

UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL
INGENIERÍA QUÍMICA

PROYECTO

Planta de tratamiento de biogás proveniente del
Complejo Ambiental Ensenada para generación de
energía eléctrica

Integrantes: María Paula Fernández

Romina Ayelén Zarza

Cátedra: Integración V

Director de Cátedra: Ing. Oscar Polito

Docente auxiliar: Ing. Carlos Fullone

Año: 2019



Resumen

Este proyecto analiza la factibilidad de la implementación de una planta de tratamiento de biogás en el Complejo Ambiental Ensenada.

El proceso está diseñado para la producción de gas metano de alta calidad utilizando como alimentación biogás de bajo valor económico obtenido en el relleno sanitario que administra la Coordinación Ecológica Área Metropolitana Sociedad del Estado (CEAMSE) en la localidad de Ensenada, provincia de Buenos Aires.

El biogás se purifica hasta cumplir con la especificación técnica dictada por la resolución 692/98 que emite el Ente Nacional Regulador del Gas (ENARGAS) para el gas que se utiliza como fuente de alimentación en motores de ciclo combinado para generación de energía eléctrica, es decir que el biogás reemplazaría el uso del gas natural (Ver anexo 9).

De acuerdo a la proyección de la generación de biogás, la unidad presentada en este proyecto, procesará 1200 m³/h de este recurso.

Este proyecto requerirá de una inversión inicial de U\$D 19.631.277,74. Dicho proyecto, con una TMAR del 10% y un periodo de evaluación de 10 años arrojó una TIR del 14,19% y un VAN de US\$ 3.475.182,50 sin financiamiento y una TIR del 16,23% y un VAN de US\$ 3.888.805,21 con un 25% de financiamiento externo.

Contenido

CAPÍTULO 1.....	5
Introducción.....	5
1. OBJETIVO.....	6
2. ALCANCE.....	6
3. INTRODUCCIÓN	6
4. ANTECEDENTES	7
CAPÍTULO 2.....	9
Estudio de mercado	9
1. SITUACIÓN ACTUAL.....	10
2. OFERTA.....	11
3. DEMANDA.....	13
4. PRECIO.....	15
5. BALANCE ENTRE OFERTA Y DEMANDA	15
6. DISTRIBUCIÓN.....	17
7. RESUMEN DEL ESTUDIO DE MERCADO.....	17
CAPÍTULO 3.....	18
Estudio técnico	18
1. DESCRIPCIÓN DEL PRODUCTO.....	19
1. COMPOSICIÓN DEL BIOGÁS.....	19
2. EQUIVALENCIAS ENERGÉTICAS DEL BIOGÁS.....	19
3. FORMACIÓN DEL BIOGÁS: DEGRADACIÓN DE MATERIA ORGÁNICA EN UN RELLENO SANITARIO	20
4. FACTORES DETERMINANTES EN LA DEGRADACIÓN	21
2. EXTRACCIÓN DEL BIOGÁS	22
3. MÉTODOS DE PURIFICACIÓN DE BIOGÁS.	23
1. ELIMINACION DE H ₂ S.....	24
2. ELIMINACIÓN DE SILOXANOS	27
4. LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA.....	28
1. MACROLOCALIZACIÓN.....	28
2. MICROLOCALIZACIÓN	30
5. MODELOS PARA ESTIMAR LA CAPACIDAD DE PRODUCCIÓN	33
1. MÉTODO A: APROXIMACIÓN SIMPLE	33
2. MÉTODO B: MODELO DE DEGRADACIÓN DE PRIMER ORDEN	34
6. CÁLCULO DE BIOGÁS GENERADO.....	36
1. CÁLCULO POR EL MÉTODO DE APROXIMACIÓN SIMPLE	36
2. CÁLCULO POR EL MÉTODO DE DEGRADACIÓN DE PRIMER ORDEN	37
CAPÍTULO 4.....	39
Evaluación técnica	39

