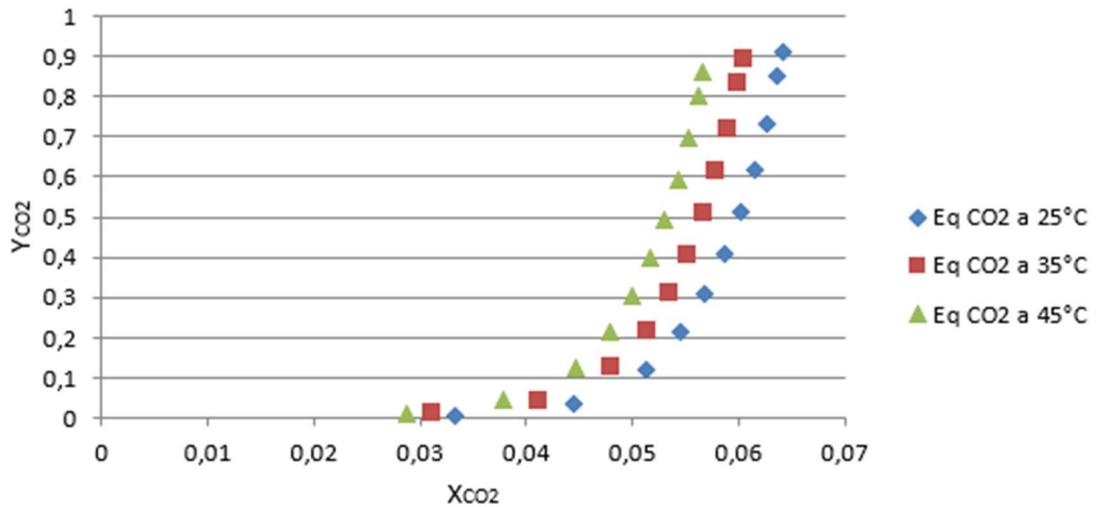


Figura 4-11: Equilibrios de absorción para el CO₂ a 25°C.

Al aumentar la presión, manteniendo las demás condiciones de operación fijas, se observa un aumento de la absorción del CO₂ en la fase líquida. Si bien esto podría significar que trabajar a presiones muy elevadas brinda una mejor absorción, hay que tener en cuenta los costos de bombeo al utilizar presiones tan elevadas. Se considera como óptima una presión de 5 atm, por ser intermedia a los dos casos extremos.

Debe tenerse en cuenta que las condiciones de digestión fueron 35°C y 1 atm, por lo que el biogás sale del reactor en esas condiciones. Si se decidiera operar el equipo a los valores óptimos hallados, se debería corregir, enfriando la mezcla anterior y aumentando la presión.

Una vez fijadas las condiciones de operación óptimas (30°C y 5 atm), se analizan los efectos al variar la composición de la corriente diluida de dietanolamina.

Se compara la solución original (0,1 fracción molar de DEA y 0,9 fracción molar de agua) con dos nuevas soluciones, una que posee un menor porcentaje de dietanolamina (0,05 fracción molar) y otra que posee el límite máximo permitido por el paquete termodinámico (0,14 fracción molar).

Equilibrio de absorción del CO₂ para distintas concentraciones de solución acuosa de DEA

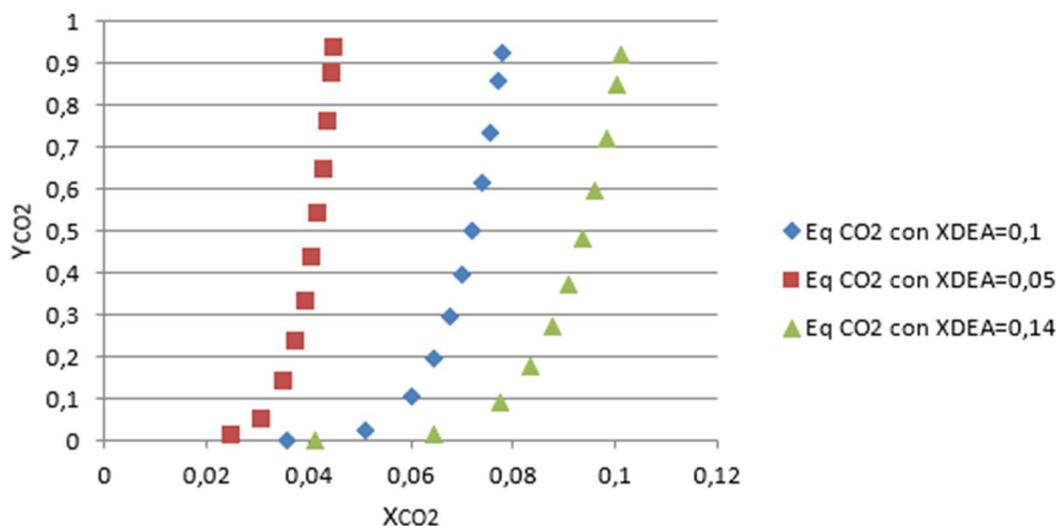


Figura 4-12: Equilibrios de absorción para el CO₂.

Puede observarse que al aumentar la concentración de amina en la corriente líquida de entrada al absorbedor, mayor será la fracción de dióxido de carbono presente en la fase líquida. Por lo tanto, a mayor fracción molar de amina mayor será la cantidad de dióxido de carbono absorbido. Sin embargo, teniendo en cuenta que la dietanolamina es un compuesto muy costoso, se llega a la conclusión de que es conveniente utilizar una composición $X_{DEA}=0,05$, ya que no se justifica utilizar una solución más concentrada, debido que no es muy significativa la diferencia en los resultados.

Se podrían analizar los efectos al utilizar otros tipos de aminas, pero por limitaciones del paquete y de los compuestos involucrados, ninguna de las aminas restantes es compatible.

Se puede concluir que una destilación es posible, pero en condiciones de temperatura y presión extremas. En cambio, una absorción puede ser llevada a cabo en condiciones aceptables de operación mediante una solución de amina diluida.

A continuación, se procede a diseñar un sistema de purificación adecuado para el biogás, utilizando el programa Unisim R390.1 para la simulación de una absorción.

Cálculos iniciales requeridos

Del capítulo 2, se obtienen los valores de masa total de productos a la salida del digestor y la composición de dicha corriente (separada en corriente líquida y gaseosa).

$$\text{masa total de productos} = 0,532 \frac{\text{ton}}{\text{día}}$$

Las fracciones másicas en esta corriente son:

$$w_{CO_2} = 0,576$$

$$w_{NH_3} = 0,074$$

$$w_{CH_4} = 0,349$$

Dos variables que son necesarias también para los cálculos posteriores son:

$$\text{masa de agua en exceso} = 3,049 \frac{\text{ton}}{\text{día}}$$

$$\text{masa de sólidos no reaccionantes} = 0,119 \frac{\text{ton}}{\text{día}}$$

Luego, estos productos se dividen para salir del equipo, de forma tal que egresa una corriente líquida, conteniendo el agua no reaccionada y amoníaco; y una corriente gaseosa que contiene metano, dióxido de carbono y trazas de vapor de agua.

$$\text{corriente líquida a la salida} = 3,088 \frac{\text{ton}}{\text{día}}$$

$$\text{corriente gaseosa a la salida} = 0,493 \frac{\text{ton}}{\text{día}}$$

Las fracciones de salida en el gas, teniendo en cuenta que el amoníaco se encuentra en fase líquida son:

$$w_{gas\ CO_2} = 0,622$$

$$w_{gas\ CH_4} = 0,378$$

Simulación de absorciones químicas

En Unisim se simulan dos absorciones químicas, una utilizando agua y otra utilizando una solución diluida de amina (DEA), donde luego se recupera la amina mediante una desorción y se recircula al absorbedor.

Para determinar cuál absorción es la más conveniente, no sólo se analiza la cantidad de dióxido de carbono que es capaz de eliminarse de la corriente gaseosa para obtener el metano purificado, sino que también debe tenerse en cuenta que los costos y las condiciones de operación sean económicamente viables.

- Absorción química con agua.

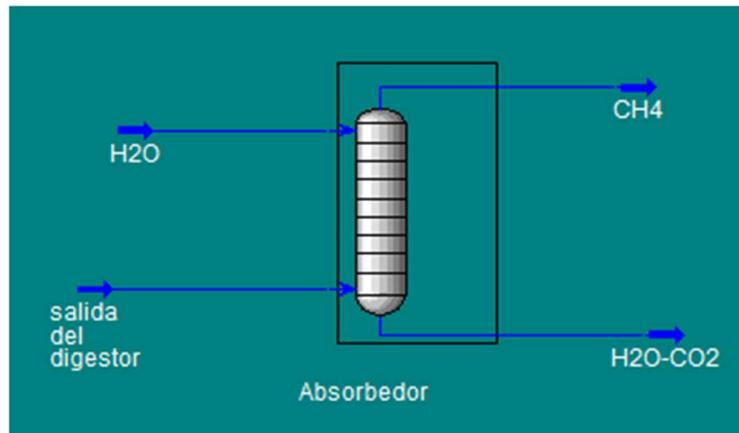
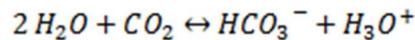


Figura 4-13: Equipo para la absorción química con agua.

El dióxido de carbono reacciona con el agua según:



El consumo de dióxido es de primer orden, la velocidad y la expresión de la constante cinética son⁵⁴:

$$-r_{CO_2} = k'_{CO_2-H_2O}(C_{CO_2} - C_{CO_2s,q})$$

$$\log(k'_{CO_2-H_2O}) = 329,85 - 110,541 \cdot \log(T) - \frac{17265,4}{T}$$

Se considera en la corriente “salida del digester” de la figura 4-13, un caudal molar de 0,493 ton/día (equivalente a 20,54 kg/hr y a 0,7743 kmol/hr) y una temperatura de 35°C. Esas son las condiciones de la mezcla que sale del reactor.

En la siguiente tabla se varían por separado la temperatura del agua de entrada, su caudal, la cantidad de platos de la torre y la presión. Se comparan las fracciones obtenidas en la corriente de salida de metano, para elegir así las condiciones óptimas. Se considera para la absorción con agua cumplir con el requisito de 0,5% para el dióxido de carbono, para poder así utilizar el biogás para cualquier requerimiento deseado de los tres presentados en las tablas 4-1, 4-2 y 4-3.

⁵⁴ Rainier Maldonado, Bryan Acosta, Jesús Osorio, Diosángeles Soto, Susana Zeppieri. (2014). Revista de la Facultad de Ingeniería U.C.V. 'Selección y diseño de un esquema de separación CH₄-CO₂ de una corriente de biogás', volumen 29, n°1, p: 115-126.

Tabla 4-9: Composiciones ante variación del caudal de agua para absorción química con agua.

Presión del agua (atm)	Caudal de agua (kmol/hr)	Temperatura del agua (°C)	Número de platos	X _{H2O}	X _{CH4}	X _{CO2}
5	20	10	10	0,002641	0,649482	0,347877
5	60	10	10	0,002632	0,71046	0,286908
5	100	10	10	0,002621	0,785444	0,211935
5	200	10	10	0,002584	0,994192	0,003224
5	250	10	10	0,002584	0,997188	0,000227

Puede observarse que salvo que se utilicen caudales de agua excesivos, es decir, más de 100 veces mayores a los de alimentación proveniente de la digestión, la fracción de dióxido no alcanza la requerida. Cuando se utiliza un caudal de 200 kmol/hr de agua se obtiene una fracción del 0,9942 de metano y se cumple el requisito establecido para la cantidad de dióxido de carbono, pero éste es un caudal muy elevado en comparación a los 0,774 kmol/hr entrantes de gas.

Para analizar las siguientes tablas, se considera un caudal de agua de 100 kmol/hr, ya que si bien con ese valor no se alcanza la fracción de dióxido requerida, de esta manera pueden analizarse los cambios sobre las demás variaciones con un caudal no tan elevado.

Tabla 4-10: Composiciones ante la variación de temperatura del agua para la absorción química con agua.

Presión del agua (atm)	Caudal de agua (kmol/hr)	Temperatura del agua (°C)	Número de platos	X _{H2O}	X _{CH4}	X _{CO2}
10	100	40	10	0,008166	0,758918	0,232915
10	100	30	10	0,004728	0,806766	0,188506
10	100	15	10	0,001916	0,943743	0,054144
10	100	10	10	0,001381	0,991477	0,007142
10	100	5	10	0,000986	0,998187	0,000827

Lógicamente, a menor temperatura la absorción es mejor (la solubilidad de los gases aumenta con el descenso de la temperatura), por lo que a 5°C se obtiene un porcentaje de dióxido de carbono menor al 0,5% requerido que especifican las tablas para utilización del biogás. Sin embargo, dicha temperatura es muy baja, difícil de obtener mediante el intercambio de calor con una corriente auxiliar, por lo que se debería implementar un ciclo de refrigeración, lo que no es conveniente económicamente.

Tabla 4-11: Composiciones ante la variación del número de platos para la absorción química con agua.

Presión del agua (atm)	Caudal de agua (kmol/hr)	Temperatura del agua (°C)	Número de platos	X _{H2O}	X _{CH4}	X _{CO2}
10	100	5	5	0,000988	0,978912	0,0201
10	100	5	7	0,000986	0,993065	0,005949
10	100	5	8	0,000986	0,995894	0,00312
10	100	5	10	0,000986	0,998187	0,000827

Se considera óptimo utilizar 8 platos. El análisis no se realiza para más de 10 platos ya que el sistema no converge. Se obtiene para 8 platos una fracción de dióxido inferior a la máxima requerida.

Tabla 4-12: Composiciones al variar la presión para la absorción química con agua.

Presión del agua (atm)	Caudal de agua (kmol/hr)	Temperatura del agua (°C)	Número de platos	X _{H2O}	X _{CH4}	X _{CO2}
4	100	5	8	0,002295	0,775577	0,222128
5	100	5	8	0,001864	0,824284	0,173851
7	100	5	8	0,001361	0,932204	0,066436
8	100	5	8	0,001202	0,97453	0,024267
10	100	5	8	0,000986	0,995888	0,003125

Al variar la presión se ve que, al aumentarla, la absorción es mejor, lo cual era esperado. Se elige como presión óptima 10 atm, que si bien es un valor muy elevado, es técnicamente viable. Además, para este valor con los demás parámetros ya elegidos, se cumplen los requisitos nuevamente.

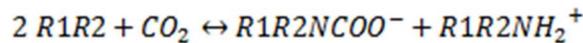
Como condiciones óptimas se eligen las que permiten obtener el metano con mayor pureza. Se muestran en la tabla 4-13:

Tabla 4-13: Condiciones óptimas para la absorción química con agua.

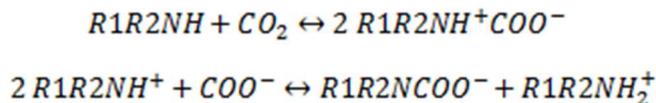
Presión del agua (atm)	Caudal de agua (kmol/hr)	Temperatura del agua (°C)	Número de platos	X _{H2O}	X _{CH4}	X _{CO2}
10	100	5	8	0,000986	0,995888	0,003125

Se obtiene entonces la pureza requerida, dado que los porcentajes son: 99,6% de metano y 0,313% de dióxido de carbono. Este biogás puede utilizarse entonces para las tres funciones dadas en las tablas 4-1, 4-2 y 4-3 ya que cumple con el requisito

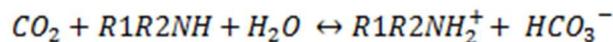
En el caso de las aminas, el grupo amino provoca la alcalinidad necesaria para la absorción química de gases ácidos. Para una amina secundaria con los grupos funcionales R1 y R2, la reacción que ocurre requiere de dos moles de amina por cada mol de CO₂. Los productos son la especie catiónica de la amina y el carbamato aniónico:



Esta reacción procede por un mecanismo no elemental, siendo de primer orden respecto a las concentraciones de CO₂ y amina. El mecanismo involucra un paso lento determinante de la velocidad, en el cual se forma un zwitterión⁵⁶. Una vez formado éste, reacciona rápidamente con una segunda amina para formar el producto iónico, de mayor estabilidad:



El agua también puede reaccionar formando el ión bicarbonato:



La reacción global es exotérmica, por lo que es deseable mantener la temperatura tan baja como sea posible para el proceso de absorción. Hay que considerar que se producen otras reacciones secundarias que afectan al proceso, estas son las reacciones del CO₂ con la amina, para formar compuestos no regenerables. La reacción del sistema CO₂-DEA sigue una cinética de segundo orden:

$$-r_{CO_2} = k_{CO_2-DEA} \cdot C_{DEA} \cdot (C_{CO_2} - C_{CO_2eq})$$

$$k_{CO_2-DEA} = 10^{\left(7,99 - \frac{2152}{T}\right)}$$

La corriente "biogás impuro 3", de la figura 4-14, de caudal 0,7743 kmol/hr, está compuesta por metano y dióxido de carbono (productos de la digestión). Se la lleva a una temperatura de 30°C y a una presión de 5 atm; dichas condiciones fueron consideradas las óptimas a partir del análisis de los equilibrios de absorción.

Se analizan las diferentes condiciones en las que se puede utilizar la corriente de la solución acuosa de DEA. Se considera utilizar una presión de 5 atm, ya que la absorción será más eficiente, y una presión mayor sería excesiva a nivel económico y energético. En cuanto a la temperatura (como se prefiere la menor) se fija un valor de

⁵⁶ "Zwitterión": Compuesto químico que es eléctricamente neutro, pero que tiene cargas formales positivas y negativas sobre átomos diferentes.

30°C, ya que, si bien es un valor elevado, al momento de enfriar la corriente se podría utilizar agua proveniente de una torre de enfriamiento (la cual no serviría para enfriar corrientes a una temperatura menor).

A continuación, se presenta una tabla donde se obtienen los resultados de composición en la corriente gaseosa “CH₄-H₂O” al variar el caudal de la solución acuosa de amina, manteniendo los demás parámetros de la corriente fijos. Para dicho caudal se comienza utilizando 9 kmol/hr, ya que es el mínimo para el cual el sistema converge. Se utiliza una torre de 10 platos que opera a 5 atm para hacer una primera estimación.

Tabla 4-14: Composiciones al variar el caudal de solución de DEA para absorción qca. con amina.

Caudal de sol. DEA (kmol/hr)	Temperatura de sol. DEA (°C)	Número de platos	X _{H2O}	X _{CH4}	X _{CO2}
9	30	10	0,008249	0,988949	0,002802
10	30	10	0,008185	0,991028	0,000787
11	30	10	0,008176	0,9913034	0,00052

Puede observarse en la tabla 4-14 que ya para un caudal de 9 kmol/hr se obtiene un porcentaje para el dióxido de carbono que es mucho menor al 2% de pureza requerida. Es por este motivo que no se justifica seguir aumentando el caudal de amina; sin embargo, al conectar el reciclo el sistema no converge utilizando dicho caudal, por lo tanto, se utiliza entonces un caudal de DEA igual a 10 kmol/hr.

A continuación, se busca optimizar la torre de absorción. Como ya se encuentra fija la presión de operación en 5 atm, en la tabla 4-15 se varía la cantidad de platos manteniendo fijos los valores de ambas corrientes previamente definidos.

Tabla 4-15: Composiciones al variar el número de platos del absorbedor.

Caudal de sol. DEA (kmol/hr)	Temperatura de sol. DEA (°C)	Número de platos	X _{H2O}	X _{CH4}	X _{CO2}
10	30	5	0,008983	0,962074	0,028942
10	30	6	0,008586	0,976209	0,015204
10	30	7	0,008371	0,984053	0,007575
10	30	8	0,008262	0,988105	0,003633
10	30	9	0,008210	0,990089	0,001701

Puede verse que, lógicamente, al aumentar la cantidad de platos es más lo que puede removerse de dióxido de carbono y más puro se encontrará el metano. Utilizar 6 platos permite obtener un porcentaje de dióxido menor al 2%, pero al conectar el reciclo no se puede llegar a esa pureza, ni siquiera usando 7 u 8 platos. Por lo tanto, se elige la opción de operar con 9 platos, valor para el cual se obtiene el requerimiento para el dióxido y, además, es un valor coherente para una torre real.

Ya seleccionados los parámetros para el absorbedor, se procede a analizar el segundo equipo, donde se lleva a cabo el fenómeno opuesto a la absorción: la desorción. Se utilizan para este análisis los valores óptimos elegidos para la primera torre siendo:

- ❖ Caudal de 10 kmol/hr de "Solución acuosa de DEA" ($X_{\text{DEA}}=0,05$, $T=30^{\circ}\text{C}$, $P= 5$ atm).
- ❖ Caudal de 0,7743 kmol/hr en la corriente "Biogás impuro 3" ($T=30^{\circ}\text{C}$, $P= 5$ atm).
- ❖ Presión de la torre = 5 atm.
- ❖ 9 platos.

El porcentaje de metano que se obtiene en las tablas anteriores (absorción) no es el definitivo, ya que en ellas se estudió el equipo de manera aislada. A continuación, se analiza el absorbedor conectado con el desorbedor, incluyendo el reciclo de la corriente líquida. Esto trae como consecuencia que el porcentaje de metano sea menor al obtenido previamente, ya que la corriente líquida reciclada tendrá una composición dada de dióxido de carbono y por lo tanto la absorción será menor.

En el segundo equipo ocurre la desorción, donde la corriente líquida tiene agua, amina, el dióxido de carbono absorbido y el producto de reacción formado (no es necesario analizarlo ya que el paquete termodinámico lo incluye). Para purificar y poder reutilizar la corriente de amina, se utiliza una corriente de aire para arrastrar el dióxido de carbono. En Unisim se utiliza butano como gas, ya que las limitaciones del paquete no permiten utilizar aire, si bien en la vida real sería aire el gas acarreador.

Al ser el proceso inverso, éste se ve favorecido por bajas presiones y altas temperaturas. Por impedimento del paquete de aminas, la presión no puede disminuirse por debajo de 2 atm, por lo que este valor es fijo. A su vez, la corriente líquida ingresante al desorbedor debe llevarse a la misma presión mediante una válvula de expansión. El inconveniente es que, al disminuir la presión a una temperatura fija, algunos componentes se evaporan, tendiendo a formar una mezcla gas-líquido, por lo que se debe disminuir la temperatura agregando un cooler para que se encuentre en su totalidad en estado líquido.

Una vez que se obtiene la corriente líquida que sale del desorbedor, se debe tener en cuenta el agua perdida en ambos equipos, que debe ser compensada antes de reciclar dicha corriente. Para ello, se agrega una corriente de agua al mezclador para que el balance de masa quede cerrado. Además, la corriente "H₂O-DEA (1)" aumenta su temperatura, por lo que debe utilizarse un cooler para poder disminuirla hasta el mismo valor que posee la corriente de solución de amina (que ingresa al absorbedor); por el mismo motivo se debe agregar una bomba para elevar la presión a 5 atm. Con la utilización de un mezclador se unen las dos corrientes para obtener la corriente "Reciclo". Se itera con las composiciones de dicha corriente y con la de solución de amina hasta que las mismas sean iguales. Una vez que dichas condiciones se cumplen, se utiliza el reciclo y se cierra el sistema.

A continuación, se varían el caudal de aire, su temperatura y el número de platos de la segunda torre, para buscar las condiciones óptimas. Se analiza el efecto sobre las composiciones de la corriente líquida que sale del desorbedor "H₂O-DEA (1)" y la corriente de gas que sale del absorbedor "H₂O-CH₄".

Tabla 4-16: Composiciones ante una variación de la temperatura de aire para la desorción.

Corriente			H ₂ O-DEA			
Caudal del aire (kmol/hr)	Temperatura del aire (°C)	Número de platos	X _{H2O}	X _{DEA}	X _{aire}	X _{CO2}
20	90	10	0,935848	0,05646	0,000002	0,007689
20	100	10	0,935258	0,058293	0,000002	0,006446
Corriente			H ₂ O-CH ₄			
Caudal del aire (kmol/hr)	Temperatura del aire (°C)	Número de platos	X _{CH4}	X _{CO2}	X _{H2O}	X _{aire}
20	90	10	0,957922	0,033067	0,008979	0,000032
20	100	10	0,971556	0,019713	0,008698	0,000032

Se comienza utilizando una temperatura de 90°C para el aire (ya que es el mínimo valor para el cual el sistema converge), con un caudal y número de platos fijos para una primera estimación.

A partir de los datos obtenidos puede observarse que con una temperatura de 100°C se obtiene la composición de dióxido de carbono requerida. Por lo tanto, se elige 100°C como la temperatura óptima.

Si bien en esta etapa se pretende eliminar el dióxido de carbono de la corriente líquida de amina para su recirculación, el objetivo principal sigue siendo obtener un 2% o menos de dióxido en la corriente gaseosa que sale del absorbedor.

Se decide utilizar un caudal de 20 kmol/h de aire, ya que es el único caudal para el cual el sistema converge; por esto no se puede armar una tabla para analizar variaciones de caudal.

Tabla 4-17: Composiciones ante una variación del nro. de platos para la torre de desorción.

Corriente			H2O-DEA			
Caudal del aire (kmol/hr)	Temperatura del aire (°C)	Número de platos	XH2O	XDEA	Xaire	XCO2
20	100	10	0,935258	0,058293	0,000002	0,006446
20	100	11	0,935549	0,058294	0,000002	0,006154
20	100	12	0,936012	0,058294	0,000002	0,005692
Corriente			H2O-CH4			
Caudal del aire (kmol/hr)	Temperatura del aire (°C)	Número de platos	XH2O	XDEA	Xaire	XCO2
20	100	10	0,935258	0,058293	0,000002	0,006446
20	100	11	0,935549	0,058294	0,000002	0,006154
20	100	12	0,936012	0,058294	0,000002	0,005692

A partir de 10 platos el sistema converge. Lógicamente, al aumentar el número de platos, aumenta la fracción de metano obtenida y disminuye la del dióxido, pero no se justifica usar más de 10 ya que para ese valor se cumple el requerimiento de dióxido de carbono del 2%. Por esta razón, se decide operar una torre de 10 platos. Se obtienen entonces las condiciones de operación para la segunda torre:

- ❖ 10 platos.
- ❖ 5 atm.
- ❖ Caudal de 20 kmol/h de aire (T= 100°C, P=2 atm).

A continuación, se explica el procedimiento de iteración para que converja el reciclo para el caso óptimo.

Una vez fijadas las condiciones óptimas, se corre el programa y se observan los resultados. En primer lugar, se ve que la corriente líquida de salida del desorbedor eleva su temperatura hasta 60,71°C, por lo que se utiliza un cooler para disminuirla hasta 30°C y una bomba para aumentar su presión hasta 5 atm (temperatura y presión de la solución acuosa de amina que entra al absorbedor). Asimismo, la corriente tiene un caudal molar de 8,536 kmol/h y por lo tanto, debe compensarse ese agua perdida y agregarse 1,464 kmol/h de agua, para así obtener un caudal de 10 kmol/h en la corriente llamada "Reciclo". Ésta debe coincidir con el de la corriente líquida que

entrada al absorbedor. Luego de mezclar ambas corrientes se observa la composición de la corriente “Reciclo”, que debe coincidir con la composición de solución acuosa de amina. En caso de que no sean iguales, deben modificarse los valores de fracción molar de la corriente líquida que entra al absorbedor, y volver a efectuarse el ciclo iterativo hasta que dichas composiciones sean aproximadamente iguales.

Finalmente se obtienen:

Stream Name	Reciclo
Vapour / Phase Fraction	0,0000
Temperature [C]	30,09
Pressure [kPa]	506,6
Molar Flow [kgmole/h]	10,00
Mass Flow [kg/h]	224,9
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	0,2213
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2,947e+004
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	84,26
Heat Flow [kJ/h]	-2,947e+005
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	0,2163
Fluid Package	Basis-1

Figura 4-15: Datos de la corriente “Reciclo”.