1.	DIAGRAMA DE BLOQUES.....	40
2.	EXTRACCIÓN.....	40
3.	SEPARACIÓN DE SOLIDOS.....	41
4.	ELIMINACION DE SH ₂ Y CO ₂	42
5.	ELIMINACIÓN DE SILOXANOS.....	45
6.	DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO.....	46
7.	SERVICIOS AUXILIARES.....	48
CAPITULO 5.....		49
Dimensionamiento de equipos y cálculo del personal requerido.....		49
1.	CONSIDERACIÓN SOBRE EL CAUDAL.....	50
2.	SOPLADOR.....	50
3.	CICLON.....	50
4	COMPRESOR DE BIOGÁS.....	58
5	INTERCAMBIADOR DE CALOR.....	59
6	TORRES DE ABSORCIÓN Y DE DESORCIÓN.....	65
7	BOMBA DE IMPULSIÓN DE AGUA DE PROCESO.....	75
8	COMPRESOR DE AIRE.....	78
10	PERSONAL REQUERIDO PARA OPERACIÓN DE LA PLANTA.....	79
CAPITULO 6.....		81
Estudio y evaluación económica.....		81
1	ESTUDIO ECONÓMICO.....	82
2	INVERSIÓN TOTAL INICIAL.....	82
3	CAPITAL DE TRABAJO.....	84
4	COSTOS DE PRODUCCIÓN.....	85
5	VENTAS.....	86
6	PUNTO DE EQUILIBRIO.....	87
7	EVALUACIÓN ECONÓMICA.....	88
8	FLUJOS NETOS SIN FINANCIAMIENTO.....	88
9	FLUJOS NETOS CON FINANCIAMIENTO.....	88
10	CUADROS DE FLUJOS DE FONDOS.....	89
11	INDICADORES ECONÓMICOS.....	89
12	CONCLUSIONES DE LA EVALUACIÓN ECONÓMICA.....	90
BIBLIOGRAFÍA CONSULTADA.....		91
ANEXOS.....		92

CAPÍTULO 1

Introducción

En este Capítulo se plantea el objetivo, el alcance y los antecedentes de tratamiento de biogás. Se realiza un breve resumen de la problemática energética actual, indicando la importancia de diversificar la matriz energética nacional de forma que se incluya al biogás como una nueva fuente de energía amigable con el medioambiente.

1. OBJETIVO

El objetivo de este proyecto es diseñar una planta de purificación de biogás, generado por fermentación anaeróbica dentro un relleno sanitario, para que cumpla con los requisitos de calidad necesarios para la correcta operación de una central termoeléctrica. De esta forma, se puede utilizar el biogás como reemplazo de gas natural para la generación de energía eléctrica.

2. ALCANCE

Comprende la etapa de diseño, análisis de factibilidad técnica y evaluación económica de la planta.

3. INTRODUCCIÓN

Nuestro país debe fomentar el desarrollo de la industria de biogás ya que cuenta con los recursos necesarios de biomasa húmeda y con una demanda interna de combustibles insatisfecha.

En los últimos años se produjo un profundo cambio en la conciencia energética. Surgieron limitantes para la utilización indiscriminada de los combustibles fósiles y se comenzó a explorar la posibilidad de disponer de formas alternativas de energía. Con el transcurso del tiempo, las necesidades de energía del hombre moderno fueron siendo cubiertas por la existencia de cuatro cadenas: generación de electricidad, transporte, industria y hogar. La complejidad y sofisticación de estas cadenas fueron desarrolladas con enormes esfuerzos durante muchas décadas y sobre la base fundamental de la existencia de combustibles fósiles. Ahora, estas cadenas de valor deben ser modificadas o adaptadas para incorporar nuevas formas de energía que sean sustentables en el tiempo.

En la búsqueda de alternativas, el biogás surge como una posibilidad valiosa. Este combustible es una mezcla de gases cuyos componentes principales son el metano y el dióxido de carbono y se produce como resultado de la fermentación de la materia orgánica en ausencia de aire por la acción de microorganismos. En la naturaleza encontramos una gran cantidad de materia orgánica a partir de la cual puede producirse biogás: los cultivos energéticos, los desechos provenientes de animales domésticos como vacas, cerdos y aves, residuos vegetales como pasto u hojas secas y la basura doméstica.