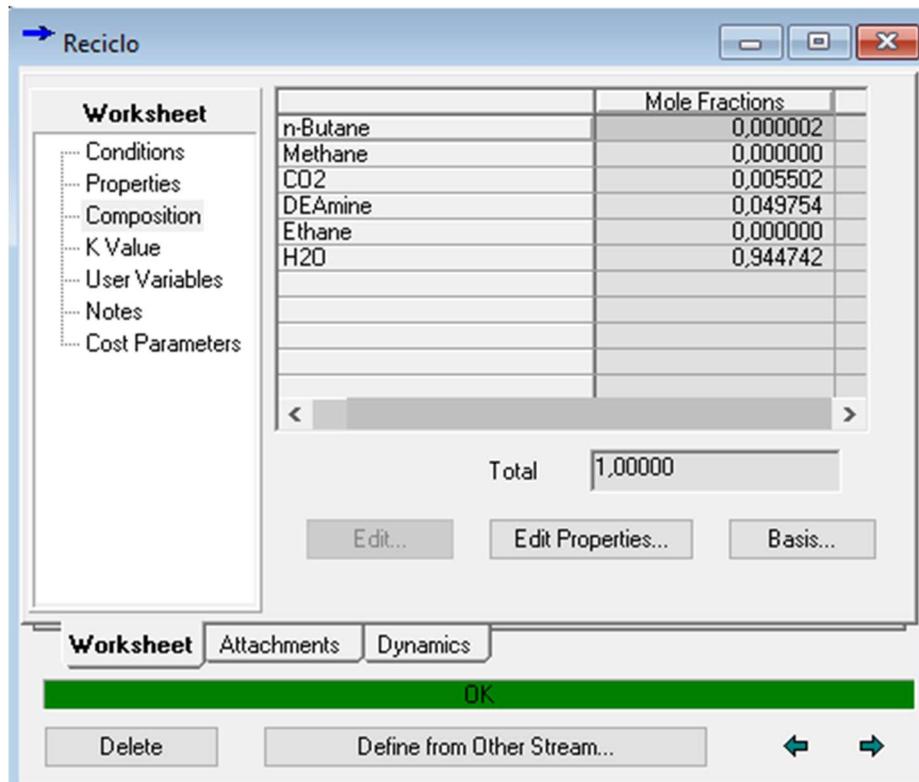


Figura 4-16: Composición de la corriente "Reciclo".

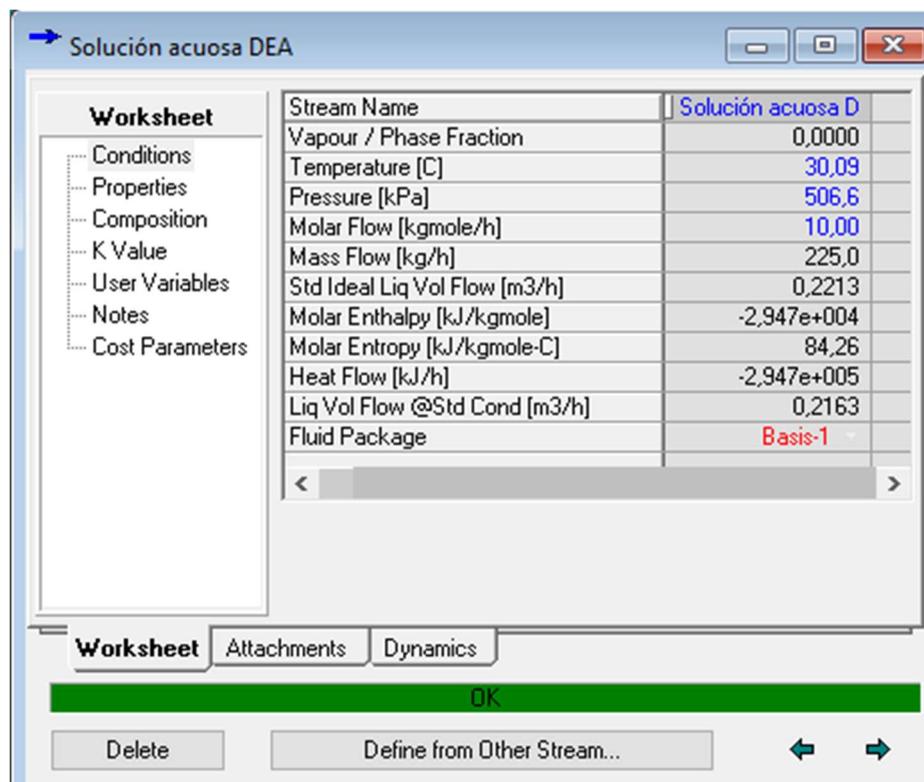


Figura 4-17: Datos de la corriente líquida "Solución acuosa de DEA".

	Mole Fractions
n-Butane	0,000002
Methane	0,000000
CO2	0,005627
DEAmine	0,049759
Ethane	0,000000
H2O	0,944612
Total	1,00000

Figura 4-18: Composición de la corriente líquida “Solución acuosa de DEA”.

Puede observarse que las composiciones son prácticamente iguales (variación en el cuarto decimal). De esta manera, queda cerrado el balance de masa y por lo tanto el reciclo.

❖ Segunda etapa de la purificación.

En este caso se realiza una absorción con etilenglicol, seguida de una destilación para recuperarlo y recircularlo para evitar pérdidas. Esta etapa de la purificación es simulada mediante Unisim, para poder eliminar el vapor de agua que se encuentra en la corriente gaseosa que sale del absorbedor de la etapa anterior.

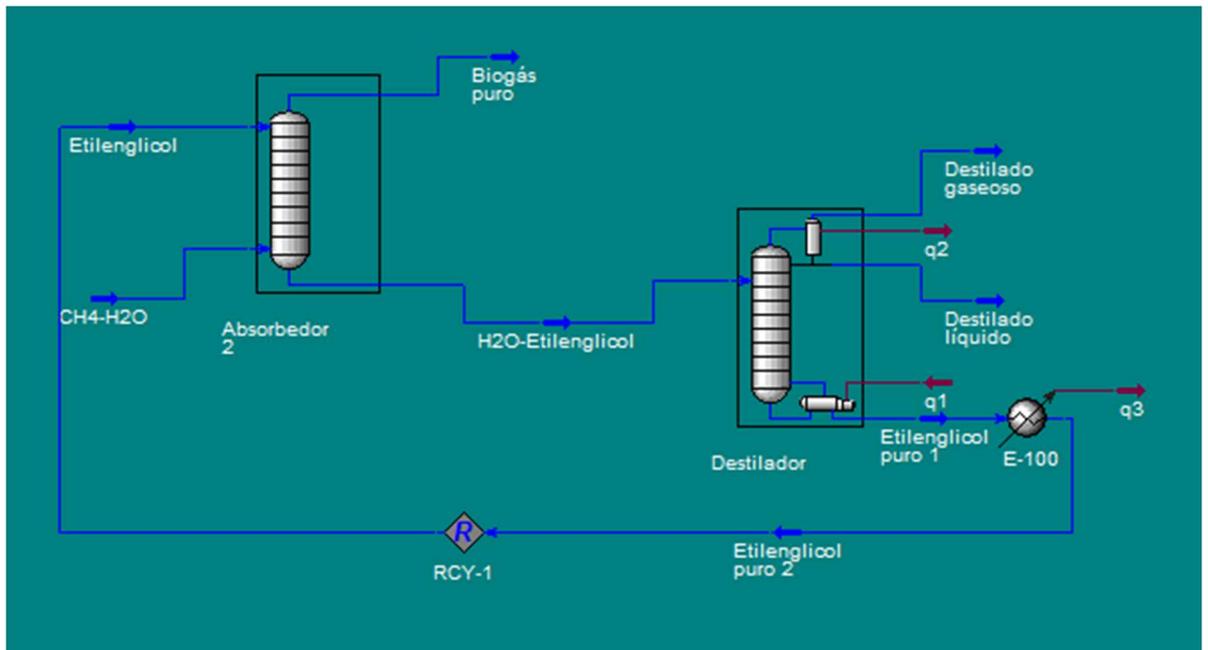


Figura 4-19: Equipos para la absorción física de agua con etilenglicol.

Se ingresa al absorbedor la corriente de 0,4975 kmol/h de gas obtenida de la primera etapa de la purificación, que se halla a una temperatura de 31,14 °C y a una presión de 5 atm. Tal como fue explicado anteriormente, el proceso de absorción se ve favorecido a altas presiones y bajas temperaturas; por este motivo, se decide continuar operando la torre a 5 atm, utilizar una corriente de etilenglicol a 5 atm y 30°C. Se decide emplear dicho valor de temperatura ya que es un valor razonable, por lo cual no habría problemas en alcanzarlo en un intercambiador utilizando agua proveniente de una torre de enfriamiento. Manteniendo los valores prefijados anteriormente y utilizando una torre de 3 platos, se varía el caudal de la corriente “Etilenglicol” y se analizan las composiciones de la corriente de gas “Biogás puro” a la salida del absorbedor.

Tabla 4-18: Composiciones ante una variación del caudal de la corriente de etilenglicol.

Caudal de etilenglicol (kmol/hr)	Temperatura del etilenglicol (°C)	Número de platos	X _{H2O}	X _{CH4}	X _{etilenglicol}	X _{aire}	X _{CO2}
0,1	30	3	0,0001	0,979918	0,000079	0,000032	0,019875
0,2	30	3	0,000013	0,980021	0,000064	0,000032	0,019869
0,3	30	3	0,000005	0,980039	0,000061	0,000032	0,019862

Se puede observar que a partir de un caudal de 0,2 kmol/hr se logra remover el agua de la corriente gaseosa, hasta quedar sólo trazas, que es lo que se requiere. A continuación, se varía el número de platos de la torre.

Tabla 4-19: Composiciones ante una variación del nro. de platos del absorbedor.

Caudal de etilenglicol (kmol/hr)	Temperatura del etilenglicol (°C)	Número de platos	X _{H2O}	X _{CH4}	X _{etilenglicol}	X _{aire}	X _{CO2}
0,2	30	1	0,000834	0,979205	0,000076	0,000032	0,019853
0,2	30	2	0,0001	0,979937	0,000069	0,000032	0,019868
0,2	30	3	0,000012	0,980021	0,000064	0,000032	0,019869

A partir de 3 platos se logra reducir la concentración de agua al nivel de trazas.

Torre de absorción con etilenglicol:

- ❖ Caudal de 0,4975 kmol/h de la corriente gaseosa (T=31,14°C, P= 5 atm).
- ❖ Caudal de 0,2 kmol/h de la corriente líquida (T=30°C, P= 5 atm).
- ❖ Presión de la torre de 5 atm.
- ❖ 3 platos.

De la misma manera que en la primera etapa de la purificación, el porcentaje de metano que se obtiene en las tablas anteriores (absorción con etilenglicol) no es el definitivo ya que en ellas se estudió el equipo de manera aislada. A continuación, se analiza el absorbedor conectado con el destilador, incluyendo el reciclo de la corriente líquida. Esto trae como consecuencia que el porcentaje de agua sea mayor al obtenido previamente, ya que la corriente líquida reciclada tendrá agua, y por lo tanto la absorción será menor.

A continuación, se halla el número de platos óptimo para la torre de destilación, conectado al primer equipo con el reciclo. Para ello, se analizan las composiciones que se obtienen en la corriente gaseosa "Biogás puro" que sale del absorbedor.

Tabla 4-20: Composiciones ante una variación del nro. de platos del destilador.

Número de platos	X _{H2O}	X _{CH4}	X _{etilenglicol}	X _{aire}	X _{CO2}
3	0,000162	0,979875	0,000064	0,000032	0,019867
4	0,0001	0,980002	0,000064	0,000032	0,019869
5	0,000014	0,980018	0,000065	0,000032	0,01987

Lógicamente al aumentar el número de platos en la torre, aumenta la cantidad de agua removida. Se decide operar una torre de 5 platos ya es que es un valor a partir del cual se obtienen trazas de agua.

Torre de Destilación:

- ❖ Presión de la torre de 5 atm.
- ❖ 5 platos.

El aire y el etilenglicol no necesitan ser eliminados, ya que se presentan en cantidad de trazas (0,0032% y 0,0065%, respectivamente). Finalmente, el dióxido de carbono se halla en un 1,987% y el límite admisible de este compuesto depende del uso que se le vaya a dar al biogás detallado en las tablas 4-1, 4-2 y 4-3, donde para su utilización como gas natural presenta un requerimiento del 2%.

Luego de todas las etapas de este método de separación, se puede obtener una pureza del 98% en el metano.

$$\text{Biogás puro obtenido} = 8,184 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} \cdot \frac{1 \text{ m}^3}{3,359 \text{ kg}} = 2,44 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}}$$

Luego, entre otros métodos de purificación que no pueden simularse en Unisim, se encuentran, por ejemplo, las membranas.

Membranas

La tecnología de separación por membranas ofrece ventajas respecto de los otros métodos, como, por ejemplo: El diseño compacto, bajo costo de inversión y de operación, operación simple y bajo mantenimiento. El factor más importante en la separación con membranas es el material de la misma; las más utilizadas son las de carbón y las poliméricas. Las membranas disponibles comercialmente, que en general son poliméricas, demuestran no poseer una selectividad suficiente para recuperar una alta fracción de metano en una sola etapa. La cantidad de energía requerida para obtener una cantidad de metano puro apreciable es un factor clave para la elección de la tecnología.

Otro factor a tener en cuenta es la cantidad de agua que ingresa a la membrana. Generalmente el biogás arrastra agua, por lo que la membrana va perdiendo su eficacia a medida que se usa. Además, el compresor soporta una cantidad máxima de agua para su correcto funcionamiento. Las poliamidas, tienen alta permeabilidad al agua y generalmente exhiben selectividades CO_2/CH_4 del orden de 30. Sin embargo, las permeabilidades son relativamente bajas, por lo que se necesitan grandes áreas de membrana, típicamente con una configuración de fibras con huecos.

Para poder estimar un área de membrana⁵⁷, se utiliza como base una de tetraetilortosilicato, ya que se poseen datos de permeabilidad y selectividad para la misma. Se elige esta membrana ya que presenta la mayor permeabilidad para el CO₂ ($P_{CO_2}=2,3 \cdot 10^{-7}$ mol/m²sPa), y se conoce el factor de separación ideal (PS=0,7), que se define como la relación de permeabilidades de dos componentes:

$$PS_{A,B} = \frac{P_{M,A}}{P_{M,B}}$$

Con estos dos valores se puede calcular la permeabilidad para el CH₄ que da $P_{CH_4}=7,0769 \cdot 10^{-10}$ mol/m²sPa.

Se puede observar que dicha membrana presenta una permeabilidad mayor para el dióxido de carbono que para el metano. De esta manera, se obtienen dos flujos, el retenido (que es el que presenta mayor cantidad de metano) y el permeado (que presenta mayor cantidad de dióxido de carbono).

A partir de los balances de materia y permeación a través de membranas, se corrigen las ecuaciones dadas para utilizarlas sin gas de arrastre; éste no es necesario ya que se utiliza para favorecer la permeación, es decir, la difusión a través de la membrana sólo en casos con presiones menores a la que se está utilizando en este caso (5 atm). En los siguientes balances se considera a "A" como dióxido de carbono, y a "B" como metano.

$$F = Pg + R$$

$$F \cdot y_{F,A} = Pg \cdot y_{Pg,A} + R \cdot y_{R,A}$$

$$N_A = PM_A \cdot (pF \cdot y_{F,A} - pPg \cdot y_{Pg,A})$$

$$N_B = PM_B \cdot (pF \cdot y_{F,B} - pPg \cdot y_{Pg,B})$$

$$Pg = A \cdot (N_A + N_B)$$

$$y_{Pg,A} = 1 - y_{Pg,B}$$

$$y_{Pg,A} = \frac{N_A}{N_A + N_B}$$

⁵⁷ Rainier Maldonado, Bryan Acosta, Jesús Osorio, Diosángeles Soto, Susana Zeppieri. (2014). 'Selección y diseño de un esquema de separación CH₄-CO₂ de una corriente de biogás'. Revista de la Facultad de Ingeniería U.C.V., volumen. 29, n°1, p: 115-126.

Donde:

F: caudal de alimentación (mol/s).

P_g : caudal de permeado (mol/s).

R: caudal de retenido (mol/s).

$y_{F,A}$: fracción molar de A en la alimentación.

$y_{P_g,A}$: fracción molar de A en el permeado.

$y_{P_g,B}$: fracción molar de B en el permeado.

$y_{R,A}$: fracción molar de A en el retenido.

N_A : flujo molar de A que atraviesa la membrana (mol/m²s).

N_B : flujo molar de B que atraviesa la membrana (mol/m²s).

PM_A : permeabilidad para A (mol/m²sPa).

PM_B : permeabilidad para B (mol/m²sPa).

p_F : presión en la alimentación (Pa).

p_{P_g} : presión en el permeado (Pa).

A: área de membrana (m²).

Los cálculos realizados se encuentran anexados en Mathcad.

Dado que el sistema tiene 7 ecuaciones con 9 incógnitas (P_g , R, $y_{P_g,A}$, N_A , N_B , A, p_{P_g} , $y_{P_g,B}$, $y_{R,A}$), se deben fijar dos de las variables. Se elige fijar la presión en el permeado, p_{P_g} , y $y_{R,A}$. Se varía en primer lugar la presión en el permeado, de 1 a 2 atm, ya que se debe mantener una caída de presión considerable. Se fija $y_{R,A}$ en 0,005 en la tabla 4-21 (Para cumplir con el requisito del 0,5% para el dióxido y poder utilizar el biogás para todos los usos).

Tabla 4-21: Composiciones ante una variación de la presión en el permeado.

$P_{\text{permeado}} \text{ (Pa)}$	Y_{CO_2}	Y_{CH_4}	Área (m ²)	Y_{CH_4}	Y_{CO_2}
141855	0,981	0,019	6,853	0,995	0,005
151987,5	0,977	0,023	8,397	0,995	0,005
202650	0,898	0,102	43,488	0,995	0,005

Puede verse que aproximadamente 1,4 atm (141855 Pa) es la presión óptima para esta membrana, ya que el área de la misma es la menor, y hay mayor cantidad de dióxido en el permeado. Por otra parte, al utilizar presiones menores a 1,4 atm el sistema presenta valores incoherentes donde las fracciones son negativas (el sistema de ecuaciones no está planteado para presiones menores a ésta). El valor de $y_{R,A}$ no se varía, ya que se quiere cumplir únicamente con el requisito del 0,5% del dióxido en la corriente de salida. Lógicamente, el valor de fracción del dióxido en el retenido es fija, por lo que la fracción de metano en el retenido es constante y resulta en un

porcentaje de 99,5% de pureza, cumpliendo también con los requisitos. Como ambos son invariantes, se elige según el menor área.

Resolviendo el sistema de ecuaciones, se obtiene entonces:

$$P_{g,A} = 0,081 \frac{\text{mol}}{\text{s}}$$

$$R = 0,134 \frac{\text{mol}}{\text{s}}$$

$$\text{Área} = 6,853 \text{ m}^2$$

$$Y_{p,g,A} = 0,981$$

$$Y_{p,g,B} = 0,019$$

$$N_A = 0,012 \frac{\text{mol}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}$$

$$N_B = 2,22 \cdot 10^{-4} \frac{\text{mol}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}$$

La fracción de CO₂ en el retenido es muy pequeña, lo cual era el objetivo, y cumple con el requisito pretendido. Puede calcularse la cantidad de metano y dióxido de carbono en ambas corrientes, retenido y permeado:

Permeado

$$\text{Flujo de metano} = 0,081 \frac{\text{mol}}{\text{s}} \cdot (1 - 0,981) = 0,0015 \frac{\text{mol}}{\text{s}}$$

$$\text{Flujo de dióxido de carbono} = 0,081 \frac{\text{mol}}{\text{s}} \cdot 0,981 = 0,0794 \frac{\text{mol}}{\text{s}}$$

Retenido

$$\text{Flujo de metano} = 0,134 \frac{\text{mol}}{\text{s}} \cdot (1 - 0,005) = 0,1333 \frac{\text{mol}}{\text{s}}$$

$$\text{Flujo de metano} = 0,081 \frac{\text{mol}}{\text{s}} \cdot 0,005 = 0,0007 \frac{\text{mol}}{\text{s}}$$

Con este procedimiento se logra el objetivo, cumpliendo con los requerimientos de las tres tablas presentadas. La pureza obtenida es del 99,5% y sólo el 0,5% es dióxido de carbono. Asimismo, el área requerida es un valor coherente dadas las dimensiones del equipo.

Estado de las corrientes

Se anexa por separado un esquema completo de las corrientes con los equipos, en Unisim. Como la temperatura de varias corrientes presentes dependen de la época del año, se considera trabajar con las condiciones climáticas más extremas del día más frío del año. De esta manera, se trabaja en el caso más conservador.

Tabla 4-22: Estado de las corrientes del sistema.

Corriente	Temperatura (°C)	Presión (atm)	Estado
Desechos de frutas y verduras	-4,36	1	Sólido
Mezcla triturada	0,5	1	Líquido viscoso
Lodos	35	1	Pasta semisólida
Biogás impuro 1	35	1	Gaseoso
Biogás impuro 2	197,5	5	Gaseoso
Biogás impuro 3	30	5	Gaseoso
Solución acuosa de DEA	30	5	Líquido
H ₂ O-DEA-CO ₂ (1)	49,36	5	Líquido
H ₂ O-DEA-CO ₂ (2)	49,30	2	Líquido-Vapor
H ₂ O-DEA-CO ₂ (3)	30	2	Líquido
Aire 1	-4,36	1	Gaseoso
Aire 2	73,86	2	Gaseoso
Aire 3	100	2	Gaseoso
Aire-CO ₂	53,33	2	Gaseoso
H ₂ O-DEA (1)	60,71	2	Líquido
H ₂ O-DEA (2)	30	2	Líquido
H ₂ O-DEA (3)	30	5	Líquido
H ₂ O (1)	10	1	Líquido
H ₂ O (2)	10,03	5	Líquido
H ₂ O (3)	30	5	Líquido
Reciclo	30,09	5	Líquido

Etilenglicol	30	5	Líquido
CH ₄ -H ₂ O	30,14	5	Gaseoso
H ₂ O-Etilenglicol	35,66	5	Líquido
Destilado gaseoso	49,41	5	Gaseoso
Destilado líquido	49,41	5	Líquido
Etilenglicol puro 1	256,3	5	Líquido
Etilenglicol puro 2	30	5	Líquido
Biogás puro	31,28	5	Gaseoso

Conclusiones

Se descarta la posibilidad de purificar el biogás mediante una destilación, ya que las condiciones para separar el metano y el dióxido de carbono son extremas, lo que hace de este método uno muy costoso.

Con las tres técnicas implementadas (absorción con agua, absorción con aminas, membranas) se logra la pureza requerida. Con la absorción química con amina se busca un porcentaje aproximado al 2% de dióxido de carbono, requisito del biogás para ser implementado como gas natural. En cambio, con la absorción química con agua y con membranas, se busca lograr el requerimiento más exigente de 0,5% de dióxido, para que el biogás pueda ser utilizado tanto como gas natural como GNC.

Se concluye que el método más viable y de fácil aplicación es la absorción seguida por la desorción utilizando DEA diluida para eliminar el dióxido de carbono, luego proceder a una segunda purificación con etilenglicol, para así limpiar el vapor de agua de la corriente. De esta manera, se obtiene un biogás de pureza considerable con fracción molar de 0,98 de metano. Asimismo, las torres utilizadas poseen 9 y 10 platos, valores que no son para nada ilógicos tratándose de torres reales.

Capítulo 5: Equipos auxiliares, accesorios y calor de combustión

En el siguiente capítulo se definen los equipos auxiliares de la planta tales como bombas, compresores, válvulas y cañerías, entre otros. Se define el consumo de potencia según los requerimientos del proceso.

Por otra parte, se determinan las corrientes a enfriar y calentar, se realiza el análisis del punto pinch y se evalúa si es posible la integración energética. A partir de los resultados, se diseñan los intercambiadores de calor y se establece si es necesario el uso de una caldera o torre de enfriamiento.

Cañerías y Accesorios

Las cañerías utilizadas en las instalaciones de biogás deben ser a prueba de corrosión y adecuadas para transportar biogás; los materiales utilizados dependen de la carga a transportar y el nivel de presión. Pueden estar construidas de PVC, HDPE, acero y acero inoxidable. Los accesorios tales como bridas, válvulas de descarga, válvulas mariposa y manómetros deben ser accesibles, fáciles de mantener y encontrarse en un lugar libre de congelamiento.

Tabla 5-1: Ventajas y desventajas de materiales para la construcción de cañerías.

Material	Ventajas	Desventajas
Plástico (PVC, HDPE)	Fácil de instalar, relativamente económicas.	Sujetas a roturas y a degradación ultravioleta. Las válvulas correspondientes son más caras que para las cañerías galvanizadas.
Acero galvanizado	Más resistentes.	Pueden oxidarse, son más costosas que las plásticas.
Flexibles	Más simples de conectar a los equipos.	No son económicas.

Recubrimiento de cañerías

Todas las cañerías deben ser pintadas para prevenir la corrosión o la oxidación. El recubrimiento es independiente de la ubicación de la cañería, tanto se

ubiquen en el interior, enterradas o en el exterior. Otra razón por la cual las cañerías deben pintarse es para identificar qué tipo de fluido transportan.

Tabla 5-2: Colores para identificación de cañerías⁵⁸.

Color	Fluido
Amarillo	Gases inflamables (En este caso: Metano)
Naranja	Vapor de agua
Verde	Agua fría
Azul	Aire

Diseño de cañerías

Se eligen cañerías de PVC para la planta, dado que la finalidad es transportar gas proveniente de residuos, por lo que utilizar cañerías muy costosas no sería lógico. Se muestra el cálculo de potencia para el compresor, teniendo en cuenta la pérdida de carga en la cañería que conecta el digestor con el absorbedor.

➤ Salida digestor-entrada absorbedor

La cañería que conecta el digestor con el absorbedor cuenta con un compresor. Para calcular la potencia que consume éste, y la pérdida de carga en la cañería se diseña la misma mediante la ecuación de Bernoulli.

$$\frac{1}{2} \cdot \Delta v^2 + g \cdot \Delta h + \frac{\Delta P}{\rho} + \hat{W} + \hat{E}v = 0$$

El cálculo detallado se encuentra en el anexo de Mathcad. Se procede de la siguiente manera:

Se calcula la velocidad dentro de la cañería con el caudal de gas y suponiendo un diámetro de cañería:

⁵⁸Ing. Néstor Vottero. 'Identificación de cañerías según norma IRAM 2507'
http://www.sagradocorazon.edu.ar/web/septimo_elec/Sist_Mec/Colores%20convencionales%20.pdf

$$\text{Caudal de gas} = 17,29 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}}$$

$$\text{Diámetro de cañería} = 10,16 \text{ cm} = 4 \text{ pulgadas}$$

$$\text{Longitud de cañería} = 5 \text{ m}$$

Luego, con los datos de velocidad, viscosidad, densidad y diámetro, se calcula el número de Reynolds; con este último el factor de fricción (Fanning). Todo esto es útil para calcular la pérdida de carga en la cañería (término del Ev). Se considera que la cañería tiene dos codos de 90°, una embocadura y una desembocadura. La diferencia de altura se considera igual a la altura del tanque digestor, y la diferencia de presión es la que existe entre el digestor y el absorbedor.

$$P1 = 1 \text{ atm}$$

$$P2 = 5 \text{ atm}$$

$$h1 = 2,5 \text{ m}$$

$$h2 = 0 \text{ m}$$

Finalmente, se despeja el valor de la potencia que consume el compresor, que contempla también la pérdida de carga en la cañería.

$$\text{Potencia} = 2,61 \text{ HP}$$

Mediante Unisim se obtiene el dato de la potencia del compresor, por lo que con una relación lineal se puede obtener qué porcentaje de la potencia calculada en Mathcad corresponde al compresor y cuál a la pérdida de carga en la cañería:

$$\text{Potencia compresor} = 72,03\%$$

$$\text{Pérdida de carga} = 27,97\%$$

Luego, se debe agregar este porcentaje extra a la potencia de las bombas y compresores, para considerar la caída de presión en las cañerías.

Para el resto de las cañerías, se obtienen los caudales de Unisim, nisim se estima un diámetro adecuado teniendo en cuenta las velocidades en la cañería para los gases y líquidos, y los diámetros nominales para cañerías de PVC.⁵⁹

⁵⁹ The engineering toolbox: PVC pipes, Schedule 40 - 80. http://www.engineeringtoolbox.com/pvc-cpvc-pipes-dimensions-d_795.html

Tabla 5-3: Diámetro de cañería según la corriente.

Corriente	Diámetro de Cañería	Velocidad estimada (m/s)
Biogás impuro 1	½ pulgada	5.702
Biogás impuro 2	½ pulgada	5.702
Biogás impuro 3	½ pulgada	5.702
Solución acuosa de DEA	½ pulgada	0.368
H ₂ O-DEA-CO ₂ (1)	½ pulgada	0.375
H ₂ O-DEA-CO ₂ (2)	½ pulgada	0.375
H ₂ O-DEA-CO ₂ (3)	½ pulgada	0.375
CH ₄ - H ₂ O	½ pulgada	3.621
Aire 1	3 pulgadas	16.28
Aire 2	3 pulgadas	16.28
Aire 3	3 pulgadas	16.28
Aire - CO ₂	3 pulgadas	15.303
H ₂ O-DEA (1)	½ pulgada	0.322
H ₂ O-DEA (2)	½ pulgada	0.322
H ₂ O-DEA (3)	½ pulgada	0.322
H ₂ O (1)	½ pulgada	0.024
H ₂ O (2)	½ pulgada	0.024
H ₂ O (3)	½ pulgada	0.024
Reciclo	½ pulgada	0.368
Biogás puro	½ pulgada	3.61
H ₂ O - Etilenglicol	½ pulgada	0.015
Etilenglicol Puro 1	½ pulgada	0.015
Etilenglicol Puro 2	½ pulgada	0.015
Etilenglicol	½ pulgada	0.015
Destilado líquido	½ pulgada	0.0001
Destilado gaseoso	½ pulgada	0.002

Bombas

Las bombas se utilizan para aumentar la presión del fluido que se está trasladando. Dos de los tipos de bombas más usadas son las bombas centrífugas y las de desplazamiento positivo. Las bombas centrífugas (rotatorias), en general se sumergen, pero pueden ser posicionadas en un eje seco. Las bombas de desplazamiento positivo son más resistentes a la presión que las bombas centrífugas. Son autocebantes, trabajan en dos direcciones y alcanzan relativamente altas presiones con una disminución de la capacidad de transporte.

- Bombas centrífugas: Son bombas rotodinámicas, utilizan un impulsor rotativo para incrementar la velocidad del fluido. Se usan comúnmente para mover líquidos por un sistema de cañerías.
- Bombas de desplazamiento positivo: Crean la succión y la descarga, desplazando agua con un elemento móvil. El espacio que ocupa el agua se llena y vacía alternativamente, forzando y extrayendo el líquido mediante movimiento mecánico.

Potencia de bombeo

Se obtienen de Unisim los valores de potencia y altura desarrollada para ambas bombas. Cuando se habla de altura desarrollada, se refiere a la altura a la que se elevaría el fluido si toda la energía transferida a él por la bomba, se utilizase para elevarlo, sin pérdidas de energía por fricción.

Para el cálculo del ANPA de diseño (altura neta positiva en la aspiración) se recurre a la siguiente fórmula:

$$ANPA_{diseño} = \left(\frac{P_{admisión} - P_{vapor}}{\rho \cdot g} \right)$$

El ANPA de diseño debe ser menor al ANPA requerido que es brindado por los fabricantes en los catálogos. De esta manera, se evitan los problemas de cavitación de las bombas.

- Bomba 1.

$$Potencia = 0,0288 \text{ HP}$$

$$Hdes = 29,82 \text{ m}$$

Considerando los siguientes valores:

$$g = 9,8 \frac{m}{s^2}$$

$$\rho = 995,71 \frac{kg}{m^3}$$

$$P_{admisión} = 202.600 Pa$$

$$P_{vapor} = 4247 Pa$$

Luego:

$$ANPA_{diseño} = 20,32 m$$

> Bomba 2.

$$Potencia = 0,0031 HP$$

$$H_{des} = 40,58 m$$

Considerando los siguientes valores:

$$g = 9,8 \frac{m}{s^2}$$

$$\rho = 999,77 \frac{kg}{m^3}$$

$$P_{admisión} = 101.300 Pa$$

$$P_{vapor} = 1228 Pa$$

Luego:

$$ANPA_{diseño} = 10,21 m$$

A la hora de seleccionar una bomba a partir de los catálogos, se debe asegurar que el caudal de operación se encuentre dentro de los rangos con los que trabaja la bomba comercial; además, la altura desarrollada debe ser mayor o igual a la calculada y el ANPA de diseño, menor al requerido.

Para tener en cuenta la pérdida de carga en cañerías y accesorios se adiciona un 27,97%, para considerar la pérdida de carga en cañerías y accesorios.

- Potencia total de bombeo según UNISIM= 0,0319 HP.
- Potencia total de bombeo considerando pérdida de carga= 0,0408 HP.

Válvulas

La válvula se utiliza entre el absorbedor y el desorbedor para disminuir la presión en 3 atm (de 5 a 2 atm). Se decide descartar las de tipo “media vuelta”, ya que son malas reguladoras de caudal; sólo se utilizan para cerrar o abrir el paso del fluido. Se utiliza una válvula de asiento de tipo aguja, ya que son buenas reguladoras de caudal. Se usa para trabajar con pequeños caudales y elevadas presiones o temperaturas, generalmente en cañerías de gas. Entre sus ventajas, poseen gran rapidez de accionamiento, hermetismo, en posición abierta es pequeña la pérdida de carga y tienen poco desgaste.

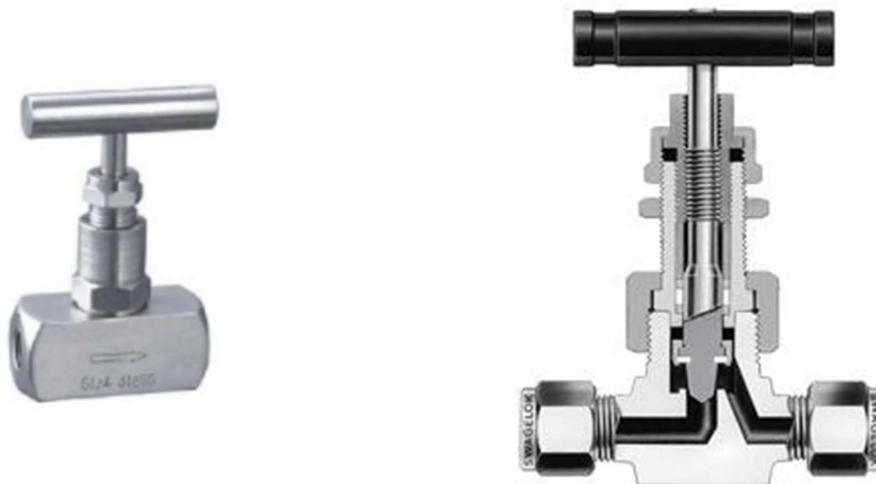


Figura 5-1: Esquema de una válvula de asiento del tipo aguja.

A su vez, deben utilizarse válvulas de corte en el resto de las cañerías, en caso de que deba realizarse una parada de emergencia y deba detenerse el flujo. Para éstas se decide utilizar válvulas de media vuelta del tipo cónicas, ya que se utilizan en posición totalmente abierta o totalmente cerrada. Conservan la sección de flujo cuando se encuentran completamente abiertas y, por lo tanto, la pérdida de carga es nula. Entre sus ventajas se destacan su buena capacidad de cierre, su accionamiento rápido y sencillo, bajo costo y que requieren poco mantenimiento.

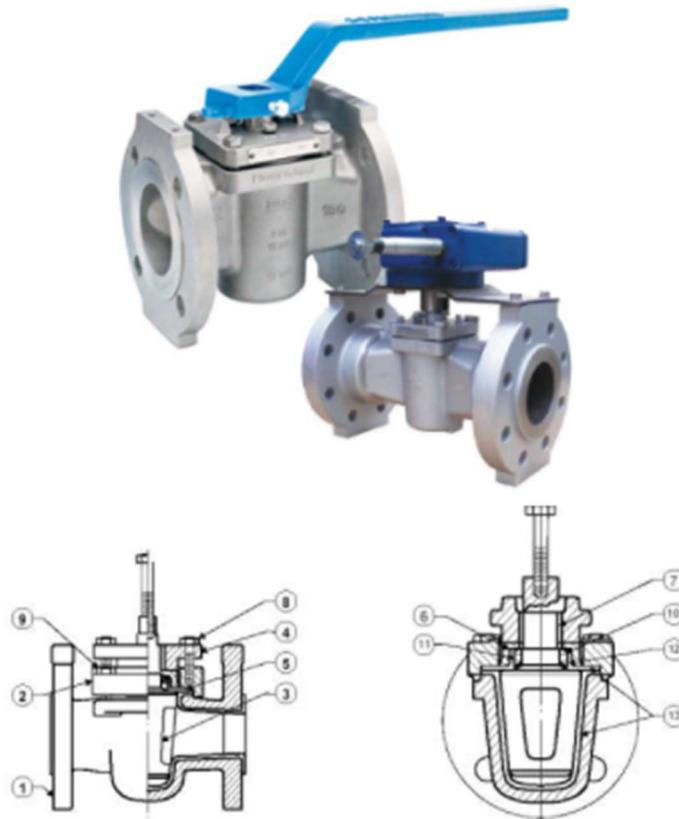


Figura 5-2: Esquema de una válvula de media vuelta del tipo cónica.

En caso de que ciertos equipos, como lo son las bombas o los compresores, deban ser reemplazados por algún inconveniente o mal funcionamiento, es necesario que se implementen válvulas y uniones dobles antes y después de dicho equipo. De esta manera, se puede desmontar y reemplazar la máquina correspondiente sin necesidad de desarmar el sistema de cañerías completo.

- Válvulas de seguridad.

Éstas se tienen en cuenta en el capítulo siguiente, dado que son dispositivos de seguridad. Deben colocarse por la existencia de la caldera.

Compresores

Son dispositivos mecánicos que aumentan la presión de un fluido compresible, ya sea gas o vapor, reduciendo el volumen específico mediante el pasaje del fluido por el mismo.

Tipos de compresores

- Compresores dinámicos: Es un compresor de flujo continuo entre los cuales se incluyen los compresores centrífugos y los de flujo axial. Se utilizan ampliamente en industrias químicas y refinerías de petróleo. Se caracterizan por un impulsor rotatorio para imprimirle velocidad y presión al fluido.
- Compresores de desplazamiento positivo: Entregan un volumen fijo a altas presiones. En general se dividen en dos tipos: Compresores rotativos o compresores reciprocantes. En todas las máquinas de desplazamiento positivo, un cierto volumen de gas se confina en un dado espacio y subsecuentemente se comprime, reduciendo el volumen o espacio. Como el gas se encuentra a una presión elevada, consecuentemente se expulsa al sistema de cañerías⁶⁰.

Potencia de compresores

De Unisim se obtienen los datos para ambos compresores:

- Compresor 1= 1,89 HP.

El caudal que maneja el compresor es de 28,63 m³/hr. Como no se halla en catálogos un compresor que trabaje en las mismas condiciones y posea valores de potencia similares, se decide utilizar la potencia brindada por Unisim, y adicionarle el 27.97% ya mencionado.

Potencia Compresor 1= 2,42 HP.

- Compresor 2= 15 HP.

El caudal que maneja el compresor 2 es de 295,34 m³/h.

Potencia Compresor 2= 19,2 HP.

- ❖ Potencia total de compresión requerida= 21,62 HP.

⁶⁰KLM Technology Group. (2011). Malasia. 'Compressor selection and sizing', <https://engage.aiche.org/HigherLogic/System/DownloadDocumentFile.ashx?DocumentFileKey=e376befd-45d2-4ede-bd4e-ea67746ee989&ssopc=1>

Equipos de Transferencia de Calor

Intercambiadores

La mayoría de los procesos industriales involucran la transferencia de calor, ya sea de una corriente de proceso a otra corriente de proceso, o de una corriente de servicio auxiliar a una corriente de proceso. Actualmente, las crisis energéticas alrededor del mundo han llevado a buscar en cualquier diseño de proceso industrial, la maximización de la recuperación de calor dentro del mismo proceso y a la minimización de servicios auxiliares. Para lograr el objetivo de recuperación máxima de energía o requerimiento mínimo, se requiere una red de intercambio apropiada. El diseño tradicional ha tenido como resultado redes con altos costos fijos y servicios auxiliares; con la ayuda de los conceptos del análisis pinch, el diseño de redes se ha vuelto muy sistemático y metódico.

La metodología pinch posee un procedimiento simple para el análisis sistemático de los procesos químicos, y de los servicios auxiliares con la ayuda de la Primera y Segunda Ley de la Termodinámica. Con la ecuación de energía de la Primera Ley, se calculan los cambios de entalpía de las corrientes que pasan por los intercambiadores de calor. La Segunda Ley, determina la dirección del flujo de calor, es decir, de caliente a frío. Una corriente caliente, no puede ser enfriada por debajo de la temperatura de entrada de la corriente fría. En la práctica, una corriente caliente sólo puede ser enfriada a una temperatura definida por el acercamiento mínimo de temperaturas del intercambiador. El lugar donde la diferencia de temperatura es mínima, se conoce como "punto pinch" y define la fuerza motriz mínima en un intercambiador⁶¹.

Análisis del punto Pinch

En la tabla a continuación, se presentan las corrientes del proceso que deben intercambiar calor. Las corrientes calientes, que se simbolizan con la letra C, son las corrientes que deben enfriarse; mientras que las corrientes frías, que se simbolizan con la letra F, son las corrientes que debe calentarse.

⁶¹ http://catarina.udlap.mx/u_dl_a/tales/documentos/leip/alvarez_e_c/capitulo5.pdf

Tabla 5-4: Corrientes con intercambio de calor.

Corrientes	Tentrada (°C)	Tsalida (°C)	
Biogas impuro	197,5	30	C1
H ₂ O-DEA-CO ₂ (2)	49,36	30	C2
Aire 2	73,86	100	F1
H ₂ O-DEA (1)	60,71	30	C3
H ₂ O (2)	10,03	30	F2
Etilenglicol puro 1	256,3	30	C4
Destilado	170,7	49,41	C5
Reactor	0,5	35	F3

Tabla 5-5: Corrientes y sus valores de entalpía.

Corrientes	Caudal (kmol/h)	Hentrada (kJ/kmol)	Hsalida (kJ/kmol)	ΔH (kJ/kmol)	ΔH (kJ/hr)	ΔH (kW)
C1	0,7743	-187570,3477	-194406,8501	-6836,5023	-5293,5037	-1,4704
C2	10,28	-28421,2138	-30049,0442	-1627,8304	-16734,0965	-4,6484
F1	20	1958,9821	2193,7066	234,7245	4694,4900	1,3040
C3	8,536	-26050,3431	-28742,1525	-2691,8094	-22977,2850	-6,3826
F2	1,465	-286025,7233	-284514,9293	1510,794	2213,3132	0,6148
C5	0,192	-408335,9368	-454433,5169	-46097,5801	-8850,7354	-2,4585
C6	0,0049	-237700	-284414,488	-46714,488	-228,9010	-0,0636
F4	0,1165	89516,875	143227	53710,125	6251,858	1,7366

Los valores negativos o positivos del delta de entalpía dependen de la dirección del flujo de calor (si entra o sale de la corriente), pero se utilizan de forma positiva para el análisis. Se realiza el análisis del punto pinch de manera online⁶², ingresando los valores de temperaturas de entrada y salida de cada corriente, y el valor de delta de entalpía que poseen.

De las entalpías presentadas en la tabla, de la única corriente de la cual no se tienen datos, ya que Unisim no puede simularla (dado que la fórmula molecular no existe en la biblioteca), es la corriente F3, que es la mezcla que ingresa al digestor. En bibliografía se hallan valores para algunos alimentos, se estima un promedio de ellos y se utiliza ese valor⁶³.

⁶² Jeffrey S. Umbach, Online Pinch Analysis Tool , <http://www.uic-che.org/pinch/index.php><http://www.uic-che.org/pinch/index.php>

⁶³ <http://197.14.51.10:81/pmb/AGROALIMENTAIRE/Engineering%20Properties%20of%20Foods.pdf>, p. 202.

Tabla 5-6: Entalpías para frutas y verduras.

Alimento	Entalpía (kJ/kg)
Manzana	343
Espárrago	381
Arándano	352
Zanahoria	361
Cebolla	353
Pepino	390
Durazno	352
Espinaca	371
Pulpa de tomate	100

Se utiliza para convertir los kg a kmoles, el peso molecular de la fórmula mencionada en el capítulo 2, que corresponde a $C_8H_{17}O_3N$, la cual representa al sustrato.

$$P(C_8H_{17}O_3N) = 175,23 \text{ kg/kmol}$$

Además, como los valores de entalpía para la corriente F3 se hallan en bibliografía a 0°C , y la temperatura de dicha corriente a la entrada es $0,5^\circ\text{C}$, se considera este valor como aproximado. Para la entalpía de salida se considera un aumento del 60% respecto del calculado, ya que la entalpía aumenta cuadráticamente con la temperatura. Se considera que con esta suposición no se comete mucho error en la estimación, a comparación del error que supone calcular la entalpía de F3 como un promedio de las halladas para distintas frutas y verduras.

El análisis pinch genera, a partir de todas las corrientes a enfriar y calentar del sistema, una curva llamada compuesta fría y otra llamada compuesta caliente. De esta manera, se obtienen solamente dos curvas que representan a todas las corrientes de la planta que intercambian calor.

Al estimador del punto pinch se le ingresa el valor de ΔH y temperaturas de entrada y salida; para todas las corrientes se verifica que estén en las mismas unidades. El programa entrega un gráfico con ambas curvas superpuestas:

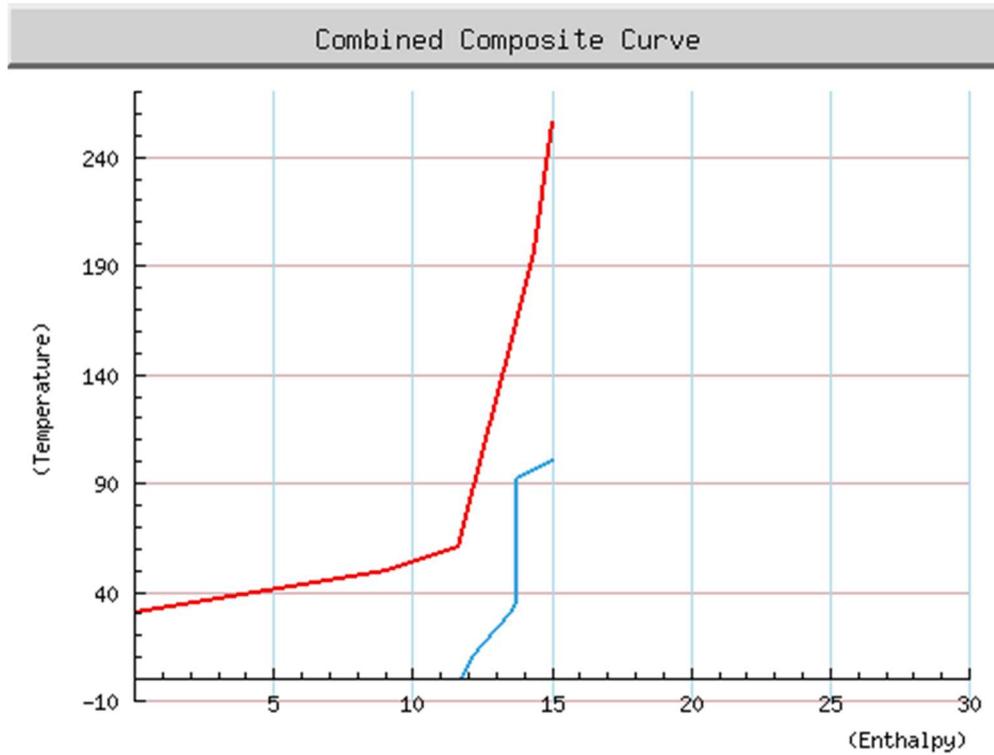


Figura 5-3: Gráfico de temperatura vs. entalpía para la curva compuesta fría y compuesta caliente.

Se obtienen 5 corrientes a ser enfriadas y 3 a ser calentadas. Esto puede verse en el diagrama siguiente, donde la zona amarilla es la que puede integrarse energéticamente, y la zona violeta es en la que se requiere intercambio de calor con corrientes auxiliares.

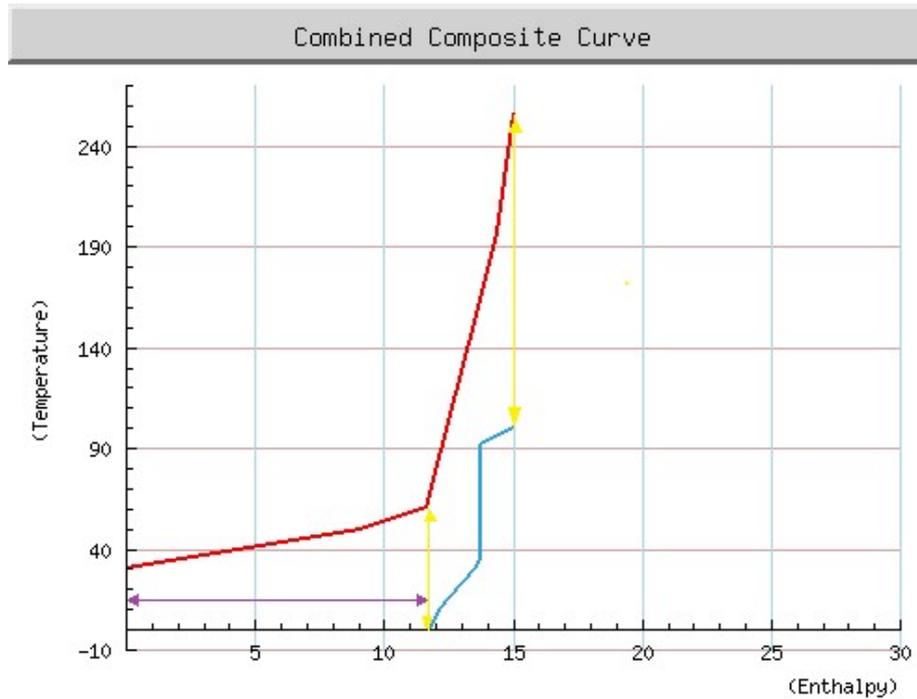


Figura 5-4: Gráfico de las curvas compuestas fría y caliente con zona para integración.

El análisis del punto pinch para este caso no se utiliza. Se realiza la integración calculando el calor que cada corriente debe entregar o consumir, mediante la expresión $F \cdot C_p \cdot \Delta T$, y se comparan los requerimientos de calor de cada una. De esta manera se elige la mejor combinación de equipos, teniendo en cuenta los límites de temperatura para lograr tener una fuerza impulsora apreciable.

Tabla 5-7: Requerimientos de calor para cada corriente

Corriente	Calor a intercambiar (W)	Límites de temperatura (°C)
Qf1	4299,19	73,86 → 100
Qf2	363,79	10,03 → 30
Qf3	31110	0,5 → 35
Qc1	1477,338	197,5 → 30
Qc2	4645,8	49,36 → 30
Qc3	6380,54	60,71 → 30
Qc4	2496,9	256,3 → 30
Qc5	13,817	170,7 → 49,41

Puede observarse, a partir de los valores anteriores, que el calor necesario para calefaccionar la corriente F3 no se podría alcanzar aun integrando con todas las corrientes calientes; por este motivo se decide utilizar una corriente auxiliar de agua caliente. La corriente fría F2, por otro lado, podría integrarse energéticamente con la corriente C1. Sin embargo, como el calor de C1 es mucho mayor, esta corriente necesitaría de un intercambiador auxiliar utilizando una corriente de agua fría como corriente de servicio. Si bien observando los calores, F1 podría integrarse energéticamente, tiene limitaciones con respecto a la temperatura, dado que una corriente no puede enfriarse por encima de la temperatura de entrada de la otra corriente. Por ello, debería utilizarse más de una corriente para calentarla; por lo que se decide utilizar sólo una corriente auxiliar de agua caliente. Para las restantes corrientes calientes C2, C3, C4 y C5 se decide utilizar agua fría para el intercambio de calor. Luego, resulta la siguiente distribución de corrientes auxiliares y corrientes de proceso:

Tabla 5-8: Corriente a utilizar para el intercambio de calor.

Corriente	Corriente a utilizar
C4	Agua fría (torre)
C2	Agua fría (torre)
C3	Agua fría (torre)
C1	F2 + Agua fría
C5	Agua fría (torre)
F3	Agua caliente (Caldera)
F1	Agua caliente (Caldera)

Para enfriar las corrientes calientes se utiliza agua proveniente de una torre de enfriamiento. Dado que la temperatura de bulbo húmedo del aire es de 23°C (para el caso más conservador, tomando el día más cálido del año con una temperatura de 35°C y un 50% de humedad), la temperatura de la salida del agua de la torre será como mínimo dicho valor. Las corrientes de proceso poseen una temperatura mínima de 30°C y de esta manera, se mantiene así un delta de temperatura de 7°C, valor aceptable para el equipo. En cambio, para calentar a las corrientes frías se utiliza agua caliente que proviene de una caldera de la que sale a 120°C, y una presión de 3 bar. Dado que la temperatura máxima a la que debe calentar a las corrientes frías es 100°C, se obtiene una fuerza impulsora considerable.

Entre los diferentes intercambiadores de calor que pueden utilizarse se encuentran los doble tubo y los intercambiadores de tubo y coraza.

Doble tubo

Ventajas:

- Flexibles, fáciles de armar y mantener.
- La cantidad de superficie útil de intercambio es fácil de modificar para adaptar el intercambiador a cambios en las condiciones de operación, simplemente conectando más horquillas o anulándolas; desconectarlas lleva pocos minutos.
- No requieren mano de obra especializada para el armado y mantenimiento.
- Los repuestos son fácilmente intercambiables y obtenibles en corto tiempo.

Aplicaciones:

Se utilizan cuando uno de los fluidos es un gas, un líquido viscoso, o su caudal es pequeño; mientras que el otro es un líquido de baja viscosidad o con alto caudal. Son adecuados para servicios con corrientes de alto ensuciamiento, con lodos sedimentables, sólidos o alquitranes, por la facilidad con la que se limpian. Si hay una buena respuesta a la limpieza química o los fluidos no ensucian, las uniones pueden ser soldadas para resistir altas presiones de operación.

Tubo y coraza

Se utilizan para servicios en los que se requieren grandes superficies de intercambio, generalmente asociadas a caudales mucho mayores de los que puede manejar un intercambiador de doble tubo. En efecto, el intercambiador de doble tubo requiere una gran cantidad de horquillas para manejar servicios como los descritos, pero a expensas de un considerable consumo de espacio y con aumento de la cantidad de uniones que son puntos débiles, porque en ellas la posibilidad de fugas es mayor.

Para la planta se deciden utilizar intercambiadores de doble tubo, por su facilidad de armado y mantenimiento, así como también debido a que son más económicos que los de tubo y coraza. Además, como se procesan caudales pequeños y las áreas obtenidas son pequeñas, son los más adecuados. Entre los intercambiadores comerciales aptos para los requerimientos, se encuentran los intercambiadores de doble tubo Exergy. Están formados por dos tubos, uno interno y otro externo, enroscados, lo que permite que tengan un diseño más compacto.



Figura 5-5: Intercambiadores doble tubo Exergy⁶⁴.

Diseño de intercambiadores

En primera instancia se deben diseñar 8 intercambiadores de calor (uno de ellos, el serpentín dentro del reactor). Los equipos se diseñan en contracorriente para que la fuerza impulsora sea máxima. Para el diseño de los intercambiadores se necesitan datos de las propiedades de las corrientes a la temperatura media, y se deben determinar los valores del coeficiente global de transferencia de calor (U) para cada intercambiador. Los valores de las propiedades de las corrientes se obtienen de Unisim y los valores de U deben calcularse mediante el cálculo de los coeficientes convectivos para cada fluido, h_o y h_{io} .

Tabla 5-9: Intercambiadores y sus corrientes.

Intercambiador	Corrientes empleadas
Intercambiador 1	F1-Agua caliente
Intercambiador 2	F2-C1
Intercambiador 3	C1-Agua fría
Intercambiador 4 (Serpentín)	F3-Agua caliente
Intercambiador 5	C3-Agua fría
Intercambiador 6	C2-Agua fría
Intercambiador 7	C5-Agua fría
Intercambiador 8	C4-Agua fría

⁶⁴ Exergy, Heat transfer solutions. http://www.edelflex.com/sites/default/files/Edelflex-ExergyCatalog_0.pdf

Los cálculos para cada intercambiador junto con las suposiciones realizadas, figuran en un anexo en Mathcad. A continuación, se representan esquemáticamente los intercambiadores.



Figura 5-10: Intercambiador para calentar la corriente F1.

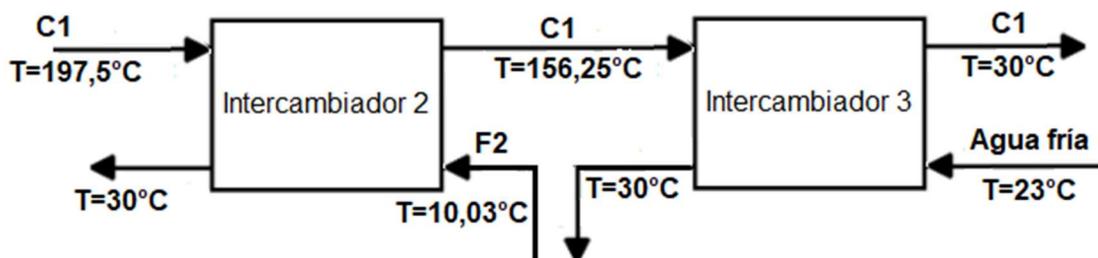


Figura 5-11: Intercambiadores para enfriar la corriente C1.



Figura 5-12: Serpentín para enfriar la corriente F3.

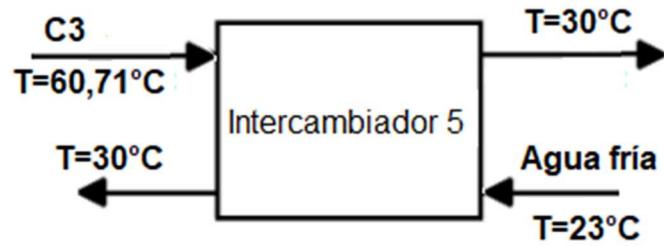


Figura 5-13: Intercambiador para enfriar la corriente C3.

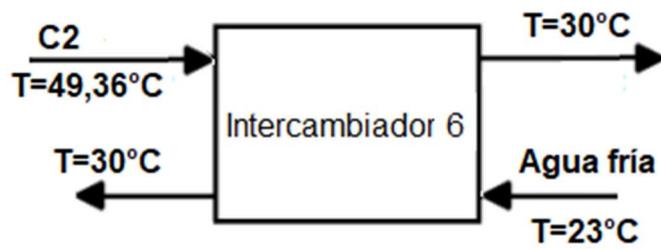


Figura 5-14: Intercambiador para enfriar la corriente C2.



Figura 5-15: Intercambiador para enfriar la corriente C5.



Figura 5-16: Intercambiador para enfriar la corriente C4.

Para el diseño de los intercambiadores 5, 6, 7 y 8, que son aquellos que utilizan como corriente de servicio agua fría, en primer lugar, se calcula el calor intercambiado por la corriente caliente, que, para todos los casos, se conoce (dado que las corrientes de proceso poseen temperaturas preestablecidas):

$$Q = \text{Caudal} \cdot Cp \cdot (T_{\text{entrada}} - T_{\text{salida}})$$

Dicho calor debe ser igual al que absorbe la corriente fría, es decir, el agua:

$$Q = F_{\text{agua}} \cdot Cp_{\text{agua}} \cdot \Delta T_{\text{agua}}$$

De la igualación de las dos ecuaciones anteriores se puede despejar el caudal de agua necesario. Para el diseño de los equipos que utilizan agua fría como corriente de servicio (proveniente de la torre de enfriamiento), se asume un valor de salida para el agua de los mismos de 30°C. Este valor se elige para mantener un mínimo de fuerza impulsora en cada equipo que se considere apreciable. A la entrada a cada uno de ellos, el agua posee una temperatura de 23°C.

Se asume un valor de diámetro nominal para el tubo interno y para el externo. Éstos se eligen en base a obtener un número de Reynolds tal que los coeficientes convectivos sean valores elevados y, así, obtener áreas menores de equipos. Dichos coeficientes se obtienen utilizando la correlación de Sieder-Tate para flujo en conductos que involucran al número de Reynolds y al de Prandtl. Las resistencias por ensuciamiento son obtenidas de tablas que se encuentran en el libro "Intercambiadores de Calor", de Eduardo Cao. Luego, puede calcularse el coeficiente global de transferencia de calor U:

$$U = \left(\frac{1}{h_{io}} + \frac{1}{h_o} + R_{fi} + R_{fo} \right)^{-1}$$

Donde:

$$h_{io} = h_i \cdot \frac{A_i}{A_o} = h_i \cdot \frac{D_i}{D_o}$$

El calor intercambiado calculado a su vez es igual a:

$$Q = A \cdot U \cdot \Delta T_{ml} = \pi \cdot D_o \cdot L \cdot U \cdot \Delta T_{ml}$$

Donde la diferencia de temperatura media logarítmica, que es la que menor error posee, se expresa de la siguiente manera:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_{\text{entrada}1} - T_{\text{salida}2}) - (T_{\text{salida}1} - T_{\text{entrada}2})}{\ln \left(\frac{T_{\text{entrada}1} - T_{\text{salida}2}}{T_{\text{salida}1} - T_{\text{entrada}2}} \right)}$$

Finalmente, se puede despejar el valor del largo del intercambiador y, por lo tanto, obtener el área necesaria para el equipo.

Para el intercambiador 1, se procede de manera similar al caso anterior, con la diferencia de que la corriente de servicio es agua caliente. Por lo tanto, lo que se calcula en primer lugar, es el calor que requiere la corriente fría y luego se despeja el caudal de agua caliente necesario.

El agua proviene de la caldera y se asume un valor de salida del intercambiador de 85°C. Este valor se elige para mantener un mínimo de fuerza impulsora en el equipo que se considere apreciable, además de obtener un caudal de agua razonable para la utilización de una caldera pequeña. A la entrada del intercambiador, el agua posee una temperatura de 120°C.

Para el caso en el que se realiza la integración energética, se calcula el calor total que requiere la corriente fría F2 y el calor que puede brindar la corriente caliente C1:

$$Q_{F2} = \text{Caudal}_{F2} \cdot Cp_{F2} \cdot (T_{F2\text{salida}} - T_{F2\text{entrada}})$$

$$Q_{C1} = \text{Caudal}_{C1} \cdot Cp_{C1} \cdot (T_{C1\text{entrada}} - T_{C1\text{salida}})$$

Como para enfriar a la corriente C1 se utilizan F1 y agua fría, se obtiene el calor que debe intercambiar C1 con la corriente de servicio auxiliar por diferencia:

$$Q_{aux} = Q_{C1} - Q_{F2}$$

Dado que se utilizan 2 intercambiadores (intercambiador 2 y 3) en serie para enfriar la corriente C1, se debe hallar la temperatura intermedia a la que sale dicha corriente del primer intercambiador. Igualando el calor que entrega la corriente C1 con el que absorbe la corriente fría F2 correspondiente al primer equipo, es que se obtiene dicho valor de temperatura. Se calcula entonces la diferencia de temperatura media logarítmica para cada intercambiador.

En el anexo en Mathcad se explica y se obtiene cada valor de h a partir de las correlaciones y las resistencias de ensuciamiento de tablas, para luego conformar el U.

Con la misma ecuación presentada anteriormente:

$$Q = A \cdot U \cdot \Delta T_{ml} = \pi \cdot Do \cdot L \cdot U \cdot \Delta T_{ml}$$

Se puede despejar el valor del largo para cada uno de los intercambiadores.

Como el intercambiador 4 es en realidad un serpentín, el cálculo se efectúa de manera diferente.

El agua caliente a una presión de 3 bar circula por el serpentín, en donde ingresa a una temperatura de 120°C y sale a 75°C. El delta de temperatura se elige de manera de obtener un caudal de agua pequeño para que así, la caldera sea pequeña. Se calcula el calor que puede ceder dicha corriente mediante la expresión:

$$Q_{agua} = Caudal_{agua} \cdot Cp_{agua} \cdot (T_{agua\text{ entrada}} - T_{agua\text{ salida}})$$

El calor que necesitan los lodos para mantenerse a 35°C (mientras que la alimentación ingresa a 0,5°C), fue calculado previamente en el capítulo 3, en el diseño térmico.

$$Q_{F3} = 31110 \text{ W}$$

De la igualación de las ecuaciones anteriores, se puede despejar el caudal necesario de la corriente auxiliar. Se impone un diámetro nominal para el serpentín, teniendo en cuenta que el mismo debe ser mayor a 1" para soportar la presión del agua caliente; también se calcula el valor del coeficiente h_i mediante la respectiva correlación y se despeja el largo del serpentín mediante la ecuación:

$$Q = h_i \cdot A_i \cdot \Delta T_{ml} = h_i \cdot D_i \cdot \pi \cdot L \cdot \Delta T_{ml}$$

Una vez realizados los cálculos, se obtienen los siguientes valores de área de intercambiadores y del coeficiente global de transferencia de calor U .

Tabla 5-10: Valores de diseño para intercambiadores.

Intercambiador	Corrientes	Área (m ²)	U (W/m ² °C)
1	F1 - Agua caliente	0,365	777,15
2	F2 - C1	0,026	91,06
3	C1 - Agua fría	0,048	564,95
4 (Serpentín)	F3 - Agua caliente	0,543	-
5	C3 - Agua fría	0,448	888,73
6	C2 - Agua fría	0,601	636,42
7	C5 - Agua fría	0,064	3,16
8	C4 - Agua fría	0,247	159,91

Torre de Enfriamiento

Para el diseño de la planta se precisa agua fría como corriente de servicio para enfriar las corrientes, por lo que se considera que la misma proviene de una torre de enfriamiento de agua. Éstas son equipos que se utilizan para enfriar agua en grandes volúmenes porque son el medio más económico para hacerlo, si se comparan con otros equipos, como los intercambiadores de calor donde el enfriamiento ocurre a través de una pared. La temperatura límite de enfriamiento del agua es la temperatura de bulbo húmedo del aire a la entrada de la torre⁶⁵.

El agua se introduce por el domo de la torre por medio de vertederos o por boquillas para distribuir el agua en la mayor superficie posible. El enfriamiento ocurre cuando el agua, al caer a través de la torre, se pone en contacto directo con una corriente de aire que fluye a contracorriente o a flujo cruzado. Ésta debe tener una temperatura de bulbo húmedo inferior a la temperatura del agua caliente. En estas condiciones, el agua se enfría por transferencia de masa, por transferencia de calor sensible y latente del agua al aire; esto origina que la temperatura del aire y su humedad aumenten, y que la temperatura del agua descienda. La temperatura límite de enfriamiento del agua es la temperatura de bulbo húmedo del aire a la entrada de la torre.

Las torres de enfriamiento se clasifican según la forma de suministro de aire. Para este caso, una torre de enfriamiento atmosférica es la mejor opción, ya que el movimiento del aire entrante depende del viento y, como el equipo está ubicado al aire libre y Mar del Plata se considera una ciudad ventosa, es una ventaja. Asimismo, se utilizan en pequeñas instalaciones. El interior de las torres puede poseer o no relleno, con el propósito de aumentar la superficie de contacto entre el agua caliente y el aire que la enfría. También pueden colocarse deflectores o eliminadores de gotas o niebla, que atrapan las gotas de agua que fluyen con la corriente de aire hacia la salida de la torre, con el objeto de disminuir la posible pérdida de agua.

Se decide diseñar la torre en condiciones extremas para un diseño conservador. Se considera una temperatura del aire de 35°C y una presión de 1 atm. El agua se obtendrá de una napa, dado que la planta está ubicada en el Parque Industrial de Mar del Plata. Este agua deberá tomarse de la napa únicamente una vez, ya que al ingresar a los intercambiadores, el agua caliente de salida se alimenta luego

⁶⁵I. Q. Maria Luisa Galicia Pineda. (Marzo de 2006). Torres de enfriamiento, <http://torresdeenfriamiento.blogspot.com.ar/2007/06/torres-de-enfriamiento-funcionamiento.html>

a la torre de enfriamiento para recircularse, evitando consumir agua potable en cantidades excesivas. Una vez obtenidos los caudales definitivos de agua utilizados en los intercambiadores y sus temperaturas de salida respectivas, se unen las 6 cañerías en un nodo, y éste conduce luego a la entrada de la torre de enfriamiento. El agua caliente ingresa por el tope, circulando en contracorriente respecto del aire. El aire ingresa por debajo, a una temperatura de 35°C; para este valor la temperatura de bulbo húmedo del aire es de 23°C, que es un valor alto para un diseño conservador (obtenida del diagrama psicrométrico). Esta es la temperatura mínima a la cual puede enfriarse la corriente caliente. Se considera también una humedad del aire entrante de 50%; valor que es conservador, dado que, a menor humedad, el aire se encuentra a mayor temperatura.

Se presentan a continuación los caudales de agua que utilizan los intercambiadores auxiliares, que será el mismo agua que ingresa a la torre para ser recirculada. En todos los casos, el agua sale a 30°C de los equipos (dicha temperatura es impuesta).

Tabla 5-11: Corrientes a enfriar, caudal de agua utilizado y su temperatura.

Corriente	Caudal de agua (kg/s)
Intercambiador 3	0,0379
Intercambiador 5	0,217
Intercambiador 6	0,158
Intercambiador 7	$4,697 \cdot 10^{-4}$
Intercambiador 8	0,085

$$\text{Caudal total} = 0,498 \frac{\text{kg}}{\text{s}} : 18 \frac{\text{kmol}}{\text{kg}} \cdot 3600 \frac{\text{s}}{\text{hr}} = 99,6 \frac{\text{kmol}}{\text{hr}}$$

Con este valor de caudal, puede calcularse el agua requerida para reposición, dadas las pérdidas que ocurren en la torre por evaporación. Se consideran de un 10% del caudal total:

$$\text{Caudal de agua de reposición} = 10\% \cdot 99,6 \frac{\text{kmol}}{\text{hr}} = 9,96 \frac{\text{kmol}}{\text{hr}}$$

Debe utilizarse el siguiente balance de energía en la torre y el diagrama psicrométrico de la mezcla aire-vapor de agua (a 1 atm):

$$L \cdot C_{pL} \cdot \Delta T_L = G_s \cdot \Delta H_G$$

Del balance se conocen los siguientes valores:

$$L = 99,6 \frac{\text{kmol}}{\text{hr}}$$

$$Cp_L = 75,2 \frac{\text{J}}{\text{mol} \cdot ^\circ\text{C}}$$

$$\Delta T_L = 30^\circ\text{C} - 23^\circ\text{C} = 7^\circ\text{C}$$

$$H_{\text{entrada,aire}} = 80 \frac{\text{kJ}}{\text{kg aireseco}}$$

En primer lugar, entrando al diagrama con una temperatura de 35°C (el día más cálido del año) y 50% de humedad, se obtiene la temperatura de bulbo húmedo de 23°C. A la vez, se lee el valor la entalpía de entrada del aire.

A su vez, se desconoce el caudal de gas libre de agua, y la entalpía de salida del gas. Se ubica el punto conocido en el psicrométrico ($T_{\text{salida,H}_2\text{O}}=23^\circ\text{C}$ y $H_{\text{entrada,aire}}=80 \text{ kJ/kgAS}$) y se traza una recta tangente al equilibrio (curva de aire saturado, 100% humedad). Esta es la recta de operación para un equipo infinito. Partiendo de esta recta, se calcula así la pendiente mínima:

$$m_{\text{mín}} = \frac{\left[80 \frac{\text{kJ}}{\text{kgAS}} - \left(180 \frac{\text{kJ}}{\text{kgAS}}\right)\right]}{23^\circ\text{C} - 50^\circ\text{C}} = 3,703 \frac{\text{kJ}}{\text{kgAS} \cdot ^\circ\text{C}}$$

Se decide operar a una condición de 1,25 veces la mínima (este valor se halla en bibliografía). De esta forma, la pendiente cambia a:

$$m = 4,629 \frac{\text{kJ}}{\text{kgAS} \cdot ^\circ\text{C}}$$

Con este valor y con el punto conocido, puede despejarse el caudal de gas a utilizar y la entalpía de salida del aire:

$$G_{s_{op}} \cdot 4,629 \frac{\text{kJ}}{\text{kgAS} \cdot ^\circ\text{C}} \cdot 1000 \frac{\text{J}}{\text{kJ}} = 99,6 \frac{\text{kmol}}{\text{hr}} \cdot 75,2 \frac{\text{J}}{\text{mol} \cdot ^\circ\text{C}} \cdot 1000 \frac{\text{mol}}{\text{kmol}}$$

$$G_{s_{op}} = 1618,04 \frac{\text{kgAS}}{\text{hr}}$$

$$4,629 \frac{\text{kJ}}{\text{kgAS} \cdot ^\circ\text{C}} = \frac{Hs - 80 \frac{\text{kJ}}{\text{kgAS}}}{30^\circ\text{C} - 23^\circ\text{C}}$$

$$Hs = 112,4 \frac{\text{kJ}}{\text{kgAS}}$$

Se lee del psicrométrico, conociendo la entalpía y la pendiente de la recta de operación, la temperatura del aire de salida. Se considera que el aire se encuentra saturado cuando sale de la torre:

$$T_{s_{\text{aire}}} = 55^\circ\text{C}$$

Con estos valores, queda definida la torre de enfriamiento de agua, con sus caudales y temperaturas respectivas.

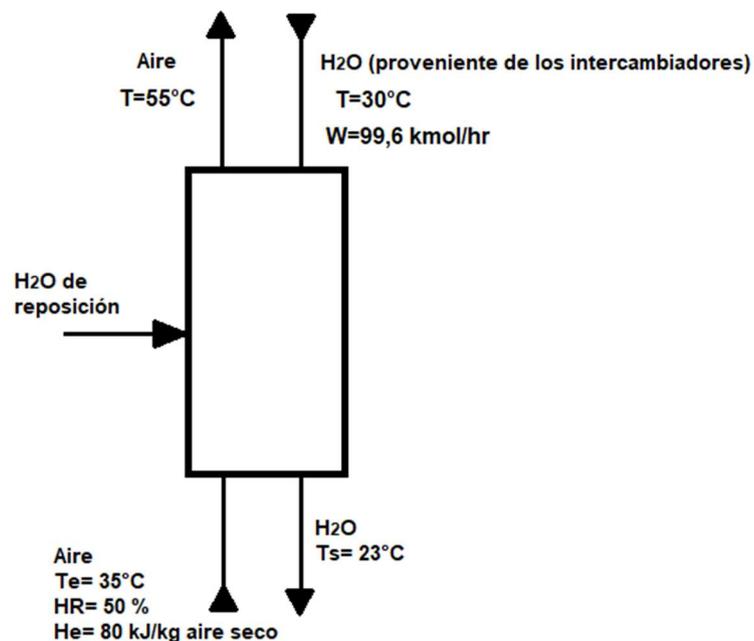


Figura 5-16: Esquema de la torre de enfriamiento con los parámetros conocidos.

Caldera

Las calderas son máquinas térmicas diseñadas especialmente para generar vapor o agua caliente que se aprovecha en diferentes procesos. Existen dos tipos de calderas: pirotubulares o acuotubulares.

- Pirotubulares: Tienen un sistema de tuberías que atraviesan tanques de contención de líquidos. Las tuberías transportan los humos de combustión a altas temperaturas y, los fluidos, al contacto con los tubos, se evaporan y

forman el vapor saturado. Son calderas utilizadas principalmente en instalaciones de calefacción.

- Acuotubulares: En estas calderas el fluido se desplaza dentro de un sistema de tuberías y puede salir a altas presiones. Se distinguen por una gran capacidad de generación de vapor o agua caliente y por ello son las más utilizadas en centrales termoeléctricas⁶⁶.

Tabla 5-12: Comparación entre calderas acuotubulares y piro tubulares⁶⁷.

Criterios	Calderas Piro tubulares	Calderas Acuotubulares
Calidad del agua	Menores exigencias, posible funcionamiento con agua salada	Mayores exigencias, es necesario un bajo nivel de salinidad para su funcionamiento
Mantenimiento	Fácil de limpiar	Más costoso
Revisiones periódicas	Inspección ordinaria	Pruebas costosas en tiempo y dinero
Costes para niveles comparables de gasto de fabricación y calidad	Menores	Mayores
Rendimiento	Mayor, de fácil mantenimiento	Menor, difícil mantenimiento en funcionamiento
Características de la carga parcial	Puede aprovecharse el control del quemador, cuando caiga por debajo de la carga mínima, el quemador puede apagarse sin problemas	En el caso de determinados diseños, debe limitarse la carga parcial; el quemador no puede apagarse manualmente
Capacidad de agua	Mayor, debido a su diseño	Menor
Capacidad de acumulación	Debido al alto volumen de agua, no es susceptible a las fluctuaciones de presión y carga	Susceptible a las fluctuaciones de presión y carga

⁶⁶ H2OTEK. (30 de marzo de 2016). 'Tipos de calderas y sus aplicaciones', <http://www.h2otek.com/blog/tipos-de-calderas-y-sus-aplicaciones/>

⁶⁷ BOSCH, https://www.bosch-climate.cl/files/Low_210x297_Folleto_1_Bosch_Calderas_Industriales_CL.pdf

Se elige una caldera acuotubular, donde el agua que se va a calentar circula por los tubos, que son expuestos a las llamas directamente; dichos tubos se unen y forman el recinto del hogar. Éste posee aberturas para los quemadores y para la salida de gases de combustión. Como el agua caliente generada se utiliza para que la misma circule por el serpentín para calentar la mezcla dentro del reactor, conviene que el agua vaya por los tubos para así directamente ingresarla luego al serpentín.

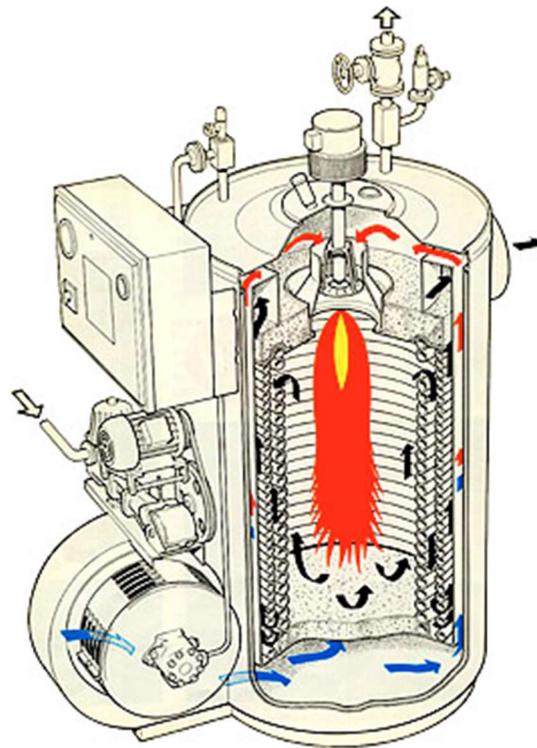


Figura 5-17: Caldera acuotubular.

Se fija la presión de operación en 3 bar, y por lo tanto, la temperatura de ebullición del agua es de 133,6 °C. Se debe generar agua caliente a 120°C para poder utilizarla como corriente de servicio. Por este motivo, se requiere de un presostato de control que corte el funcionamiento de la caldera cuando la presión sea menor a 2,9 bar o mayor a 3,1 bar. Además, se requieren una termocupla y un termostato para que, la primera sense la temperatura del agua caliente, y en caso de que sea mayor a 120°C, envíe una señal al termostato para que corte el funcionamiento de la caldera.

El caudal de agua caliente que debe brindar este equipo es 0,194 kg/s; este valor queda determinado por los intercambiadores que requieren de esta corriente auxiliar. La alimentación a la caldera debe ser agua ablandada, para evitar la formación de sarro e incrustaciones, lo que facilita el mantenimiento y la limpieza de la misma, y extiende su vida útil. Luego de que el agua sea utilizada por los intercambiadores y

haya disminuido su temperatura, la misma se vuelve a recircular a la caldera para evitar desperdiciarla.

Para poder estimar el consumo energético del equipo⁶⁸ se tiene en cuenta la producción de agua caliente. Como se encuentran datos con respecto a potencia consumida en relación a la producción en L/min para equipos similares al requerido:

$$\text{Caudal agua caliente} = 0,194 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \cdot \frac{1 \text{ m}^3}{948 \text{ kg}} \cdot 60 \frac{\text{s}}{\text{min}} \cdot 1000 \frac{\text{L}}{\text{m}^3} = 12,3 \frac{\text{L}}{\text{min}}$$

Por lo tanto, se obtiene un consumo de 28 HP.

Estimación del calor de combustión. Comparación con la potencia consumida

El calor de combustión puede estimarse como el caudal de metano obtenido multiplicado por el calor de combustión:

$$Q_c = F \cdot \lambda$$

Donde $\lambda=802$ kJ/mol y $F=0,142$ mol/s (este valor es el que se obtiene luego del sistema de purificación). Se obtiene entonces:

$$Q_c = 113950,8 \text{ W} = 152,81 \text{ HP}$$

Este calor es el que debe compararse con la potencia consumida por todos los demás equipos (Incluye los agitadores, las bombas, los compresores, la caldera, el cangilón y la trituradora). De esta manera se decide si el proceso tiene la capacidad de satisfacer las necesidades básicas de la planta.

$$\text{Potencia compresores} = 21,62 \text{ HP}$$

$$\text{Potencia bombas} = 0,0408 \text{ HP}$$

$$\text{Potencia agitación} = 1,489 \text{ HP}$$

$$\text{Potencia trituradora} = 1 \text{ HP}$$

⁶⁸ ENARGAS, Gobierno Argentino, Buenos Aires. 'El consumo de gas en los artefactos'. <https://www.enargas.gob.ar/secciones/eficiencia-energetica/consumo-artefactos.php>

$$\text{Potencia cangilón} = 1 \text{ HP}$$

$$\text{Potencia caldera} = 28 \text{ HP}$$

En esta etapa, debería sumarse a la potencia consumida el gasto por pérdidas de carga en las cañerías, ya que no son despreciables como se demuestra en el anexo de Mathcad. Se añade ese porcentaje ya mencionado a los equipos (compresores y bombas).

$$\text{Potencia consumida} = 21,62 \text{ HP} + 0,0408 \text{ HP} + 1,489 \text{ HP} + 1 \text{ HP} + 1 \text{ HP} + 28 \text{ HP}$$

$$\text{Potencia consumida} = 53,15 \text{ HP}$$

Como la energía generada no puede utilizarse directamente, se utiliza un generador de energía eléctrica a partir del biogás producido. Un generador eléctrico es todo dispositivo capaz de mantener una diferencia de potencial eléctrica entre dos de sus puntos (llamados polos, terminales o bornes) transformando la energía térmica en eléctrica. Como no se encuentran disponibles generadores que operen al caudal de trabajo de biogás generado y a la presión correspondiente, se utiliza otro generador de mayor tamaño, simplemente para estimar la eficiencia de conversión a energía eléctrica.

El generador utilizado se llama G3516H⁶⁹, y su eficiencia es de 44,7%. Si bien este equipo no es el que se va a utilizar, para una primera estimación es suficiente.

$$\text{Energía eléctrica} = Q_c \cdot 44,7\% = 152,81 \text{ HP} \cdot 44,7\% = 68,31 \text{ HP}$$

Aun utilizando este valor de eficiencia, que parece en principio muy bajo, la diferencia entre energía generada y energía consumida sigue siendo un valor positivo.

$$\text{Energía extra} = 68,31 \text{ HP} - 53,15 \text{ HP} = 15,16 \text{ HP}$$

Se llega al resultado de que el proceso de producción de biogás podría satisfacer las necesidades básicas energéticas de la planta y poder autoabastecerse.

⁶⁹ CAT, Generación de potencia eléctrica http://www.cat.com/es_MX/products/new/power-systems/electric-power-generation/gas-generator-sets/18485094.html

Conclusiones

En este capítulo se analizaron los equipos auxiliares. Si bien no son los principales de la planta, son de gran importancia para el proceso. Se lograron diseñar los equipos necesarios para esta operación: Los Intercambiadores de calor, la caldera y la torre de enfriamiento; probando una correcta combinación entre diámetro, caudales y temperaturas, de forma tal de obtener equipos de tamaños razonables.

Se puede ver, que, si bien la finalidad de este trabajo no es lograr un beneficio económico, aún hay sobrante de energía habiéndose abastecido la planta.

Capítulo 6 (libre): Seguridad, Higiene y Saneamiento ambiental

El objetivo de este capítulo es identificar qué aspectos y/o situaciones pueden ser focos de accidentes o enfermedades, o generar situaciones de riesgo para el trabajador, el medio ambiente o la población, a la hora de poner en funcionamiento la planta.

Se analizan temáticas tales como ruido, carga térmica, riesgo mecánico y eléctrico, de incendio, contaminación, corrección por ventilación y tratamiento de efluentes. Se proponen soluciones que sean factibles de poner en práctica para poder evitar o disminuir el riesgo; y representen de manera real el abordaje de las diversas temáticas.

La seguridad en el trabajo se describe como el conjunto de técnicas y procedimientos que tienen por objeto eliminar o disminuir el riesgo de que se produzcan los accidentes de trabajo, según el Instituto Nacional de Seguridad e Higiene en el Trabajo. La higiene industrial es el conjunto de procedimientos destinados a controlar los factores ambientales y las tensiones laborales que pueden afectar la salud en el ámbito de trabajo y provocar las enfermedades profesionales. Se entiende por salud al completo bienestar físico, mental y social.

Existen múltiples aspectos a tener en cuenta para el desarrollo e implementación de normas de seguridad en plantas de biogás enfocadas a la operación diaria, que pueden sintetizarse en los siguientes tópicos⁷⁰:

- Tipos de riesgo: Toxicidad y grado de inflamabilidad de gases. Existe peligro para la vida y salud al trabajar con gases tales como CH₄ y CO₂.
- Situaciones peligrosas: Fugas de efluentes orgánicos y de gases, contaminación por productos de fermentación, atmósferas peligrosas y explosivas, riesgos mecánicos, eléctricos, de ruido y calor, de conducta inadecuada y de eventos naturales.
- Cadena de seguridad: Análisis y evaluación de riesgo, medidas técnicas de seguridad, materiales, tuberías de biogás, automatización y control de instalaciones eléctricas.
- Medidas organizacionales de seguridad: Proyecto de combate de incendios y

⁷⁰ Biogás: Normas de seguridad que llevan a una oportunidad concreta para crecer. (Octubre 2016). <https://energiasolaraldia.com/biogas-normas-de-seguridad-que-llevan-a-una-oportunidad-concreta-para-crecer/>

señalización.

- Protecciones individuales de seguridad: Protección de manos y pies, facial, ocular, auricular, corporal y respiratoria. Uniformes para operación, equipos auxiliares, equipos de ventilación, extracción y equipos de protección colectiva.
- Medidas de seguridad operacional: Documentos obligatorios, rutina operacional y manejo de sustratos.

Distribución de los diferentes sectores de la planta

Se determinan cinco sectores en la planta:

- Sala principal.
- Sala de descanso.
- Sala del generador.
- Baños.
- Exterior.

Ruido

El ruido se define como un sonido no deseado o desagradable. Los lugares de la planta en los cuales el ruido es más intenso son: cerca del motor del generador, cerca de los compresores, de las bombas, de la trituradora y de la caldera.

Éste debe controlarse dado que genera hipoacusia. La hipoacusia es la pérdida parcial o total de la capacidad de percepción auditiva de las personas. Dicha pérdida se clasifica en⁷¹:

- Hipoacusia leve (20-40 dB): Dificultad para oír susurros y algunas consonantes. Puede requerir audífonos.
- Hipoacusia moderada (40-70 dB): Se pierde información en las conversaciones. Requerirá audífonos muy probablemente.
- Hipoacusia severa (70-90 dB): La persona no oye conversaciones en volumen normal. Requiere audífonos potentes, y según el caso, implante coclear.
- Hipoacusia profunda o "Sordera" (90-110 dB): La persona no oye la palabra y percibe solamente la vibración. Requiere audífonos muy potentes, que en muchos casos no le alcanzan para discriminar los sonidos y probablemente es más útil un implante coclear.

Se considera como valor máximo permisible sin protección durante jornadas

⁷¹ Ministerio de Salud. 'Hipoacusia'. (2017). Argentina. <http://www.msal.gob.ar/index.php/programas-y-planes/380-hipoacusia>

laborales de 8 horas diarias un valor de 85 dB. En la siguiente tabla se muestran los valores máximos permisibles por la ley vigente actualmente en Argentina.

Tabla 6-1: Valores máximos admisibles para el ruido.

Duración por día (hs)	Nivel de presión acústica (dBA)
24	80
16	82
8	85
4	88
2	91
1	94

El Decreto 351/79 reglamentario de la ley 19.587 de Riesgo y Seguridad en el trabajo considera que, cuando el nivel sonoro continuo equivalente supere en el ámbito de trabajo los valores establecidos en la tabla 6-1, se debe reducirlo adoptando las correcciones que se enuncian a continuación en el siguiente orden:

- Control administrativo.
- Actuación sobre la fuente productora de ruido.
- Actuación sobre las vías de propagación.
- Actuación sobre el receptor.

Para medir el ruido en el ambiente laboral se utiliza un sonómetro. Éste es un instrumento eléctrico-electrónico capaz de medir el nivel de presión acústica independientemente de su efecto fisiológico. Registra un rango de frecuencia entre 0-20000 Hz. Se utiliza escala dB(A) dado que esta es la más próxima al comportamiento del oído humano.

Para poder estimar el ruido total equivalente que hay en los diferentes sectores de la planta, se aproximan los valores de nivel de ruido de los equipos, los cuales se obtienen de bibliografía.⁷²

⁷² Tunnissen Spezialmaschinen. 'Manual de uso y mantenimiento trituradora Tunnissen' Alemania.
http://www.trituradorasllambes.com/descargas/manuales_tritu.pdf,
<http://www.insht.es/InshtWeb/Contenidos/Documentacion/TextosOnline/GuiasMonitor/HigieneIndustrial/III/Ficheros/jhi7.pdf>, <http://cybertesis.uach.cl/tesis/uach/2003/bmfcim912b/doc/bmfcim912b.pdf>

Tabla 6-2: Nivel de ruido aproximado en los equipos utilizados.

Máquina	Ruido generado (dBA)
Trituradora	100
Compresor 1	98
Compresor 2	98
Bomba 1	88
Bomba 2	88
Generador eléctrico	86,6
Caldera	90

La trituradora se encuentra fuera del galpón (donde está ubicado el sistema de purificación y la caldera) al aire libre. El generador se encuentra en una sala aislado, por lo que también se analiza por separado.

Para estimar el tiempo máximo admisible se utiliza la siguiente fórmula, ingresando L_i en dB(A), utilizando los valores de la Tabla 6-2, donde T está expresado en horas/día.

$$T_{\text{máx}} \left(\frac{\text{hs}}{\text{día}} \right) = 8 \cdot 10^{0,1 \cdot (85 - L_i)}$$

Una vez que se determina el tiempo máximo admisible para cada equipo, se calcula si existe riesgo higiénico en cada sala. Éste se estima como la sumatoria del tiempo de exposición (8 hs) sobre el tiempo máximo permitido por la ley, multiplicado por la cantidad de equipos.

$$\text{riesgo higiénico} = \sum \frac{T_{\text{exposición}}}{T_{\text{máx}}} \cdot n^{\circ} \text{equipos}$$

Se dice que existe riesgo higiénico cuando el valor de la sumatoria es mayor a 1.

Además se puede calcular el nivel de ruido equivalente para cada sala, siendo n el número de equipos de la sala.

$$Leq = 10 \cdot \log \left(\sum_{i=1}^n 10^{0,1 \cdot L_i} \right)$$

- Sala principal.
Se consideran bombas, compresores y la caldera.

- Exterior.
Afuera se encuentran el digestor y la trituradora. Por esto, el nivel de ruido equivalente es únicamente el de la trituradora, que es 100 dB(A).

- Sala del generador eléctrico.
Únicamente se encuentra el generador, por lo que el nivel de ruido equivalente es 86,6 dB(A).

- Sala de descanso.
Esta sala debe aislarse externamente, de forma tal que no ingresen ruidos molestos. Se estima que el valor interno de ruido es de 80 dB(A).

Tabla 6-3: Tiempo máximo de exposición para equipos.

Equipo	Tiempo máximo de exposición (hs)
Bomba 1	4
Bomba 2	4
Compresor 1	0,4
Compresor 2	0,4
Caldera	2,53
Trituradora	0,25
Generador	5,53

Tabla 6-4: Nivel de ruido equivalente y riesgo higiénico según sala.

Sala	Riesgo higiénico	Ruido en la sala (dB(A))
Principal	47,16	101,73
Exterior	32	100
Sala del generador	1,45	86,6
Sala de descanso	-	-

Medidas

La planta cuenta con 4 operarios, un foguista y un franquero por cada turno de 8 horas laborales. Por lo tanto, en cada turno habrá 5 personas, donde el foguista se encontrará siempre en la sala principal, controlando la caldera; 3 operarios que pueden rotar entre los 3 sectores (exterior, sala principal y sala del generador); y un operario que es que realiza los relevos para los descansos.

Rotación de operarios

Como medida de control administrativo se propone una rotación de operarios entre sectores, para que estén menos tiempo expuestos al ruido (esta medida excluye al foguista, que debe encontrarse en la sala principal durante toda la jornada laboral). Se decide rotar a los 3 operarios restantes cada 1,725 hs, entre la sala principal donde se encuentran los equipos de purificación, el exterior (donde se encuentra el digestor y la trituradora) y la sala del generador. Se consideran además 30 minutos de descanso; en este tiempo los operarios se dirigen a la sala de descanso.

El tiempo que pasa cada operario en un sector es de 1 hr 40 min, se consideran 3 minutos para el traslado de los operarios entre zonas. La distribución de tiempos de rotación durante la jornada es la siguiente:

Paso por los distintos sectores

$$1 \text{ hs } 40 \text{ min} + 1 \text{ hs } 40 \text{ min} + 1 \text{ hs } 40 \text{ min} + 1 \text{ hs } 40 \text{ min} + 30 \text{ min } \textit{descanso}$$

A partir del sistema propuesto, en la jornada laboral de 8 horas, en cada uno de los sectores, un operario pasará dos veces en el turno (sala principal, sala del generador y exterior); mientras que los dos restantes, pasarán una sola vez.

Como existen valores de tiempo máximo de exposición muy pequeños, se decide también continuar con las medidas siguientes que incluyen actuar sobre la fuente emisora, las vías de propagación del ruido y las vibraciones.

Vías de propagación

Se decide incorporar al suelo de todos los sectores de la planta espuma de polietileno reticulado⁷³, dado que éste aísla vibraciones y ruidos transmitidos por la estructura.

⁷³ Andimat. 'Soluciones de aislamiento acústico'. (Junio 2009). Madrid, España. <https://www.andimat.es/wp-content/uploads/soluciones-de-aislamiento-acustico-andimat-jun09.pdf>

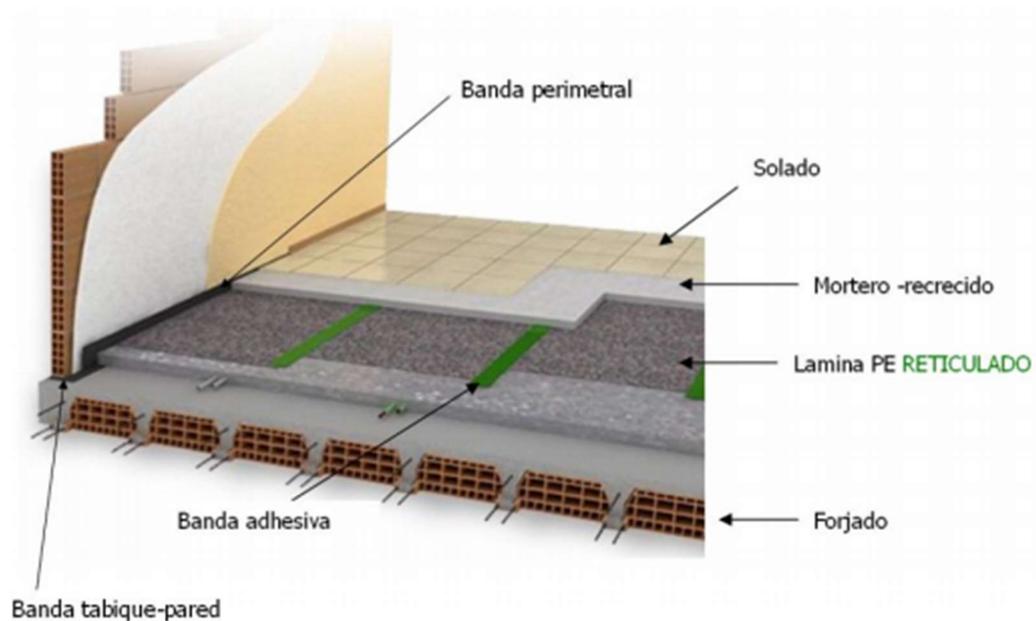


Figura 6-1: Capas de aislante para el suelo.

Se considera que el aislante disminuye el ruido en 7 dB(A).

Por otra parte, se elige construir las paredes de la planta con arcilla expandida, dado que es un gran aislante sonoro.



Figura 6-2: Bloque de arcilla expandida.

Se recubren las paredes de la sala principal y la sala del generador con lana de vidrio para evitar que el ruido salga de las salas.

Además, se adiciona a los compresores una placa rigidizada de 1,5 mm que disminuye las vibraciones y el ruido⁷⁴.

⁷⁴ Organización Internacional del Trabajo. 'El ruido en el lugar del trabajo'. http://training.itcilo.it/actrav_cdrom2/es/osh/noise/nomain.htm

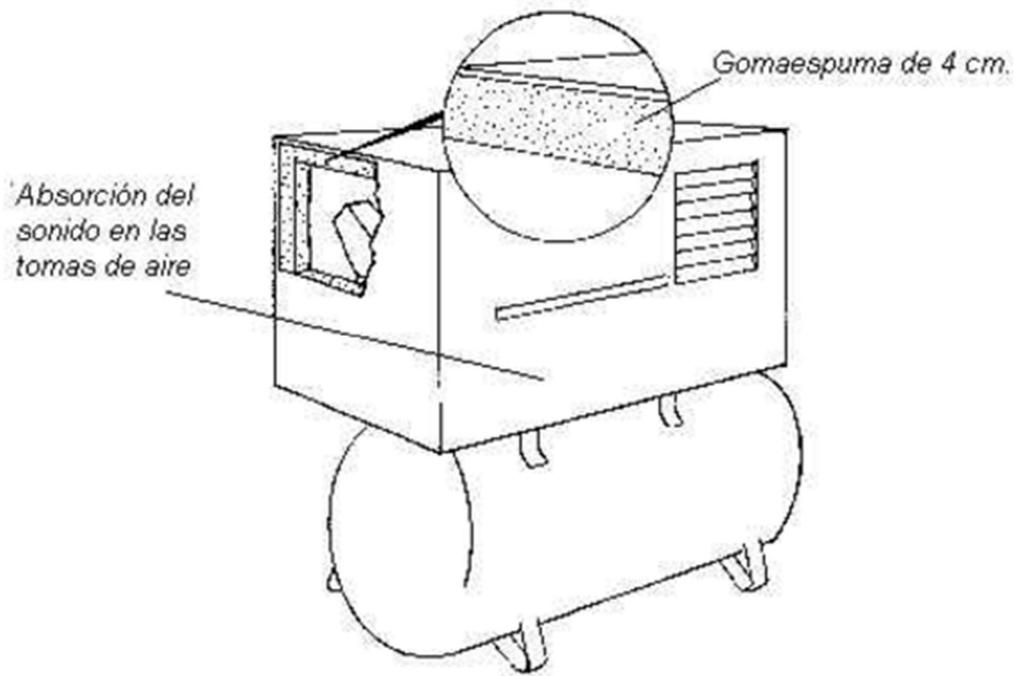


Figura 6-3: Compresor con placa rigidizada.

Se tiene en cuenta que ambos compresores disminuyen su nivel de ruido en 8 dB(A).

También son eficaces para disminuir los niveles de ruido el mantenimiento, la lubricación periódica y la sustitución de las piezas gastadas o defectuosas.

Se recalcula el ruido en todas las salas, para comprobar si ahora se cumple lo establecido en el Decreto. Los siguientes valores son los recalculados para el caso en que se agregó protección sonora al piso y a los compresores:

Tabla 6-5 : Nivel de ruido corregido para cada equipo con las protecciones utilizadas.

Máquina	Ruido generado (dBA)
Trituradora	93
Compresor 1	83
Compresor 2	83
Bomba 1	81
Bomba 2	81
Generador eléctrico	79,4
Caldera	83

Tabla 6-6: Tiempo de exposición según el sector.

Sector de la planta	Nivel de ruido equivalente (dBA)	Tiempo máximo de exposición (hr)	Tiempo de exposición (hr)	
			Operario que se encuentra en el sector 2 veces por turno	Operario que se encuentra en el sector una vez por turno
Sala principal	89,3	2,97	3,33	1,67
Sala del generador	79,4	-	3,33	1,67
Exterior	93	1,27	3,33	1,67

La sala del generador es la única que cumple con el requisito de un nivel de ruido menor a 85 dB(A), por lo que en esa zona no debe utilizarse ningún otro tipo de protección. En la zona exterior y en la sala principal, habiéndose agotado todas las medidas, el valor del nivel ruido sigue siendo mayor al permitido; por ello, se opta por colocar protección auditiva a los operarios en estas zonas, incluyendo al foguista. Por el contrario, para el caso de los operarios que circulen una sola vez por turno en el sector de la sala principal, pueden trabajar sin utilizar protectores ya que el tiempo de exposición es menor al máximo permitido.

Se recomiendan protectores auditivos de copa.



Figura 6-4: Protectores auditivos para operarios.

Para determinar en cuanto atenúan el ruido, se calcula el NRR efectivo que es el nivel de reducción de ruido. Se considera que en dB los protectores auditivos atenúan 24 dB. La siguiente ecuación se obtiene de la norma OSHA:

$$NRR_{\text{efectivo}} (dB(A)) = 0,5 * (NRR(dB) - 7)$$

$$NRR_{efectivo (dB(A))} = 8,5 \text{ dB(A)}$$

Se obtiene entonces el nivel de ruido total en cada zona de:

$$Leq (sala principal) = 80,8 \text{ dBA}$$

$$Leq (exterior) = 84,5 \text{ dBA}$$

De esta manera, en todas las zonas se cumple el requerimiento en lo referente a ruido.

Riesgo mecánico

Colores de seguridad (IRAM 10005) y señales de seguridad

La función de los colores y señales de seguridad es atraer la atención sobre lugares, objetos o situaciones que puedan provocar accidentes u originar riesgos a la salud, así como también indicar la ubicación de dispositivos o equipos que tengan importancia desde el punto de vista de la seguridad.

- Rojo: Denota parada o prohibición e identifica los elementos contra incendios. También se utiliza para dispositivos de parada de emergencia.
- Amarillo: Indica precaución o advertencia sobre riesgos en partes de máquinas que puedan golpear, cortar, electrocutar o dañar. También interior, bordes de puertas o tapas que deben permanecer cerrados habitualmente; desniveles, barreras, vallas o partes salientes de equipos.
- Verde: Denota condición segura (Por ejemplo: acceso a salas de primeros auxilios, puertas o salidas de emergencia, botiquines, armarios con elementos de seguridad, armarios con elementos de protección personal, camillas, lavajos, duchas de seguridad, etc).
- Azul: Denota obligación. Se aplica a aquellas partes de equipos cuya remoción o accionamiento implique la obligación de proceder con precaución. Por ejemplo: tapas de tableros eléctricos, tapas de cajas de engranaje, utilización de equipos de protección personal, etc.

En la planta, deben figurar como mínimo las siguientes señales de seguridad:
En toda la planta se debe utilizar calzado de seguridad.



**USO OBLIGATORIO
DE CALZADO
DE SEGURIDAD**

Uso obligatorio de calzado de seguridad

- Sala principal.

Considerando que el metano es un gas inflamable, ante una fuga en los equipos de purificación es posible la generación de un incendio.



Prohibido fumar, encender fuego, acercar llamas o aparatos que produzcan chispas.

A su vez, debe tratarse con etilenglicol (anticongelante) y químicos en general.



Protección obligatoria de manos

La presencia de amoníaco, dióxido de carbono y otros gases en la sala principal, en el caso de fuga en los equipos, es nociva para el sistema respiratorio, entonces debe utilizarse protección obligatoria.



Protección respiratoria obligatoria

Como el ruido es superior al máximo permitido, deben implementarse protectores auditivos.



Protección obligatoria de oídos

➤ Exterior.

El ruido también es superior al máximo permitido en éste área.



Protección obligatoria de oídos

Dado que los operarios pueden tener que utilizar las manos para tocar los desechos que ingresan a la trituradora, deben contar con protección obligatoria.



Protección obligatoria de manos

Además, como se manipulan bacterias patógenas, debe requerirse el servicio de personal capacitado. En la entrada de la planta, debe implementarse la siguiente señalización.



**SOLO
PERSONAL
CALIFICADO**

Personal calificado únicamente

➤ Sala del generador.

Dado que el generador convierte gas en energía eléctrica, debe tenerse cuidado con el manejo del equipo o respecto de un contacto indeseado.



Riesgo de electrocución



Solo personal autorizado

Las salidas de emergencia (establecidas en la parte de Incendio), deben estar

señalizadas.



Salida de emergencia

Seguridad en máquinas

Existen tres aspectos que pueden generar peligro: el punto o zona de operación (sitio donde el trabajo es realizado), el sistema de transmisión (correas, poleas, conexiones, etc), y otras partes en movimiento (todas las partes de la máquina que se mueven mientras está trabajando).

Cuando se decida utilizar un resguardo (sistema de protección por separación o aislación de la fuente de peligro mediante una tapa, reja u otro material que impida el acceso del usuario a la pieza en movimiento o punto de operación), éstos deben cumplir con los siguientes requisitos:

- Constituir parte integrante de la máquina.
- Actuar libre de entorpecimiento.
- No interferir en el proceso productivo.
- No limitar la visual del área operativa.
- Dejar libre de obstáculos dicha área.
- No exigir posiciones ni movimientos forzados.
- Proteger eficazmente de las proyecciones.
- No constituir riesgo por sí mismos.

Resguardos o dispositivos de seguridad en las máquinas de la planta

- Exterior.
- ❖ Trituradora.

Se decide colocar en ambas conexiones, es decir, en la entrada desde el cangilón y la salida hacia el reactor, dos resguardos regulables. Estos pueden ser fijos o móviles y son regulables en su totalidad. La finalidad consiste en cubrir la parte peligrosa de la máquina, para que ningún operario pueda ingresar su mano hacia la parte donde trabaja el pistón o las cuchillas de la trituradora.

- ❖ Reactor.

Como del mismo solo entran y salen cañerías, no deben colocarse resguardos.

- Sala del generador.
- ❖ Generador eléctrico.

Se puede colocar un resguardo de tipo móvil, que es una especie de “cabina” que cubre la máquina para que ante una caída, por ejemplo, un operario no toque ninguna parte de la máquina. Se supone que la máquina debería tener su puesta a tierra correctamente instalada y no poseer corriente en su carcasa; pero se considera como una medida extra de seguridad para riesgo eléctrico.

- Sala de descanso y baños.

En la sala de descanso no hay dispositivos de protección, dado que únicamente habrá objetos para la comodidad de los operarios, como mesas, sillas, baños, etc.

- Sala principal.

En esta sala están ubicadas todas las torres de purificación, y las cañerías; además de los intercambiadores de calor.

Como estos equipos no tienen entradas exceptuando las cañerías, se colocan válvulas de alivio de presión en aquellas cañerías que transportan fluidos peligrosos o a elevada presión. Las válvulas de alivio de presión, están diseñadas para aliviar la presión cuando un fluido supera un límite preestablecido. Su misión es evitar la explosión del sistema protegido o el fallo de un equipo o tubería por un exceso de presión. Existen también las válvulas que alivian la presión de un fluido cuando la temperatura (y por lo tanto, la presión) supera un límite establecido por el fabricante.

Estas deberán colocarse en la cañería del etilenglicol que se transporta a 256,3°C, y en las cañerías que trabajan a 3 atm, como mínimo.

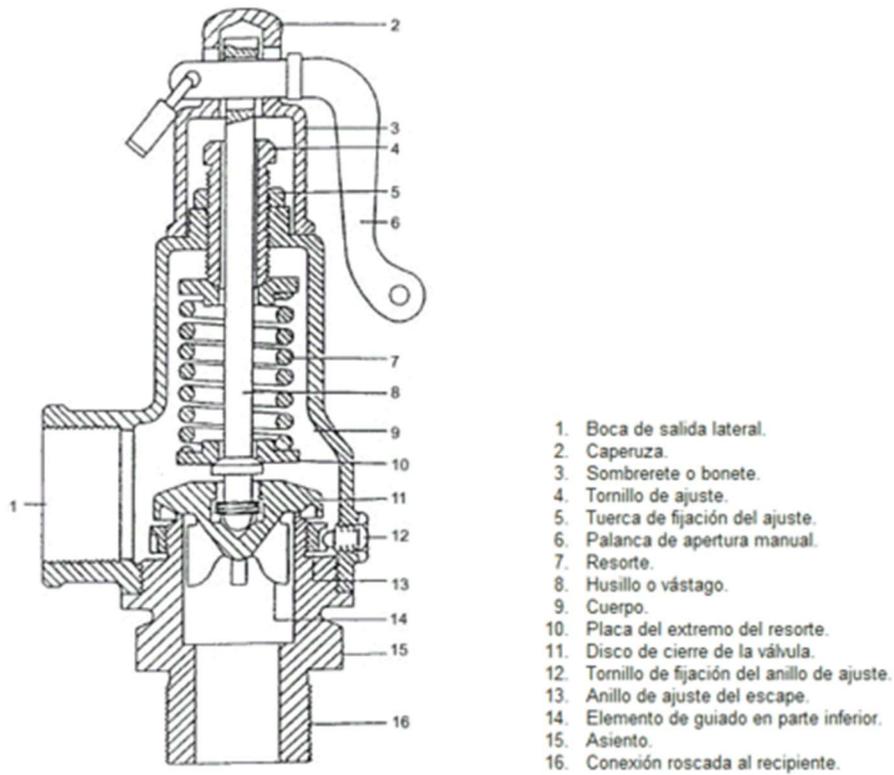


Figura 6-5: Esquema de la válvula de alivio de presión.

En la torre de destilación⁷⁵, se debe controlar el nivel y la presión, como mínimo. Estos pueden lograrse con el siguiente lazo de control:

⁷⁵ Sergio Jesús Navas Herrera. 'Proyecto fin de carrera: Control de columnas de destilación'. <http://bibing.us.es/proyectos/abreproy/20374/fichero/Proyecto+completo.pdf>

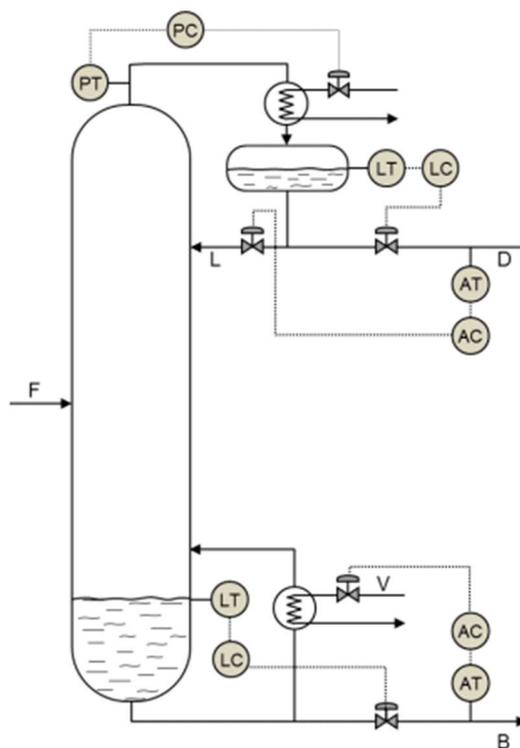


Figura 6-6: Esquema de la torre de destilación con controladores.

Se mide de esta forma el nivel de la torre (LT), la presión de salida del gas por cabeza (PT), el nivel en el condensador (LT), y las composiciones de salida de fondo y cabeza (AT); si el requerimiento dejase de cumplirse, los controles AC actuarían sobre las válvulas esquematizadas, abriendo o cerrando, para lograr el requerimiento de pureza. Lo mismo ocurre con los controles de nivel, LC, y de presión, PC, que actúan sobre sus respectivas válvulas si el sistema deja de trabajar en las condiciones establecidas.

Elementos de protección personal

- Se utilizará calzado no productor de chispa. Estos excluyen todo material de metal ferroso en su estructura, y en caso de que contengan punta protectora se recubre en chapas de material no ferroso.
- Para el exterior, se utilizarán guantes de malla metálica, fabricados en metal liviano. Éstos protegen los dedos, manos y brazos de herramientas filosas (como las cuchillas de la trituradora). En la sala del generador se utilizarán guantes de hule, contra choques eléctricos. Los operarios que trabajen en el exterior en contacto con las bacterias, deberán utilizar guantes de plástico, para evitar riesgo biológico. Los mismos se utilizarán también en la sala

principal.

- Con respecto a la vestimenta, deberá utilizarse un uniforme de acuerdo a la época del año. Éste debe cubrir todo el torso, los brazos y las piernas hasta los pies. No debe colgar nada ni tener partes flexibles, no deben estar rotas. Se prohíbe la utilización de viseras, gorros y cuellos.
- En la sala del generador, se utilizará casco en forma de sombrero o gorra, que protege contra choques eléctricos. Para la sala principal deberá emplearse un casco de tipo D; los mismos son resistentes al fuego, son autoextinguibles y no conducen la electricidad. En el exterior, deberá emplearse una gorra con casquete plástico con visera, sobre todo para proteger a los operarios del clima, el sol y la lluvia.

Además de la protección mecánica, debe existir protección contra riesgo eléctrico. La planta debe poseer como mínimo un disyuntor, una termomagnética y la puesta a tierra correctamente realizada. El disyuntor actúa protegiendo al personal, la térmica al sistema y a las máquinas, y la puesta tierra a ambas.

Aparatos sometidos a presión

Dentro de esta clasificación se encuentra la caldera. El manejo de estos equipos fumígenos sometidos a presión queda limitado sólo a personal calificado, llamados en este caso, foguistas. Estos equipos constan de dos partes: el cuerpo de presión y el quemador.

Para el cuerpo de la caldera debe contarse con los siguientes elementos de seguridad, de control y accesorios:

- Presostato de trabajo: Corta el funcionamiento de la caldera cuando la presión es menor a 2,9 bar y cuando es mayor a 3,1 bar.
- Control del nivel del agua: Evita que la caldera se quede sin alimentación de agua, ya que la falta de la misma con el quemador en funcionamiento, puede generar una explosión.
- Válvula de seguridad: Sirve para aliviar la presión si se supera un valor preestablecido; en caso de que la presión no disminuya lo suficiente, actúa el presostato.
- Fusibles: Cuando la temperatura dentro del serpentín de la caldera supera a la temperatura de fusión del material del fusible, el mismo se funde interrumpiendo el paso de la corriente y así el funcionamiento de la caldera.
- Válvulas de purga: Sirve para eliminar el carbonato de sodio que contiene el

agua ablandada de alimentación.

- Manómetro: Indicador de la presión de trabajo.
- Termocupla y termostato: Se sensa la temperatura del agua dentro del serpentín, en caso de que ésta sea mayor a 120°C, envía una señal al termostato para que corte la producción.

Para el caso del quemador se debe contar con los siguientes dispositivos de seguridad y control:

- Válvulas solenoides: Son válvulas de control que se encargan de cerrar o abrir el paso del combustible al quemador.
- Presostato de control: Cuando la presión del gas no es la requerida, envía una señal para que actúe la válvula de control.
- Control electrónico de llama: En caso de no detectar la presencia de la llama, envía una señal a una válvula solenoide para que cierre el paso de combustible al quemador.

Estos equipos requieren de un seguimiento técnico y documental de la integridad estructural del mismo. Este seguimiento se hace con firma de profesional en función de la incumbencia correspondiente.

Carga térmica

La existencia de condiciones térmicas elevadas o abatidas en el ambiente laboral constituye frecuentemente una fuente de problemas que se traducen en quejas por falta de confort, bajo rendimiento en el trabajo y, en ocasiones, riesgos para la salud.

El riesgo por estrés en condiciones térmicas elevadas, para una persona expuesta a un ambiente caluroso, depende de la producción de calor de su organismo como resultado de su actividad física y de las características del ambiente que lo rodea, que condiciona el intercambio de calor entre el ambiente y su cuerpo. El cuerpo humano recurre a la evaporación, aumentando el nivel de transpiración para disminuir la temperatura corporal. Cuando el calor generado por el organismo no puede ser emitido al ambiente, se acumula en el interior del cuerpo y la temperatura de éste tiende a aumentar, pudiendo producirse daños irreversibles. Los efectos de un ambiente térmico elevado sobre el hombre son:

- Pérdida de atención.
- Trastornos gástricos.
- Deshidratación.

- Calambres de calor.
- Golpe de calor.

En el caso de riesgo por estrés en condiciones térmicas abatidas, éste es proporcional a la velocidad de pérdida de calor del cuerpo a través de la piel por radiación y convección, lo que genera la disminución de la temperatura corporal. Cuando la vaso contracción (constricción de los vasos sanguíneos) deja de ser la adecuada para mantener el equilibrio térmico del cuerpo, el escalofrío se convierte en un mecanismo importante para aumentar la temperatura corporal causando una producción de calor metabólico varias veces mayor que la del estado de reposo. Los efectos de un ambiente térmico abatido sobre el hombre son:

- Principios de congelamiento.
- Pérdida de voluntad.
- Pérdida de habilidad manual.
- Congelamiento parcial o total.
- Hipotermia.

Para la valoración del riesgo de estrés térmico existe el índice TGBH (temperatura globo bulbo húmedo). Este índice se utiliza para discriminar rápidamente si es o no admisible la situación de riesgo de estrés térmico, y se define como:

- Para en el interior de edificaciones o en el exterior sin radiación solar:

$$TGBH = 0,7 \cdot T_{BH} + 0,3 \cdot T_G$$

- Para en el exterior con radiación solar:

$$TGBH = 0,7 \cdot T_{BH} + 0,2 \cdot T_G + 0,1 \cdot T_{BS}$$

Donde:

- ❖ T_{BH} : Es la temperatura de bulbo húmedo que se obtiene del diagrama psicrométrico.
- ❖ T_G : Es la temperatura de globo que es la indicada por un sensor colocado en el centro de una esfera.
- ❖ T_{BS} : Es la temperatura de bulbo seco que es la temperatura del aire medida con un termómetro convencional de mercurio.

Otra variable necesaria para la valoración del estrés térmico es la cantidad de calor producido por el organismo por unidad de tiempo. Para estimarla, se utiliza el dato de consumo metabólico (M), que es la energía total generada por el organismo

por unidad de tiempo, como consecuencia de la tarea desarrollada por el individuo, considerando que toda la energía consumida se transforma en calorífica.

Tabla 6-7: Valores para la estimación del consumo metabólico.

Metabolismo basal		1.0 Kcal/min	
Posicion y movimiento del cuerpo		Kcal/min	
Sentado		0.3	
De pie		0.6	
Andando		2.0 - 3.0	
Subido de una pendiente andando		añadir 0.8 por metro de subida	
Tipo de trabajo		Media Kcal/min	Rango Kcal/min
Trabajo manual	Ligero	0.4	0.2 - 1.2
	Pesado	0.9	
Trabajo con un brazo	Ligero	1.0	0.7 - 2.5
	Pesado	1.7	
Trabajo con dos brazos	Ligero	1.5	1.0 - 3.5
	Pesado	2.5	
Trabajo con el cuerpo	Ligero	3.5	2.5 - 15.0
	Moderado	5.0	
	Pesado	7.0	
	Muy pesado	9.0	

Para realizar el análisis se consideran las dos condiciones extremas: El día más caluroso y el día más frío del año.

En el caso del día más caluroso del año, se toma un promedio de los últimos años y se obtiene una temperatura de 35°C en el exterior y un 50% de humedad.

➤ Exterior.

- ❖ $T_{BS}=35^{\circ}\text{C}$
- ❖ $T_{BH}=23^{\circ}\text{C}$ (se lee del diagrama psicrométrico entrando con una $T_{BS}=35^{\circ}\text{C}$ y una humedad del 50%).
- ❖ $T_G=37^{\circ}\text{C}$ (aproximadamente 2°C mayor que la temperatura de bulbo seco).

Se obtiene entonces:

$$T_{GBH} = 0,7 \cdot T_{BH} + 0,2 \cdot T_G + 0,1 \cdot T_{BS} = 27^{\circ}\text{C}$$

Se asume que el trabajador se encuentra aclimatado⁷⁶ y que es provisto de un uniforme de trabajo de verano.

Del Decreto Reglamentario 351/79 de la Ley Nacional 19.587 se utiliza la siguiente tabla:

Tabla 6-8: Valores de TGBH máximos según tipo de actividad y régimen de trabajo.

Régimen de trabajo y descanso	Tipo de trabajo		
	Liviano (menos de 230 W)	Moderado (230-400W)	Pesado (más de 400 W)
Trabajo continuo	30,0	26,7	25,0
75 % trabajo y 25 % - descanso, cada hora	30,6	28,0	25,9
50 % trabajo y 50 % - descanso, cada hora	31,4	29,4	27,9
25 % trabajo y 75 % - descanso, cada hora	32,2	31,1	30,0

Primero se debe calcular el gasto energético del operario que se encuentra en el exterior de la planta. Para ello se utilizan los datos de la tabla 6-7, considerando el gasto generado por el metabolismo basal, que el operario se encuentra andando y trabaja utilizando los dos brazos (movimiento ligero):

$$\text{Gasto energético} = 1 \frac{\text{kcal}}{\text{min}} + 2,5 \frac{\text{kcal}}{\text{min}} + 1,5 \frac{\text{kcal}}{\text{min}} = 5 \frac{\text{kcal}}{\text{min}} = 348,7 \text{ W}$$

Se considera el análisis sobre el empleado de mayor riesgo que es aquel que va a pasar por ese puesto dos veces en la jornada laboral. Teniendo en cuenta una jornada de 8 horas, el trabajador se encuentra en ese sector 3 horas y 20 minutos (3,33 horas).

Como se realiza un trabajo moderado y el índice de TGBH toma un valor de 27°C, se requiere de un régimen de 75% trabajo y 25% descanso en cada hora que pase el trabajador en el exterior, ya que en ese caso, la temperatura máxima que puede tolerar es de 28°C. Por lo tanto, por cada hora que pase la persona trabajando al aire libre, debe tomarse 15 minutos para hidratarse y descansar a la sombra, sin tener un gasto calórico mayor a 116,22 W.

⁷⁶ "Aclimatación": Es el proceso por el cual un organismo se adapta fisiológicamente a los cambios en su medio ambiente, que en general tienen relación directa con el clima.

- Sala principal y sala del generador.

Se considera que en el interior de la planta, la temperatura es 5°C menor que la temperatura en el exterior.

- ❖ $T_{BS}=30^{\circ}\text{C}$.
- ❖ $T_{BH}=22^{\circ}\text{C}$ (se lee del diagrama psicrométrico entrando con una $T_{BS}=30^{\circ}\text{C}$ y una humedad del 50%).
- ❖ $T_G=32^{\circ}\text{C}$ (aproximadamente 2°C más que la temperatura de bulbo seco).

Se obtiene entonces:

$$T_{GBH} = 0,7 \cdot T_{BH} + 0,3 \cdot T_G = 25^{\circ}\text{C}$$

Se asume que el trabajador se encuentra aclimatado y que es provisto de un uniforme de trabajo de verano.

A continuación, se calcula el gasto energético de los operarios que se encuentran en el interior de dichas salas, para ello, se utilizan los datos de la tabla 6-7.

$$\text{Gasto energético} = 1 \frac{\text{kcal}}{\text{min}} + 2,5 \frac{\text{kcal}}{\text{min}} + 1,5 \frac{\text{kcal}}{\text{min}} = 5 \frac{\text{kcal}}{\text{min}} = 348,7 \text{ W}$$

Como se realiza un trabajo moderado y el índice de TGBH toma un valor de 25°C, se puede optar por un régimen de trabajo continuo en el interior de la planta dado que, la máxima temperatura que se puede soportar en dicho régimen es de 26,7°C.

No se considera analizar el sector de la sala de descanso ni baños ya que no se realizan tareas de trabajo que requieran gran gasto calórico.

En el caso del día más frío del año, se obtiene una temperatura de -4,36°C en el exterior y una velocidad del viento de 80,2 km/h (datos presentados en el capítulo 3).

- Exterior.

En primer lugar se calcula el gasto energético del operario que se encuentra en el exterior, utilizando la tabla 6-7, que resulta en el mismo valor que para el día más cálido del año.

$$\text{Gasto energético} = 348,7 \text{ W} = 300 \frac{\text{kcal}}{\text{h}}$$

Como el gasto energético se encuentra dentro del rango de 250 a 500 kcal/h se considera una actividad pesada.

Del Dto. 351/79, en el anexo II, tabla 3, ingresando con los valores más próximos a los de la temperatura y de la velocidad de viento que se tienen, se obtiene el régimen de trabajo. El tiempo máximo de trabajo es de 40 minutos con 4 interrupciones de 10 minutos cada una. En dichas interrupciones el operario puede trasladarse a la sala de descanso y puede ser relevado por otro. El operario debe contar con un uniforme adecuado según el clima para protegerse del frío y las lluvias.

Mientras que en el interior de la planta, se considera que existe calefacción y la temperatura toma un valor de 15°C; por lo tanto, como la temperatura es mayor a 10°C no se requiere análisis para este caso.

Riesgo químico

Sustancias peligrosas involucradas en el proceso

➤ Metano.

Es un gas inodoro e incoloro. Es más liviano que el aire, por lo que tiende a ascender. El metano no se considera tóxico y no es peligroso en áreas bien ventiladas, pero en el digestor cerrado, puede alcanzar valores de concentración severos. Una chispa puede encender el metano acumulado, causando una explosión y un pequeño fuego.⁷⁷

➤ Dióxido de carbono.

Es el segundo componente más importante que constituye el biogás y es inodoro e incoloro. Es más pesado que el aire, por lo que tiende a acumularse sobre la superficie del lodo en el digestor. El peligro principal es que puede generar una deficiencia de oxígeno y provocar asfixia. El gas puede alcanzar una concentración inadecuada dentro de la planta de biogás y ser letal para el trabajador que ingresa al edificio. Elevados valores de dióxido de carbono afectan el ritmo respiratorio⁷⁸.

➤ Etilenglicol.

Es un líquido higroscópico, viscoso, inodoro e inodoro. Se puede absorber por vías respiratorias y mediante la piel. Irrita los ojos y el tracto respiratorio, puede afectar al riñón y al sistema nervioso central. Existe riesgo de inhalación ya que la sustancia se evapora a 20°C y puede alcanzar de manera muy lenta una concentración nociva en el aire. En el proceso se utiliza para eliminar las trazas de agua remanentes en el

⁷⁷ Praxair. 'Hoja de datos de seguridad de productos Praxair: Metano, comprimido'. <http://www.praxair.com.mx/-/media/documents/safety-data-sheets/metano-hds-p4618f-2009.pdf>

⁷⁸ Insht. 'Fichas Internacionales de seguridad química: Dióxido de carbono'. (Octubre 2006) <http://www.insht.es/InshtWeb/Contenidos/Documentacion/FichasTecnicas/FISQ/Ficheros/0a100/nspn0021.pdf>

biogás⁷⁹.

Conceptos a tener en cuenta

- Concentración máxima permisible ponderada en el tiempo (CMP): Concentración media ponderada en el tiempo para una jornada laboral de 8 hs/día y una semana de 40 hs, a la que se cree que pueden estar expuestos casi todos los trabajadores repetidamente día tras día, sin efectos adversos.
- Concentración máxima permisible en cortos períodos de tiempo (CMP-CPT): Concentración a la que se cree que los trabajadores pueden estar expuestos de manera continua durante un corto período de tiempo sin sufrir: 1) irritación, 2) daños crónicos o irreversibles en los tejidos o 3) narcosis en grado suficiente para aumentar la probabilidad de lesiones accidentales, dificultad de salir por sí mismo de una situación de peligro o reducir sustancialmente la eficacia en el trabajo; siempre que no se sobrepase la CMP diaria.

Complementa al límite de la media ponderada en el tiempo cuando se admite la existencia de efectos agudos de una sustancia cuyos efectos tóxicos son, primordialmente, de carácter crónico.

La CMP-CPT se define como la exposición media ponderada en un tiempo de 15 minutos, que no se debe sobrepasar en ningún momento de la jornada laboral, aún cuando la media ponderada en el tiempo que corresponda a las ocho horas sea inferior a este valor límite. Las exposiciones por encima del CMP-CPT hasta el valor límite de exposición de corta duración, no deben tener una duración superior a 15 minutos ni repetirse más de cuatro veces al día. Debe haber por lo menos un período de 60 minutos entre repeticiones sucesivas de este rango.

- Concentración máxima permisible-valor techo (CMP-C): Es la concentración que no se debe sobrepasar en ningún momento durante una exposición en el trabajo. En la práctica convencional de la higiene industrial, si no es posible realizar una medida instantánea, el CMP-C se puede fijar cuando las exposiciones son cortas mediante un muestreo durante un tiempo que no exceda los 15 minutos, excepto para aquellas sustancias que puedan causar irritación de inmediato⁸⁰.

⁷⁹Insh. 'Fichas Internacionales de seguridad química: Etilenglicol' (Marzo 1999)
<http://www.insht.es/InshtWeb/Contenidos/Documentacion/FichasTecnicas/FISQ/Ficheros/201a300/nspn0270.pdf>

⁸⁰Ministerio de Trabajo (2 de mayo de 1979) 'Reglamentario de la ley 19.587 de higiene y seguridad en el trabajo'. Buenos Aires, Argentina. http://www.ms.gba.gov.ar/sitios/pepst/files/2017/02/Decreto_351-79.pdf

Tabla 6-9: Concentraciones máximas permisibles.

Sustancia	CMP	CMP-CPT, CMP-C
Dióxido de carbono	5000 ppm	30000 ppm
Metano	1000 ppm	-
Etilenglicol	-	C100 mg/m ³

Tabla 6-10: Propiedades fisiológicas de los gases producidos por digestión anaeróbica.

Componente	Concentración (ppm)	Concentración (% vol)	Efectos psicológicos	Período de exposición
CH ₄	500.000	50	Dolor de cabeza, no es tóxico	-
CO ₂	20.000	2	-	-
	30.000	3	Hiperventilación	-
	40.000	4	Mareos, dolor de cabeza	-
	60.000	6	Respiración asfixiante y pesada	30 min
	300.000	30	Puede ser fatal	30 min

Prioridad de evaluación de contaminantes

Una vez que se determina qué sustancias pueden generar un riesgo químico, en primer lugar, se definen prioridades de evaluación de las mismas. Se utiliza un método el cual asigna puntajes según los factores a analizar.

Tabla 6-11: Prioridad de evaluación de los contaminantes.

	Metano	Dióxido de carbono	Etilenglicol
Vía de entrada o contacto	4	4	8
Toxicidad aguda	4	4	4
Toxicidad crónica	1	2	4
Factores físicos	8	8	4
Cantidad utilizada	8	8	8
Número de trabajadores expuestos	1	1	1
Total	26	27	29

Se considera que el contaminante más peligroso y el que primero debe medirse es el etilenglicol, luego el dióxido de carbono y por último el metano. Se analizan solo los espacios cerrados ya que el tanque/digestor se encuentra al aire libre. Tener en cuenta que el método de puntajes es arbitrario, utilizando como referencia las hojas de seguridad correspondientes.

Tren de muestreo

Como primera medida, se debe determinar el Empleado de Mayor Riesgo (EMR). En general, el mejor método para su elección es la observación de trabajo del grupo buscando: El trabajador más próximo a la fuente, el que más tiempo está dentro del ambiente donde está el proceso que libera el contaminante, o el que posee hábitos de trabajo que lo exponen en mayor medida al contaminante.

Por lo tanto, si la evaluación del EMR cumple con los límites legales, entonces todos los demás trabajadores también lo cumplen. Si la evaluación no cumple con los límites legales, se deben muestrear el resto de los trabajadores del grupo.

La sala más peligrosa es la sala principal en la cual se realiza la purificación del biogás, por lo tanto, el operario que repite dos veces por día su trabajo en esta sala es el de mayor riesgo.

Otra variable a tener en cuenta es la ubicación del equipo de muestreo. Se pueden clasificar en muestreos de ambiente general y personal. Se considera la utilización de muestreos personales, ya que la muestra es más representativa de la exposición real.

El tren de muestreo consta de tres elementos básicos:

- R: corresponde al elemento para retener el contaminante disperso en el aire, depende del material a analizar.
- Q: Caudalímetro. Permite conocer el volumen total de aire que atraviesa el tren de muestreo.
- B: Bomba de aspiración: Tiene la capacidad de generar la depresión necesaria para vencer las resistencias que al paso del aire se generan en la etapa de retención del contaminante y del medidor de caudal.

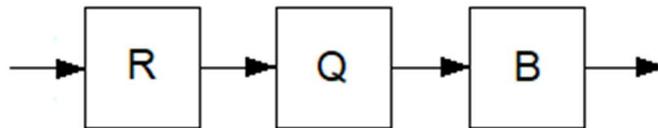


Figura 6-7: Esquema de tren de muestreo.

Para determinar la cantidad de dióxido de carbono, metano y etilenglicol, se puede utilizar un espectrofotómetro infrarrojo no dispersivo o un cromatógrafo de gases portátil.

Con respecto al espectrofotómetro, la energía infrarroja emitida desde una fuente de filamento es dirigida a un filtro que permite seleccionar un haz de longitud de onda específica, el cual atraviesa una celda que contiene el gas a analizar. Esto se logra por medio de una bomba de aspiración que trabaja a 25 l/min.

La muestra absorbe energía infrarroja ante el paso del haz, esta atenuación es medida por un detector, amplificada, convertida en unidades de concentración y transmitida a un display.



Figura 6-8: Analizador de aire ambiente Foxboro M1b2.

Un cromatógrafo de gases portátil permite la resolución de mezclas mediante su separación en zonas de concentración en un medio absorbente para su posterior detección y cuantificación. Las partes básicas que lo componen son:

- Sistema de inyección de una muestra gaseosa o vaporizable.
- Suministro regulado de gas portador.
- Sistema de separación. Consta de dos fases: 1) Estacionaria, de gran área superficial (sólida/líquida) y 2) En movimiento: Gaseosa. La muestra es conducida a través de una columna por medio de un gas acarreador.
- Detectores. La elección depende de la sustancia química monitoreada, la naturaleza de los otros contaminantes y la sensibilidad requerida.



Figura 6-9: Cromatógrafo de gases portátil Companion 2⁸¹.

Tiempo de muestreo

Una vez definido el equipo de muestreo a utilizar, se debe determinar por cuánto tiempo se tomarán muestras. Para el caso del dióxido de carbono y metano, se debe tomar durante la totalidad de la jornada para obtener un valor comparable con la CMP. Además, el dióxido de carbono presenta un valor admisible en cortos períodos de tiempo, por lo que se deben tomar muestras cortas de 15 minutos. Con respecto al etilenglicol, existe un valor techo que nunca puede superarse, por lo que las muestras deben ser instantáneas o lo más cortas posibles.

Debido a que los operarios no se encuentran las 8 horas laborales en el mismo sector, se debe realizar una sumatoria del producto entre la concentración del contaminante y el tiempo de residencia del operario en el área, y luego dividir la sumatoria en las 8 horas laborales.

$$CMP = \frac{\sum t_{exp} \cdot C}{8 \text{ hr}}$$

Una vez que se obtiene este valor, se compara con el de tablas para metano y dióxido de carbono. Para el etilenglicol las mediciones deben ser cortas para poder determinar si se alcanza el valor límite, ya que si se mide en 8 horas no se pueden

⁸¹ INSTRU-MED, inc. 'Companion 2', <http://www.instrumed.com/scientific-equipment/es/equipo-industrial/companion-2-portable-gc>

observar los picos de concentración.

Medidas

Si se determina que se supera el límite admisible del contaminante:

1. Se informa de esta situación a los trabajadores.
2. Se implantan controles.
3. Se establecen reconocimientos médicos específicos.
4. Se vigila la exposición como mínimo una vez por mes.
5. Se realizan informes técnicos pertinentes que sirvan de instrumento probatorio de la condición laboral evaluada⁸².

Además de las sustancias peligrosas ya nombradas, para los operarios de la planta que están trabajando en el área del digestor, existe el peligro de ingerir *endotoxinas*. Las endotoxinas son productos metabólicos de microorganismos que se contagian mediante la piel. A bajas concentraciones (<200 EUm⁻²), pueden inducir fiebre y a altas concentraciones (>200 EUm⁻²) generan una estimulación de las mucosas, desde enfermedades respiratorias hasta inflamaciones crónicas del sistema respiratorio. Concentraciones elevadas de endotoxinas (>50 EUm⁻²) pueden ser encontradas con una formación elevada de aerosoles, por ejemplo al limpiar un filtro o una bomba. Las personas que viven a los alrededores no se encuentran en peligro, ya que la concentración de gérmenes en el aire es baja e independiente de las condiciones climáticas.

Para la protección contra endotoxinas se consideran los elementos de protección personal nombrados previamente⁸³.

Corrección del ambiente de trabajo

En el caso de que la concentración de los contaminantes supere los valores establecidos legalmente, la ventilación se considera el método más aceptado y difundido para la corrección del ambiente de trabajo.

Sin embargo, previamente se debe considerar la aplicación de otros métodos:

- Sustitución: La sustitución de sustancias tóxicas por otras de menor toxicidad reduce el riesgo de la exposición.
- Aislamiento: Limita el número de personas expuestas pudiendo ser estas

⁸² Manual de Seguridad e Higiene. Cátedra de Seguridad, Higiene y Saneamiento Ambiental. Facultad de Ingeniería, UNMdP

⁸³ Dieter Deublein, Angelika Steinhäuser. (2008). 'Biogas from waste and renewable resources', http://www.zorg-biogas.com/upload/book_biogas_plant.pdf

protegidas a menor costo.

En primer lugar, se calcula el caudal de aire necesario para ventilación general, mediante las siguientes tablas:

Tabla 6-12: Caudal de aire necesario en función de los m³ disponibles por persona⁸⁴.

Cantidad de personas	Cubaje del local (m ³ por persona)	Caudal de aire (m ³ por persona)
1	3	65
1	6	43
1	9	31
1	12	23
1	15	18

El cubaje se define como volumen del lugar sobre cantidad de personas. En las áreas cubiertas siempre se encuentra un trabajador, en tanto que se tiene en cuenta sólo una persona.

$$\text{Volumen de sala principal} = 10 \text{ m ancho} \cdot 15 \text{ m largo} \cdot 7 \text{ m alto} = 1050 \text{ m}^3$$

Se considera el volúmen igual al cubaje, por lo que los requerimientos de caudal de aire son despreciables.

En ciertos casos, se debe tener en cuenta la implementación de ventilación localizada para extraer el aire contaminado directamente de la fuente o el uso de filtros personales. Cómo se desconocen los valores de concentración, ya que son valores experimentales, se plantean soluciones según el contaminante:

- Etilenglicol.
 - ❖ Sistema de Ventilación: Se recomienda un sistema de escape local y/o general para las exposiciones de empleados debajo de los límites legales. En general, se prefiere la ventilación de extractor local debido a que puede controlar las emisiones del contaminante en su fuente, impidiendo dispersión del mismo al lugar general de trabajo.
 - ❖ Respiradores personales: Si se excede el límite de exposición, se puede usar un respirador que cubre media cara, con un cartucho para vapores orgánicos y filtro para particulado (filtros de NIOSH tipo P95 o

⁸⁴Decreto 351/79, 'Reglamentario de la ley 19.587 de higiene y seguridad en el trabajo', http://www.ms.gba.gov.ar/sitios/pepst/files/2017/02/Decreto_351-79.pdf

R95)⁸⁵. Si se excede el límite de exposición en 50 veces, se debe usar un respirador que cubre toda la cara con cartucho para vapores orgánicos y filtro para particulado (filtro NIOSH P100 o R100). Para emergencias o situaciones en las cuales se desconoce el nivel de exposición, se debe utilizar un respirador abastecido por aire, de presión positiva y que cubra toda la cara^{86, 87}.

- Dióxido de carbono y metano.
 - ❖ Respiradores personales: Al ser asfixiantes simples que desplazan al oxígeno, se debe utilizar máscara de oxígeno en el caso que se superen las concentraciones máximas permitidas.

Incendio

El fuego es una reacción de oxidación que combina tres elementos, un combustible, un oxidante y una energía de activación de la reacción.

Para una mejor comprensión se lo representa mediante un tetraedro, donde cada uno de los lados representan un elemento.

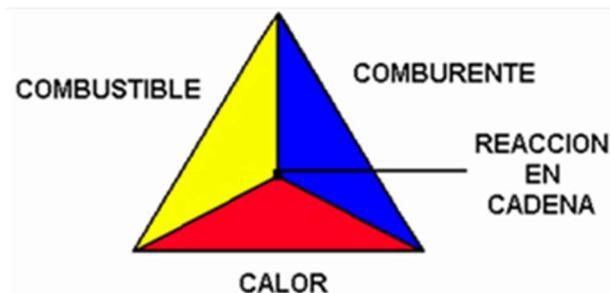


Figura 6-10: Tetraedro de fuego.

Conceptos a tener en cuenta

- Combustión.

Es una reacción exotérmica autoalimentada con presencia de un combustible. El proceso está generalmente asociado con la oxidación de un combustible por el oxígeno atmosférico con emisión de luz. En el caso de la planta de biogás, los

⁸⁵ En los filtros NIOSH, el número representa la eficiencia mínima de retención del contaminante, la letra R si es resistente al aceite y la P si es a prueba de aceite.

⁸⁶ United States department of labor, Occupational safety and health administration. 'Tipos de respiradores', https://www.osha.gov/video/respiratory_protection/resptypes_sp_transcript.html

⁸⁷ Dorwil, química analítica. 'Hoja de datos de seguridad, Etilenglicol', <http://www.dorwil.com.ar/msds/Etilenglicol.pdf>

combustibles se pueden clasificar en tipo B.

➤ Carga de fuego.

Peso en madera por unidad de superficie (kg/m^2) capaz de desarrollar una cantidad de calor equivalente a la de los materiales contenidos en el sector de incendio. Como patrón de referencia se considerará madera con un poder calorífico de 18.41 (MJ/kg).

➤ Muro cortafuego.

Muro construido con materiales de resistencia al fuego similares a lo exigido al sector de incendio que divide.

En primer lugar, se define el tipo de materiales según su combustión para determinar el riesgo:

Cálculo de resistencia de muros

Tabla 6-13: Tipo de riesgo según combustión del material.

Riesgo	Tipo de combustión
Riesgo 1	Explosivo
Riesgo 2	Inflamable
Riesgo 3	Muy combustible
Riesgo 4	Combustible
Riesgo 5	Poco Combustible
Riesgo 6	Incombustible
Riesgo 7	Refractario
NP: No permitido	Muy combustible

En las siguientes tablas se ingresa con el valor de riesgo del sector y la carga de fuego total, y se obtiene la resistencia de los muros.

La resistencia de los muros es representada por la letra F acompañada de un valor de tiempo. Éste indica el tiempo en minutos en que un elemento estructural o constructivo, pierde su capacidad resistente o funcional, en un ensayo de incendio.

Tabla 6-14: Resistencia de los muros en un sector sin ventilación.

Carga de Fuego	Riesgo				
	1	2	3	4	5
Hasta 15 Kg/m ²	-	F60	F30	F30	-
Desde 16 hasta 30 Kg/m ²	-	F90	F60	F30	F30
Desde 31 hasta 60 kg/m ²	-	F120	F90	F60	F30
Desde 61 hasta 100 Kg/m ²	-	F180	F120	F90	F60
Más de 100 Kg/m ²	-	F180	F180	F120	F90

Tabla 6-15: Resistencia de los muros en un sector con ventilación.

Carga de Fuego	Riesgo				
	1	2	3	4	5
Hasta 15 kg/m ²	-	NP	F60	F60	F30
Desde 16 hasta 30 kg/m ²	-	NP	F90	F60	F60
Desde 31 hasta 60 kg/m ²	-	NP	F120	F90	F60
Desde 61 hasta 100 kg/m ²	-	NP	F180	F120	F90
Más de 100 kg/m ²	-	NP	NP	F180	F120

Un sector de incendio se define como el local o conjunto de locales, delimitados por muros y entrepisos de resistencia al fuego acorde al riesgo y a la carga de fuego que contienen, comunicado con un medio de escape seguro. Nunca debe preverse la evacuación de un sector de incendio a través de otro sector de incendio. Como

sectores de incendio se consideran la sala del generador y la sala principal, baños y descanso como un único sector. Para subdividir sectores de incendio, se utilizan muros cortafuego. Éstos impiden el pasaje de la llama de una parte a otra, para evitar la propagación horizontal del incendio.

➤ Sala principal.

Tabla 6-16: Datos de los materiales que se encuentran en la sala principal.

Materiales	Riesgo	Cantidad (kg)	Poder calorífico (MJ/kg)
PVC (Biodigestor)	R6	32,15	17
Acero al carbono- Polimetilmetacrilato (Bombas)	R2	38	24
Metano	R3	8,184	50
Dióxido de carbono	-	-	0
Etilenglicol	R4	11,91	19,07
Dietilamina	R2	0,497	10
Fibra de carbono- Teflón (Compresores)	R6	-	0
Acero inoxidable (Torres de absorción, desorción y destilador)	R6	-	0
Polietileno (espuma que recubre el piso)	R3	2820	44

Como la planta logra autoabastecerse, el combustible empleado en la caldera, es el mismo metano que produce la planta, por este motivo, ya se encuentra considerado.

$$Carga\ de\ fuego\ (R6) = \frac{32,15\ kg \cdot 17\ \frac{MJ}{kg} + 11,91\ kg \cdot 19,07\ \frac{MJ}{kg}}{150\ m^2 \cdot 18,41\ \frac{MJ}{kg}} = 0,2802\ \frac{kg\ madera}{m^2}$$

$$\text{Carga de fuego (R2)} = \frac{38 \text{ kg} \cdot 24 \frac{\text{MJ}}{\text{kg}} + 0,497 \text{ kg} \cdot 10 \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}}{150 \text{ m}^2 \cdot 18,41 \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}} = 0,3321 \frac{\text{kgmadera}}{\text{m}^2}$$

$$\text{Carga de fuego (R3)} = \frac{8,184 \text{ kg} \cdot 50 \frac{\text{MJ}}{\text{kg}} + 2820 \text{ kg} \cdot 44 \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}}{150 \text{ m}^2 \cdot 18,41 \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}} = 45 \frac{\text{kgmadera}}{\text{m}^2}$$

Como la diferencia es notoria, se determina el riesgo del sector como R3. Se calcula, además, la carga de fuego total de éste.

$$\text{Carga de fuego total} = 45,61 \frac{\text{kgmadera}}{\text{m}^2}$$

Considerando que el sector no cuenta con ventilación, se ingresa con los datos de riesgo y carga de fuego total a la tabla 6-14, y se obtiene la resistencia en minutos que requieren los muros, que para este caso es F90. Esto quiere decir que los muros deben resistir sin deformarse 90 minutos la acción del fuego.

- Sala del generador.

Tabla 6-17: Datos de los materiales que se encuentran en la sala del generador.

Materiales	Riesgo	Cantidad (kg)	Poder calorífico (MJ/kg)
Polietileno (espuma que recubre el piso)	R3	1075,36	44
Metano	R3	8,184	50
Hierro (generador eléctrico)	R6	18315	0

Como en la sala sólo se encuentra el generador eléctrico, teniendo en cuenta las dimensiones de éste, se agrega 1,5 m de cada lado para que pase el personal.

$$\text{Carga de fuego (R6)} = \frac{18315 \text{ kg} \cdot 0 \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}}{57,2 \text{ m}^2 \cdot 18,41 \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}} = 0 \frac{\text{kgmadera}}{\text{m}^2}$$

$$\text{Carga de fuego (R3)} = \frac{8,184 \text{ kg} \cdot 50 \frac{\text{MJ}}{\text{kg}} + 1075,36 \text{ kg} \cdot 44 \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}}{57,2 \text{ m}^2 \cdot 18,41 \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}} = 45,32 \frac{\text{kgmadera}}{\text{m}^2}$$

Se determina el riesgo del sector como R3, ya que es el único que aporta a la carga de fuego, y por lo tanto, coincide con la carga de fuego total.

$$\text{Carga de fuego total} = 45,32 \frac{\text{kgmadera}}{\text{m}^2}$$

De la misma manera que para el sector anterior, se obtiene el requerimiento de los muros que es F90.

- Sala de descanso y baños.

Tabla 6-18: Datos de los materiales que se encuentran en la sala de descanso y baños.

Materiales	Riesgo	Cantidad (kg)	Poder calorífico (MJ/kg)
Polietileno	R3	695,6	44
Papel	R3	10	16,7
Polipropileno	R5	18	43

$$\text{Carga de fuego (R3)} = \frac{695,6 \text{ kg} \cdot 44 \frac{\text{MJ}}{\text{kg}} + 10 \text{ kg} \cdot 16,7 \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}}{37 \text{ m}^2 \cdot 18,41 \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}} = 45,18 \frac{\text{kgmadera}}{\text{m}^2}$$

$$\text{Carga de fuego (R5)} = \frac{18 \text{ kg} \cdot 43 \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}}{37 \text{ m}^2 \cdot 18,41 \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}} = 1,14 \frac{\text{kgmadera}}{\text{m}^2}$$

Se determina el riesgo del sector como R3. Se calcula, además, la carga de fuego total de éste.

$$\text{Carga de fuego total} = 46,32 \frac{\text{kgmadera}}{\text{m}^2}$$

De la misma manera que para el sector anterior, se obtiene el requerimiento de los muros que es F90.

Extintores manuales

- Sala principal.

En primer lugar se determina la clase de fuego que existe en el sector. Como se encuentran materiales sólidos, líquidos y gases inflamables e instalación eléctrica; hay fuego de clase A, B y C.

Según el Decreto 351/79 debe instalarse como mínimo un matafuego cada 200 m² de superficie. La máxima distancia a recorrer hasta el matafuego es de 20 metros para fuego de clase A y 15 metros para fuegos de clase B.

Se decide utilizar dos matafuegos en conjunto, donde los agentes extintores son anhídrido carbónico y polvo químico. En cuanto al primero, no es corrosivo ni abrasivo y no deja residuos; actúa desplazando el oxígeno y es ideal para utilizarse en fuegos producidos en equipos electrónicos. Se elige este tipo de extintor ya que en la sala se encuentran bombas y compresores que consumen energía de la red para su funcionamiento, entonces, con el extintor de CO₂ se previene el daño de los mismos. Por otro lado, como se encuentran otro tipo de materiales (como las cañerías, por ejemplo) ante los cuales el CO₂ no posee potencial extintor, se coloca otro matafuegos de polvo químico.

Teniendo en cuenta el riesgo del sector R3 y las cargas de fuego para las distintas clases de fuego:

Clase A: Carga de fuego=45,13 kgmadera/m²

Clase B: Carga de fuego=0,2322 kgmadera/m²

De las tablas 1 y 2 del anexo VII del Decreto 351/79 se lee el potencial extintor mínimo para fuegos de clase A y clase B.

Clase A: 3A

Clase B: 4B

Según el Decreto el potencial extintor mínimo de un matafuego debe ser 1A5BC. Se corrige para este caso, utilizando un potencial de 3A5BC.

Se verifica la cantidad de extintores en el área de la sala principal:

$$Extintores = \frac{150 \text{ m}^2}{200 \text{ m}^2} = 0,75$$

Si bien con 1 solo extintor alcanzaría, en la diagonal se sobrepasan los 15 m de distancia de recorrido al extintor más cercano, por lo que se decide colocar 2 grupos de extintores, uno en cada diagonal.

- Sala del generador eléctrico.

En este sector sólo se encuentra el generador eléctrico, por lo que se posee riesgo en la instalación eléctrica; además, se encuentran gases inflamables al estar presente el metano y material sólido al considerar el polietileno del piso. Por lo tanto, existe fuego de clase A, B y C. Se decide utilizar dos tipos de matafuegos en conjunto, donde uno emplee como agente extintor al anhídrido carbónico y otro utilice polvo químico, por las mismas razones que en el caso anterior.

Para obtener el potencial extintor mínimo, se tiene en cuenta el riesgo del sector R3 y la carga de fuego de clase B y de clase A.

Clase A: Carga de fuego=44,93 kgmadera/m²

Clase B: Carga de fuego=0,3886 kgmadera/m²

De las tablas 1 y 2 del anexo VII del Decreto 351/79, se lee el potencial extintor mínimo para fuegos de clase A y clase B.

Clase A: 3A

Clase B: 4B

Se corrige para este caso, utilizando un potencial de 3A5BC.

Se verifica luego, la cantidad de extintores en el área de la sala del generador:

$$\text{Extintores} = \frac{57,2 \text{ m}^2}{200 \text{ m}^2} = 0,286$$

Con 1 solo grupo de extintores alcanza, además, la diagonal del sector mide 12,17 m, lo que es menor a 15 m.

- Sala de descanso y baños.

En este sector sólo se encuentran materiales sólidos, por lo tanto, existe sólo fuego clase A. Se elige por estas razones un matafuego de agua.

Para obtener el potencial extintor mínimo se tiene en cuenta el riesgo del sector R3 y la carga de fuego de clase A.

Clase A: Carga de fuego=46,32 kgmadera/m²

Se lee el potencial extintor mínimo para fuegos de clase A que da un valor de 3A. Se corrige para este caso, utilizando un potencial de 3A5BC.

$$\text{Extintores} = \frac{37 \text{ m}^2}{200 \text{ m}^2} = 0,18$$

Con un solo matafuego de agua alcanza. La diagonal mide 12 m, que también es menor a 15 m.

Medios de escape

Los medios de escape son necesarios para lograr la evacuación de las personas de un edificio en un tiempo prudencial. Consiste en que cada uno de los sectores de incendio comunique con lugares de desplazamiento protegidos que los vincule con una salida. Deben proveer espacios de circulación adecuados y seguros ante la acción del fuego, humo y gases de la combustión; identificándose el recorrido y las salidas y, contando, además, con iluminación de emergencia.

- Sala principal.

En el caso más desfavorable, hay dos operarios en esta sala. Según El Decreto, se calcula el número de unidades de ancho de salida:

$$n = \frac{N}{cs \cdot te}$$

Donde N es la cantidad de personas que hay en la sala, cs es el coeficiente de salida (representa la cantidad de personas que pueden salir, por minuto, en promedio por una salida o bajar una escalera, por cada unidad de ancho de salida) y te es el tiempo de escape (min). Se consideran como valores usuales cs=40 personas/min y te=2,5 min, por lo que:

$$n = \frac{N}{100}$$

$$n = 0,02$$

Como este valor es menor a 3, con 1 solo medio de escape alcanza. Éste deberá tener 1,1 m de ancho mínimo por ser un edificio nuevo.

Como para las otras dos zonas (descanso y baños y sala del generador) se cumple que siguen siendo en el peor caso 2 personas, también se obtiene 1 medio de

escape con 1,1 m de ancho mínimo.

A continuación, se anexa un esquema a modo de croquis, donde se incluyen extintores y salidas de emergencia. La abreviación AC significa anhídrido carbónico y PQ, polvo químico.

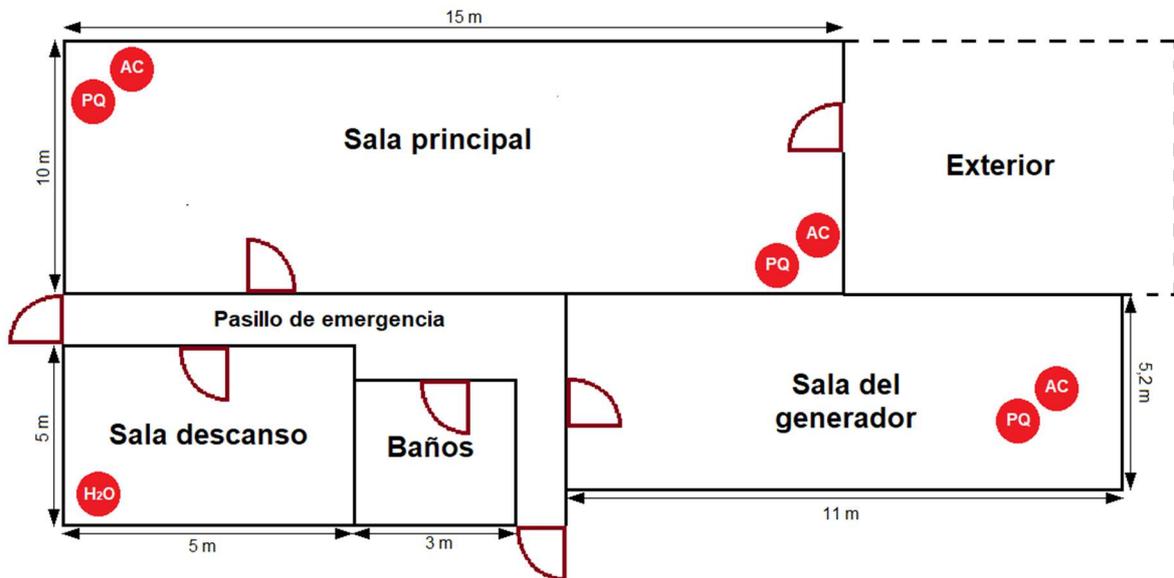


Figura 6-11: Esquema de la planta.

Tratamiento de efluentes y contaminación ambiental

Tratamiento de olores

Los materiales con olores intensos en plantas de biogás incluyen en particular amoníaco, ácidos orgánicos y ácido sulfhídrico. Los olores son en general causantes de molestias y/o reclamos con respecto a estas plantas. Se clasifican en:

Olores perceptibles	Razonables en general
Olores perceptibles y fuertemente perceptibles.	Razonables hasta el 8% de las horas anuales.
Olores fuertemente perceptibles.	Razonables hasta el 3% de las horas anuales.

Para eliminar los olores se pueden tener en cuenta las siguientes opciones:

- Filtros de carbón activado para absorber amoníaco, ácido sulfhídrico, etc. Los filtros de carbón activado necesitan ser cambiados de manera regular para

evitar la saturación y que no dejen de trabajar efectivamente. Se los puede tratar con calor para reutilizarlos.

- Biofiltros de aire. Se trata de torres u otros recipientes envasados con madera astillada o medios similares, mantenidos húmedos con agua para que se desarrollen biopelículas de bacterias aerobias y hongos, que oxidan biológicamente el amoníaco, el sulfuro de hidrógeno, etc., en agua y compuestos solubles, no olorosos. El aire que se ventila se extrae hacia arriba a través del medio, que se mantiene húmedo por un flujo descendente de agua y nutrientes disueltos (para mantener el biofilm). Las principales desventajas de los biofiltros de aire es que son completamente efectivos una vez que el biofilm se formó en el medio y deben mantenerse húmedos y aeróbicos todo el tiempo manteniendo un flujo de aire constante. En climas fríos, los biofiltros pueden necesitar de calor dependiendo de la temperatura del aire que pasa por el filtro⁸⁸.

Tratamiento de efluentes

Los lodos que quedan en el digestor una vez ya reaccionados, pueden utilizarse también como fertilizante o abono orgánico. Algunas de las ventajas de utilizar este residuo son:

- Recuperar la materia orgánica del suelo, favoreciendo la retención de nutrientes y permitiendo la fijación de carbono en el suelo, así como mejorar la capacidad de absorción de agua.
- Suelen necesitar menos energía para su elaboración.
- Aumentan la actividad microbiana del suelo.

También tienen algunas desventajas:

- Pueden ser fuentes de patógenos si no están adecuadamente tratados.

Los sólidos obtenidos de la digestión anaeróbica se conocen como biosoles y se obtienen al descargar o limpiar el reactor. Los líquidos se conocen como bioles y son ricos en nitrógeno, fósforo, potasio, calcio, entre otros.

La cantidad de sólidos que no reaccionan son 0,1191 toneladas/día y podrían ser utilizados como fertilizante o abono (bajo tratamiento previo).

Se podrían tratar los lodos que salen del digestor y el gas de salida que

⁸⁸ Water online. (29 de noviembre de 2016). 'Methods to control odors from anaerobic digester plants and prevent nuisance to nearby communities', <https://www.wateronline.com/doc/methods-to-control-odors-from-anaerobic-digester-plants-and-prevent-nuisance-to-nearby-communities-0001>

contiene dióxido de carbono. Para los lodos se propone un tratamiento de tipo secundario, que posee el siguiente esquema:

Tratamiento previo -> Sedimentación primaria -> Unidad biológica -> Sedimentación secundaria -> Desinfección -> Vertido a un curso de agua

El objetivo básico del tratamiento primario es eliminar los sólidos en suspensión para aplicarles un tratamiento biológico. Algunos de ellos son, por ejemplo, el tamizado o la trituración. El proceso principal consiste en dejar que las aguas residuales sedimenten en grandes tanques de sedimentación, durante períodos de varias horas; así se elimina entre el 50 y el 75% del contenido total de sólidos. Éstos se depositan en el fondo del tanque formando lodos que se recogen y se tratan aparte.

El tratamiento de tipo secundario tiene como objetivo eliminar la materia orgánica suspendida o disuelta en las aguas residuales que no ha sido eliminada con el tratamiento primario. Suelen utilizarse filtros de percolación, sistemas de contacto biológico como los biodiscos, lodos activados, estanques de estabilización anaeróbios, etc. Los rendimientos se miden en % de DBO (Demanda Biológica de Oxígeno), siendo altos; en general, más de 90%.

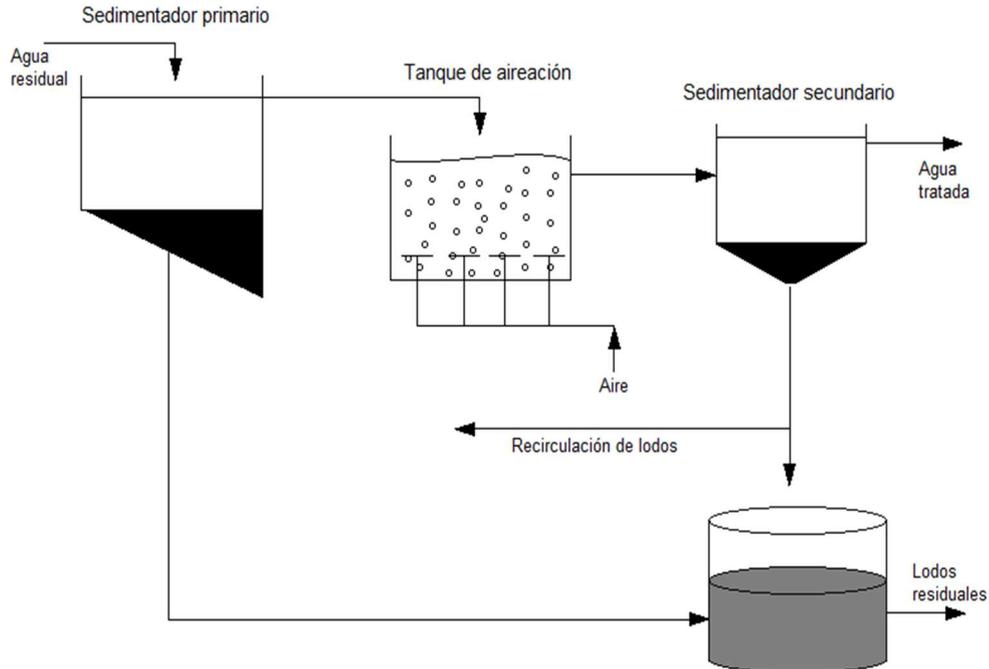


Figura 6-12: Esquema de un tratamiento secundario.

Desinfección de efluentes

Es necesaria para reducir a niveles aceptables el contenido de bacterias y sustancias patógenas. Entre los procesos y reactivos más utilizados para este fin se encuentran: La cloración, el dióxido de cloro, el ozono y la luz ultravioleta.

Para el dióxido de carbono gaseoso, se sugiere utilizar absorción, adsorción o membranas donde retener el gas.

Evaluación de impacto ambiental

Es un proceso de advertencia temprana que verifica el cumplimiento de las políticas ambientales. Es la herramienta preventiva mediante la cual se evalúan los impactos negativos y positivos que las políticas, planes, programas y proyectos generan sobre el medio ambiente, y se proponen medidas para ajustarlos a niveles de aceptabilidad.

El desarrollo de un Estudio de Impacto Ambiental para industrias de acuerdo a lo expresado en el Dto. 1741/96 de la provincia de Buenos Aires comprende la realización de las siguientes tareas⁸⁹:

1. Diagnóstico ambiental.
2. Descripción operativa de la actividad.
3. Evaluación de Impacto Ambiental.
4. Cronograma de adecuaciones y monitoreo.
5. Manual de gestión ambiental.

Categorización de industrias

Las industrias presentan un formulario denominado base de categorización. El nivel de categorización ambiental se calcula de la siguiente forma:

$$NCA = Ru + ER + Ri + Di + Lo$$

Donde:

- Ru: Rubro.
- ER: Efluentes y residuos.
- Ri: Riesgo.
- Di: Dimensionalización.
- Lo: Localización.

Se lee del Decreto el valor de cada uno de los parámetros y se calcula el NCA.

⁸⁹ https://industrial.frba.utn.edu.ar/MATERIAS/seguridad/archivos/Categorizacion_de_Industrias.pdf

El Ru es de 3, dado que es considerada “centro de tratamiento y reciclado”, el ER es 2, porque considera residuos de tipo gaseoso, líquido y sólido. El Ri es 4, dado que se suma el riesgo por aparatos sometidos a presión, riesgo por sustancias químicas, riesgo por explosión y riesgo de incendio. El valor de Di es 3, dado que considera la relación entre los metros cubiertos, los metros totales de la planta y la potencia instalada en la planta. Por último, Lo es 0, dado que la planta se localiza en el Parque Industrial.

Se obtiene un NCA de 12; como es menor a 15, es considerada de primera categoría. **No presenta evaluación de impacto ambiental** ni auditoría ambiental, solamente debe entregar memoria descriptiva.

Conclusiones

En este capítulo se pudo realizar un análisis completo de la seguridad de la planta, poniendo en primer lugar siempre la salud de los operarios y luego la de los equipos. Este análisis no es encarado desde el punto de vista económico, dado que se trata de disminuir el riesgo ante los determinados peligros existentes. Se obtuvo un croquis con matafuegos y salidas de emergencia, el tipo de resistencia de los muros cortafuego; se realizó un muestreo teórico de los contaminantes que se encuentran en este caso, sugiriendo formas de evitar el daño que podrían causar a los operarios. Como cierre, se realiza el análisis de EIA, dando como resultado que no se requiere evaluación para esta planta.

Capítulo 7: Análisis económico

En este último capítulo se tratará de determinar el costo que implica poner la planta en marcha, incluyendo el costo del personal, los servicios requeridos y las materias primas. Se analizará si es o no rentable, o si únicamente sería un proyecto con finalidad ambiental.

Recursos requeridos

Para este proyecto se requiere como materia prima desechos de frutas y verduras, por lo que el costo de los mismos es nulo. Asimismo, se contribuye al medio ambiente disminuyendo la cantidad de residuos generados y utilizándolos para generar energía.

Se requieren, además: etilenglicol, aire, agua y solución diluida de amina (DEA). El costo de estos recursos se incluye en costos de inversión, ya que los mismos son utilizados en reciclos. La excepción es el agua de compensación agregada a la salida del desorbedor, que es agregada constantemente; este valor se considera como costo de producción.

Costos de inversión

- Inversión total: Es la cantidad de dinero necesaria para poner un proyecto en operación. Se puede integrar por capital propio, créditos de organismos financieros, nacionales o internacionales y de proveedores. La inversión total se compone de dos partes:
 - ❖ Inversión fija total (IFT): Es la cantidad de dinero necesaria para construir totalmente una planta de proceso, con sus servicios auxiliares y ubicarla en situación de poder comenzar a producir. Son todos los activos de la planta.
 - ❖ Inversión en capital de trabajo (IW): También llamado “capital en giro”, comprende las disponibilidades de capital necesario para que una vez que la planta se encuentre instalada y puesta en régimen normal de operación, pueda operar a los niveles previstos en los estudios técnico-económicos.

El cálculo de la inversión total se realiza mediante la siguiente ecuación:

$$I_T = I_{FT} + I_W$$

- Inversión fija: La misma se divide en:
 - ❖ Componentes directos:
 1. Gastos de estudio e investigaciones previas del proyecto.
 2. Equipos principales.
 3. Instalación de equipos.
 4. Cañerías (instaladas).
 5. Instrumentación y control.
 6. Instalación eléctrica.
 7. Construcción (incluyendo servicios).
 8. Servicios auxiliares.
 9. Terreno y mejoras del terreno.
 10. Gastos de puesta en marcha.
 11. Intereses durante la construcción.
 - ❖ Componentes indirectos:
 12. Ingeniería y supervisión.
 13. Gastos de construcción.
 14. Honorarios del contratista.
 15. Contingencias.

Para obtener un valor preliminar de la inversión, se utiliza el método de estimación por factores. Mediante éste, puede extrapolarse la inversión fija de un sistema completo a partir del precio de los equipos principales del proceso con instalación, y determinar la inversión con un error del 10 al 15% del valor real, por la selección cuidadosa de los factores dentro del rango dado. Se utiliza la siguiente ecuación:

$$I_F = I_E \cdot \left(1 + \sum f_{dir}\right) \cdot \left(1 + \sum f_{ind}\right)$$

Donde:

- IF: Inversión fija (sin terreno) del sistema completo.
- IE: Valor del equipo principal instalado.
- find: Factores de multiplicación para la estimación de los componentes de la inversión indirecta.
- fdir: Factores de multiplicación para la estimación de los componentes de la inversión directa.

Algunos de los parámetros que se incluyen en la inversión no se calculan como

factores, sino que se tiene el valor del precio directamente; éste se suma a la inversión obtenida por el método de los factores (Por ejemplo: Terreno y materia prima).

Cálculo de la inversión

➤ Materia prima.

Si bien este es un costo de producción, los reactivos recirculados se consideran aquí una única vez y en la inversión. Se buscan ambos reactivos en Sigma Aldrich, contrastando precios. Además, se considera el agua que ingresa a la torre de enfriamiento, ya que ésta también es luego recirculada. Se considera un 10% extra para reposición de estas tres corrientes.

❖ Etilenglicol.

Nro. de producto: 324558

Cantidad requerida: 11 L

Precio total: US\$ 2862,5.

❖ Dietilamina

Nro. de producto: 471216

Cantidad requerida: 50,7 L

Precio total: US\$ 3489,2.

❖ Agua de la torre de enfriamiento (de red)

Caudal requerido: 1,165 m³/hr

Precio: 5,26 \$/m³

Precio total: \$ 6,128

❖ Agua de la caldera (agua ablandada)

Caudal requerido: 12 L/min= 0,72 m³/hr

Precio: 6,838 \$/m³

Precio total: 4,92 \$

→ Costo total de materia prima en la inversión: US\$ 6352+10% .6352 US\$= 6987,2 US\$.

➤ Equipos.

A continuación se presenta una tabla completa con todos los equipos y accesorios requeridos en la planta, con el parámetro utilizado para la estimación (Es

decir, la opción que brinda la página web⁹⁰ utilizada), el precio al año 2002, en algunos casos el material de construcción seleccionado para obtener el precio, el parámetro real (es el que posee el equipo en la planta: puede ser caudal, altura, potencia requerida, etc) y el precio actual corregido por dos factores, uno para el año y otro para el parámetro. La corrección y la ecuación utilizada se muestran en la página siguiente.

Tabla 7-1: Costo de los equipos requeridos.

Equipo	Parámetro para la estimación	Precio año 2002 (\$US)	Material	Parámetro real	Precio actual (\$US)
Trituradora	Caudal: 1 kg/seg	106.512	-	0,4101 kg/seg	74.697
Cangilón	Distancia de transporte: 3,7 m	5.270	-	1 m	2.692
Agitador de hélice (3)	1 kW	1.869	Acero al carbono	0,37 kW	1.585,4
Bomba centrífuga 1	6 m ³ .kPa/seg	8.716	-	0,028 m ³ .kPa/seg	2.047,4
Bomba centrífuga 2	6 m ³ .kPa/seg	8.716	-	0,002 m ³ .kPa/seg	857
Compresor 1	75 kW	128.887	Acero Inoxidable	1.8 kW	18.291,4
Compresor 2	75 kW	128.887	Acero Inoxidable	23 kW	86.533,5
Absorbedor 1 (9 platos)	altura: 5 m diámetro: 2 m	68.818	Acero Inoxidable	altura : 5 m diámetro: 1,5 m	76.358,5
Desorbedor (10 platos)	altura: 5,5 m diámetro: 2 m	73.574	Acero Inoxidable	altura: 5,5 m diámetro: 1,5 m	81.635,6

⁹⁰ Estimación de costos para equipos, <http://mhhe.com/engcs/chemical/peters/data/ce.html>

Destilador (5 platos)	diámetro: 1,5 m	50.375	Acero Inoxidable	diámetro: 1,5 m	69.554,3
Absorbedor 2 (3 platos)	altura: 2,5 m diámetro: 1 m	21.026	Acero Inoxidable	altura: 2 m diámetro: 1,5 m	33.346
Torre de enfriamiento	altura: 6 m diámetro: 1 m	43.567	-	-	60.154,3
Cañerías	longitud total: 65 m	106	PVC schedule 40	longitud total: 65 m	146,4
Válvula aguja	diámetro: 2 pulgadas	173	Acero al carbono	diámetro: ½ pulgadas	83,3
Válvula cónica	diámetro: ½ pulgada	196	Acero Inoxidable , bridada	diámetro: ½ pulgada	270,6
Válvula cónica	diámetro: 3 pulgadas	968	Acero Inoxidable , bridada	diámetro: 3 pulgadas	1.336,5
Válvula cónica	diámetro: 4 pulgadas	1.473	Acero Inoxidable , bridada	diámetro: 4 pulgadas	2.033,8
Intercambiador 1	área: 0,292 m ²	1.798	Acero Inoxidable	área: 0,292 m ²	2.482,5
Intercambiador 2	área: 0,232 m ²	1.770	Acero Inoxidable	área: 0,022 m ²	594,6
Intercambiador 3	área: 0,232 m ²	1.770	Acero Inoxidable	área: 0,173 m ²	2.049,4
Intercambiador 4 (Serpentín)	área: 1,54 m ²	9.275	Acero Inoxidable	área: 1,54 m ²	12.806,3
Intercambiador 5	área: 0,34 m ²	1.818	Acero Inoxidable	área: 0,34 m ²	2.510,2

Intercambiador 6	área: 0,6 m ²	1.891	Acero Inoxidable	área: 0,6 m ²	2.611
Intercambiador 7	área: 0,232 m ²	1.770	Acero Inoxidable	área: 0,064 m ²	1.128,5
Intercambiador 8	área:0,49 m ²	1.865	Acero Inoxidable	área:0,49 m ²	2.575,1
Reactor de PVC ⁹¹	-	-	-	-	22.608
Rotámetro ⁹²	-	-	-	-	735
Electrodo de vidrio ⁹³	-	-	-	-	327,56
Medidor de caudal electromagnético ⁹⁴	-	-	-	-	2.187
Termocupla con sonda intercambiable ⁹⁵	-	-	-	-	85
Caldera acuotubular	caudal:12 L/min	-	-	caudal:12 L/min	344,6
Generador	-	-	-	-	800

Para estimar el precio del reactor de PVC, se corrige el precio de un tanque de PVC de 500 litros por el volumen del reactor y se le suma un 20% por ser más compleja su construcción. Además, el serpentín que tiene por dentro, está calculado como un intercambiador aparte, por eso ese costo no se considera de nuevo en el reactor (Corresponde al intercambiador 4 de la tabla 7-1).

Además, para corregir los precios obtenidos, se utiliza el factor costo capacidad y el índice para el año correspondiente de la siguiente manera:

⁹¹ Mercado Libre, Tanques de agua. https://articulo.mercadolibre.com.ar/MLA-614397969-tanques-tanque-agua-plasticos-500-litros-envio-domiciliario-_JM

⁹² Omega, <https://www.omega.com/pptst/FL75.html>

⁹³ Sigma-Aldrich, <http://www.sigmaaldrich.com/catalog/product/aldrich/z264946?lang=es®ion=AR>

⁹⁴ Medidores de caudal, http://www.investigacion.frc.utn.edu.ar/sensores/Caudal/Principios/Caudal_Sensores.pdf

⁹⁵ Omega, <https://es.omega.com/pptst/PR-18.html>

$$\text{Costo del equipo} = \text{Costo a un año base} \cdot \left(\frac{\text{Capacidad actual}}{\text{Capacidad base}} \right)^{F_{cc}} \cdot \frac{\text{índice año actual}}{\text{índice año base}}$$

Como índices para el año 2002 y para el 2017 se consideran 1104,2 y 1524,6, respectivamente. Como factor costo capacidad se utiliza 0,76 ante la falta de datos y en caso de tener valores, se eligen esos. Se calcula entonces el costo de los equipos y se obtiene un gasto de: 564.561,5 US\$

Utilizando el método de los factores ya explicado previamente, se calcula la inversión fija:

Tabla 7-2: Obtención de la inversión fija por el método de los factores.

Valor del equipo instalado de proceso Factores directos de la inversión	IE
<u>Tuberías de proceso</u> Proceso de fluidos	0,45
<u>Instrumentación</u> Control parcialmente automatizado	0,075
<u>Edificio de fabricación</u> Construcción semiabierta	0,4
<u>Planta de servicios</u>	0
<u>Conexiones entre unidades</u> Entre unidades de proceso separadas	0,1
Factor de inversión directa+1	2,025
Inversión directa= IE.(1+∑Factordirecto)	1.143.236,9 US\$
Factores indirectos de la inversión	
<u>Ingeniería y construcción</u> Ingeniería inmediata	0,35
<u>Factores de tamaño</u> Unidad comercial pequeña	0,1
<u>Contingencias</u> Variaciones imprevistas	0,25
Factor de inversión indirecta +1	1,7
IE	1.943.502,8 US\$
Considerando un 15% para la instalación:	
Inversión fija (Con materia prima)	2.235.028,3 US\$

Se le suma a este valor, el dinero de la materia prima mencionada anteriormente y se obtienen **2.242.015,5 US\$**.

➤ Terreno.

El valor del m² del terreno en el Parque Industrial se obtiene mediante un contacto que posee un terreno en el mismo, de forma que:

$$Terreno = 500 \frac{US\$}{m^2} \cdot 320 m^2 = 160.000 US\$$$

Luego, la inversión fija total es la suma de la inversión fija más el valor del terreno, entonces:

$$IFT = IF + terreno = 2.402.015,5 US\$$$

Puede calcularse ahora el capital de trabajo, IW, que se considera el 10% de la inversión fija total:

$$IW = 10\% \cdot IFT = 240.201,5 US\$$$

La inversión total, entonces es:

$$IT = IFT + IW = 2.642.217,1 US\$$$

Se realizan todos los cálculos considerando un valor del dólar de 17,41 \$, dado que el costo de los equipos está en dólares.

Elección del producto de venta

En el caso de la planta de biogás, podría decidirse vender el mismo como gas metano o también al pasarlo por el generador, y venderlo como energía. En este caso se decide venderlo como energía, utilizando para la elección un precio promedio de venta de gas de Camuzzi⁹⁶ y por otra parte, para la energía, el precio brindado por el RenovAr (Este se encuentra entre 120-160 US\$/MW). Por otra parte, habría que tener en cuenta que el gas obtenido es metano muy puro, por lo que se considera elegir un precio de 160 US\$/MW. También se tiene en cuenta que la idea inicial de esta planta no es la venta de energía o gas, sino la reutilización de residuos contribuyendo al medio ambiente. Se compara el precio de venta de biogás frente a la energía, utilizando únicamente el caudal de gas que sobra, sin tener en cuenta el que se utiliza

⁹⁶ CAMUZZI GAS PAMPEANA S.A. (2017). 'Cuadros tarifarios', http://www.camuzzigas.com/documentos/tarifas/CGP_BAI.pdf

para autoabastecimiento.

$$\text{Precio biogás} = 3,41 \frac{\$}{\text{m}^3 \text{biogás}}$$

$$\text{Precio de energía} = 160 \frac{\text{US\$}}{\text{MW}}$$

En la energía de autoabastecimiento se considera un 5% de más, por la iluminación de la planta:

$$\text{Caudal de gas sobrante} = 0,242 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}}$$

$$\text{Energía sobrante} = 12,503 \text{ HP} = 0,01 \frac{\text{MW}}{\text{hr}}$$

Entonces, se calcula la ganancia para cada caso:

$$\text{Capital generado por venta de gas} = 0,242 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}} \cdot 3,41 \frac{\$}{\text{m}^3} = 0,825 \frac{\$}{\text{hr}}$$

$$\text{Capital generado por venta de energía} = 0,01 \frac{\text{MW}}{\text{hr}} \cdot 160 \frac{\text{US\$}}{\text{MW}} = 1,6 \frac{\text{US\$}}{\text{hr}}$$

Se considera entonces la venta de energía, por ser más rentable.

Costos de producción

Los costos de producción son los gastos necesarios para mantener un proyecto en operación. Estos pueden dividirse en dos grandes categorías: los costos variables, que son aquellos que son proporcionales a la producción; y por otro lado, los costos fijos, que son independientes de la producción. Los costos variables se calculan para el porcentaje de operación en el que se trabaje, por lo que luego los valores se corrigen respecto del 100%, para los diferentes porcentajes de operación en los que funciona la planta año a año.

Dentro de los **costos variables** se encuentran:

- Costo de la materia prima: Si bien la materia prima principal, que son los desechos de frutas y verduras no poseen costo; el etilenglicol, el agua recirculada, el agua de la caldera y la solución de amina diluida sí. Estos reactivos se consideran una única vez como gasto en la inversión.
- Costo de empaque: Siendo el producto principal el biogás, no se requiere de envase o empaque para el mismo, ya que directamente se puede inyectar en

la red de gas natural o utilizarlo como combustible. El costo de empaque es cero.

- Costo de mano de obra: Este costo se estima mediante la fórmula de Henry-Wessel:

$$\frac{\text{Hrs. Hombre}}{\text{día}} = W \cdot \frac{\text{nro. de etapas}}{Q \left(\frac{\text{ton}}{\text{día}}\right)^{0,76}}$$

Donde $W=10$, ya que se consideran equipos grandes, automatizados, o plantas que sólo procesan fluidos. Como número de etapas se consideran tres, por las tres zonas definidas en la planta, y Q , que es la producción en toneladas por día de la planta (considerando que la misma trabaja al 100% de producción) es un valor de 0,196 ton/día. La ecuación está dada para una jornada laboral de ocho horas.

$$\frac{\text{Hrs. hombre}}{\text{día}} = 10 \cdot \frac{3}{(0,196 \frac{\text{ton}}{\text{día}})^{0,76}} \cdot 0,196 \frac{\text{ton}}{\text{día}} = 20,29 \frac{\text{Hrs. hombre}}{\text{día}}$$

Se obtienen con esta ecuación las horas-hombre/día, se considera un precio de la hora hombre de 90,41 \$/hr⁹⁷, valor que no incluye las cargas sociales. Se debe adicionar un 35% que considera la obra social, la afiliación sindical, jubilación, seguro de vida, etc.

$$90,41 \frac{\$}{\text{Hrs. hombre}} \cdot 1,35 = 122 \frac{\$}{\text{Hrs. hombre}}$$

$$20,29 \frac{\text{Hrs. hombre}}{\text{día}} \cdot 122 \frac{\$}{\text{Hrs. hombre}} = 2475,4 \frac{\$}{\text{día}}$$

Considerando que la planta opera 11 meses al año y el mes restante se detiene la producción para limpieza de los equipos, y que, además, la misma posee 3 turnos por día:

$$2475,4 \frac{\$}{\text{día}} \cdot 3 \text{ turnos} \cdot 335 \frac{\text{días}}{\text{año}} = 2.487.756,9 \frac{\$}{\text{año}} = 142.892,4 \frac{\text{US\$}}{\text{año}}$$

- Costo de supervisión: Se considera que la planta requiere baja supervisión, por

⁹⁷Jorge Vega. (mayo de 2017). 'Escala salarial UOCRA'. <http://jorgevega.com.ar/laboral/384-uocra-escala-salarial-2017.html>

lo que se estima como el 10% de la mano de obra directa.

$$\text{Costo de supervisión} = 10\% \cdot 2.487.756,9 \frac{\$}{\text{año}} = 248.775,7 \frac{\$}{\text{año}} = 14.289,2 \frac{\text{US\$}}{\text{año}}$$

➤ Costo de servicios:

- ❖ Energía eléctrica: Se considera que la planta puede autoabastecerse, por lo que este valor es cero una vez que la planta ya entró en régimen constante de operación. Al comienzo, se debe invertir en energía eléctrica de red. El precio del kW/hora para industrias es de \$0,83⁹⁸. Se suma al valor consumido total de energía un 5% teniendo en cuenta la iluminación de la planta.

Como en el primer año, al operar al 50% de producción, la energía generada no alcanza para autoabastecer a la planta y además, los primeros 50 días aún no se tiene producción, se debe comprar energía eléctrica. Del capítulo 5, se obtiene que la energía generada operando al 100% de producción es de 68,31 HP/hr y la necesaria para autoabastecimiento es de 55,8075 HP/hr (considerando el 5% de iluminación). Se considera que en el año 0 no hay ventas, en el año 1 la planta opera al 50% de capacidad, año 2 al 70%, año 3 al 90% y año 4 al 100% de la capacidad.

Energía necesaria para los primeros 50 días:

Se afecta la producción al 100% para obtener la correspondiente al 50%, y se determina el costo para los 50 días, utilizando el valor del precio de 0,83 kW/hr.

Energía para el resto de los años:

Luego para el resto de los años, se afecta la producción al 100% por el porcentaje de capacidad de la planta, se calcula la diferencia entre la producción anual y la potencia de autoabastecimiento, y si el valor es negativo, se calcula el costo de energía eléctrica.

⁹⁸ EDEA. (Mayo 2017). 'Cuadro tarifario', <http://www.edeaweb.com.ar/data/pdf/Edea%20-%20Cuadro%20Tarifario%2005-17%20Hoja%201.pdf>

Tabla 7-3: Costo anual de energía eléctrica por año.

Año	Porcentaje de operación	Producción (HP/hr)	Producción-Abastecimiento (HP/hr)	Costo anual (US)
50 días	50 %	34,155	-	-1457,04
1	50%	34,155	-21,65	-5263,07
2	70%	47,817	-7,99	-2283,74
3	90%	61,479	5,67	-
4	100%	68,31	12,5	-

- ❖ Agua: Se considera el servicio de agua para industrias localizadas en el parque industrial es de un valor de \$ 5,26 el metro cúbico. Este valor se obtiene mediante un contacto en Obras Sanitarias de la ciudad de Mar del Plata. Se suma el caudal de agua de compensación, arrastrada por el gas en la purificación, ya que este caudal debe agregarse en forma continua.

Agua de compensación (agua perdida en la purificación)

Caudal requerido: 26,9 L/hr

Precio del agua: 5,26 \$/m³

→ Precio total: 0,142 \$/hr

$$\text{Costo de agua} = 0,142 \frac{\$}{hr} \cdot 24 \frac{hr}{día} \cdot 335 \frac{días}{año} = 1.141,7 \frac{\$}{año} = 65,57 \frac{US\$}{año}$$

- ❖ Flete: El transporte de la materia prima se realiza desde el Mercado de Abasto a la planta en el Parque Industrial mediante camiones de basura. Se utiliza un camión de 3 m³ que transporta diariamente 3,7 toneladas de desechos por día. El costo del mismo es de 500 \$/día.

$$\text{Costo de flete} = 500 \frac{\$}{día} \cdot 335 \text{ días} = 167.500 \frac{\$}{año} = 9.620,9 \frac{US\$}{año}$$

- Costo de mantenimiento: Incluye los gastos de materiales y mano de obra (directa y supervisión) empleados en rutinas o reparaciones incidentales, y, en algunos casos, la revisión de equipos y edificios. Se considera entre 2 y 12% de la inversión fija, por lo que se toma un valor de 5%..

$$\text{Costo de mantenimiento} = 5\% \cdot 2.242.015,5 \text{ US\$} = 112.100,8 \frac{US\$}{año}$$

- Costo de suministros: Incluye lubricantes, instrumentos, cartas, es decir, 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. Este costo puede estimarse como el 20% del costo de mano de obra directa (según Happel). De esta manera se obtiene:

$$\text{Costo de suministros} = 20\% \cdot 142.892,4 \frac{\text{US\$}}{\text{año}} = 28.578,5 \frac{\text{US\$}}{\text{año}}$$

- Costo de laboratorio: Incluye el gasto de los ensayos de laboratorio para el control de las operaciones y el control de calidad de los productos. Este costo puede estimarse como entre 2-20% de la mano de obra directa, del cual se considera un 10% dado que el control de las trazas del dióxido de carbono y la pureza del metano son relevantes.

$$\text{Costo de laboratorio} = 10\% \cdot 142.892,4 \frac{\text{US\$}}{\text{año}} = 14.289,24 \frac{\text{US\$}}{\text{año}}$$

- Costo de regalías y patentes: Cualquier licencia de productos que deba pagarse sobre la base de producción debe ser considerada como un costo de producción. Este costo se considera nulo.

Dentro de los **costos fijos** (Hay que tener en cuenta que estos costos se calculan y utilizan siempre al 100% de producción) se encuentran:

- Costos de inversión:
 - ❖ Costo de depreciación: Se utiliza el método de línea recta, utilizado en la Argentina como método legal. De esta manera, la depreciación anual es constante. El costo de depreciación anual se calcula de la siguiente forma:

$$\text{Costo de depreciación anual} = \frac{1}{n} \cdot (I_F - L)$$

Donde n en este caso es 10, que son los años de vida útil del proyecto. IF es la inversión fija y L es el valor residual, calculado como el 15% de la inversión fija.

$$\text{Costo de depreciación anual} = 190.571,3 \text{ US\$}$$

- ❖ Costo de impuestos: Este costo es cero, dado que la planta se ubica en el

parque industrial.

- ❖ Costo de seguros: Normalmente se incluyen seguros sobre la propiedad (incendio, robo parcial o total), para el personal y las mercaderías, jornales caídos, etc. Se estima como el 0,5-1% de la inversión fija.

$$\text{Costo de seguros} = 0,25\% \cdot IF = 5.605 \frac{\text{US\$}}{\text{año}}$$

- ❖ Costos de financiación: Este costo debe pagarse al solicitar un crédito bancario o préstamo para realizar una inversión. Se considera que se afronta la inversión con capital propio.
- Costo de venta y distribución: Incluye salarios y gastos generales de oficinas de ventas, gastos de transporte, servicios técnicos de venta, etc. Suele estimarse como el 1% de las ventas anuales (consideradas al 100%).

$$\text{Costo de venta y distribución} = 1\% \cdot 12.864 \frac{\text{US\$}}{\text{año}} = 128,6 \frac{\text{US\$}}{\text{año}}$$

- Costo de dirección y administración: Incluye los costos de todos los servicios adyacentes a la planta de producción pero que no están en relación directa con ella. Entre otros: administración, gerencia, asesoramiento legal, servicio médico, etc. Este costo se estima como el 30% de la mano de obra directa.

$$\text{Costo de dirección y administración} = 30\% \cdot 142.892,4 \frac{\text{US\$}}{\text{año}} = 42.867,7 \frac{\text{US\$}}{\text{año}}$$

- Costo de investigación y desarrollo: Este costo incluye desarrollo en métodos y productos nuevos. Se considera un valor nulo para este gasto, dado que no hay personal trabajando en investigación en la planta.

Luego se calcula entonces el costo fijo total, que siempre se utiliza al 100% de operación.

- Costo fijo total= 239.172 US\$/año.

Tabla 7-4: Cálculo de costos totales para los distintos % de operación.

Costos	50% (US\$/año)	70%(US\$/año)	90% (US\$/año)	100% (US\$/año)
Mano de Obra	71446,2	100024,7	128603,1	142892,4
Supervisión	7144,7	10002,4	12860,3	14289,2
Suministros	14289,3	20004,9	25720,6	28578,5
Laboratorio	7144,6	10002,4	12860,3	14289,2
Mantenimiento	56050,4	78470,5	100890,7	112100,8
Electricidad	6720,1	2283,7	0,0	0,0
Agua	65,6	65,6	65,6	65,6
Flete	9621,0	9621,0	9621,0	9621,0
Fijos	239172,0	239172,0	239172,0	239172,0
Total	411653,9	469647,2	529793,6	561008,7

Diagrama de usos y fuentes

Se considera el desarrollo del plan en 10 años. El año cero es en el que se instalan los equipos, se arma la planta, etc. El primer año se producirá al 50% de la capacidad de producción, el segundo al 70%, el tercero al 90% y a partir del cuarto año, al 100% de la capacidad de la planta. Se incluye el cuadro de usos y fuentes, donde puede verse el flujo de dinero en cada tipo de ingreso y consumo. Este cuadro se anexa por separado, al final del anexo de Mathcad.

En finanzas, se entiende por flujo de caja a los flujos de entrada y salida de caja o efectivo, en un período dado. El flujo de caja es la acumulación neta de activos en un período determinado y, por lo tanto, sirve para analizar la viabilidad de proyectos de inversión.

Cronograma de proyecto

Todo proyecto de inversión tiene un cronograma de ejecución y es de suma importancia para estimar de qué manera se va a ejecutar el proyecto. El mismo consiste en un diagrama de Gantt⁹⁹. Este diagrama es una herramienta para planificar y programar tareas a lo largo del período de ejecución del proyecto (que dura desde la ingeniería básica hasta el inicio de producción). Permite una fácil visualización de las acciones previstas, realizar el seguimiento y control del progreso de cada una de las etapas del proyecto. Además, reproduce gráficamente las tareas, su duración y secuencia; además del calendario general del proyecto, que generalmente posee una duración entre 18 y 24 meses.

⁹⁹ Universidad de Barcelona. [://www.obs-edu.com/int/blog-project-management/diagramas-de-gantt/que-es-un-diagrama-de-gantt-y-para-que-sirve](http://www.obs-edu.com/int/blog-project-management/diagramas-de-gantt/que-es-un-diagrama-de-gantt-y-para-que-sirve)

Tabla 7-5: Cronograma de ejecución del proyecto.

Cronograma de ejecución								
Etapas	Tiempo (meses)							
	3	6	9	12	15	18	21	24
Ingeniería básica: investigación preliminar	■							
Ingeniería básica: estudio de factibilidad y financiación		■	■					
Ingeniería en detalle		■	■					
Adquisición y acondicionamiento del terreno			■					
Obras civiles				■	■			
Instalación y montaje de equipos					■			
Instalación de servicios					■			
Capacitación de personal						■		
Comisionamiento							■	
Puesta en marcha							■	
Inicio de producción								■

Conclusiones

Al observar los flujos de caja de la planta, puede verse que son valores negativos. Esto indica que el proyecto no es económicamente viable, es decir, no es rentable. Para revertir este efecto, se podría trabajar no sólo con un mercado de abasto sino con varios, obteniendo así mayor cantidad de residuos por día y como consecuencia, mayor producción, y por lo tanto, mayor ganancia. Por otra parte, una segunda opción sería vender los co-productos, como los lodos digeridos para su utilización como fertilizantes o el mismo dióxido de carbono que se debe eliminar en la purificación, para aportar así al ingreso anual por ventas.

No hay que perder de vista que el objetivo de esta planta no era el rédito económico, sino la reutilización de residuos que de otra forma generarían gases

tóxicos al ambiente y contribuirían al calentamiento global. De esta manera, se genera combustible continuo a partir de una fuente que se desperdiciaría de otra forma.

Conclusiones generales

Al finalizar el trabajo, se concluye que los objetivos del mismo se cumplieron satisfactoriamente. La idea de la producción de biogás parte de utilizar desechos que de otra manera se desperdiciarían, para la producción de un combustible que puede reemplazar a los utilizados actualmente, los cuales son no renovables.

Para comenzar, se estimó la cantidad de desechos a procesar, sin tener certeza del valor real que esta variable poseía. Se utilizaron datos de mercados externos, dado que los locales no tenían control sobre la cantidad de comida que se desperdiciaba; esto deja en claro la poca importancia que se le da a los residuos.

Luego, se tuvo que purificar el combustible obtenido, para cumplir los requisitos de red. Esta parte fue de gran dificultad a la hora de elegir la mejor opción, tanto analizándola económicamente como desde el proceso en sí. Fue de vital importancia el uso del simulador Unisim, dado que con él se estimaron todas las propiedades, corrientes y equipos de proceso requeridos.

Si bien el proyecto resulta en algo económicamente no rentable, éste nunca fue el objetivo principal; por lo que desde el análisis de lo que se obtuvo, estar generando ventas ya es de gran importancia. Puede verse también que los costos de la planta son elevados, desde los equipos hasta la mano de obra. También queda clara la complejidad del diseño de una planta completa, que conlleva idas y vueltas continuas para lograr optimizar el proceso.