Una de las ventajas del biogás es que puede sustituir al gas natural y, por lo tanto, utilizarse en las redes existentes. Puede usarse en las turbinas de gas para producir electricidad o como combustible para el transporte, después de un adecuado proceso de purificación. Además sirve para producir electricidad y calor en plantas combinadas.

La producción de biogás es posible en aquellos países que poseen una gran cantidad de materia orgánica y se está desarrollando a gran velocidad en la Unión Europea, China, India y Brasil para obtener energía de fuentes renovables en forma económica. En muchos países se produce a partir de residuos orgánicos residenciales. Así resuelven uno de los grandes problemas que tienen las ciudades para deshacerse de sus basuras residenciales orgánicas y logran reducir la emisión de gases de efecto invernadero a la atmósfera. La proporción de metano y dióxido de carbono (dos de los principales gases de efecto invernadero) contenida en el biogás varía de acuerdo a la materia prima que le da origen.

Argentina actualmente sufre fuertes inconvenientes económicos en el sector energético por el alto costo que afronta producto de la importación de hidrocarburos para la generación de energía eléctrica. Por otro lado, la distribución geográfica del abastecimiento energético convencional en el país no es uniforme, existiendo aún vastas áreas en las cuales no se han satisfecho los mínimos requerimientos de energía. En general, se verifica la existencia de grandes distancias entre los centros de producción y los centros de transformación y consumo, lo cual redundaría en déficit de capacidad de transporte en el sistema energético, situación que podría ser atenuada con plantas pequeñas de generación distribuida.

En el marco de lo establecido, existe una importante preocupación de parte de los inversores, quienes se interesan en este tema debido a la situación energética actual que enfrenta el país y en la cual está inmersa su actividad productiva, constituyendo un importante incentivo en las empresas para el desarrollo de proyectos de plantas de biogás.

Argentina es uno de los países donde se podría producir biogás a partir de residuos domiciliarios.

4. ANTECEDENTES

En Argentina, CEAMSE (Coordinación Ecológica Área Metropolitana Sociedad del Estado) inició el camino para realizar un avance respecto de lo que significó la acreditación de todos los proyectos de desgasificación de cada uno de los módulos de Relleno Sanitario dentro del mecanismo de desarrollo limpio del protocolo de Kyoto. El avance que se buscó fue el de utilizar el biogás, que entre sus componentes contiene aproximadamente un 80% de gas Metano, como insumo para la producción de energía eléctrica. Lamentablemente, debido a los montos de inversión requeridos no fue posible hasta que la empresa ENARSA convocó a la licitación 1/2010 para la generación de energía eléctrica a partir del biogás. Esta licitación tenía por objeto el cumplimiento de la Ley 26.190 (*Régimen de fomento nacional para el uso de fuentes renovables de energía destinada a la producción de energía eléctrica*) y su decreto reglamentario 562/09 (*Régimen de promoción. Energía eléctrica. Régimen de fomento nacional para el uso de fuentes renovables de energía. Beneficios tributarios. Impuestos al valor agregado y a las ganancias. Adquisición de bienes de capital. Impuesto a la ganancia mínima presunta. Reglamentación*). A partir de la convocatoria aludida es que dos de los contratistas de CEAMSE, con la anuencia de la empresa, se presentaron como oferentes y posteriormente fueron adjudicatarios para la construcción y operación de dos centrales de generación de energía eléctrica utilizando como insumo para la producción el biogás generado en dos de los módulos de Relleno Sanitario.

Ambas centrales se encuentran emplazadas dentro del Complejo Ambiental Norte III localizado en tierras de Campo de Mayo, en parte de los municipios de San Martín, San Miguel y Tigre.

La denominada Central San Miguel, ubicada en el partido de San Miguel, Provincia de Buenos Aires, utiliza como insumo energético el biogás del módulo Norte IIIC. Esta planta tiene una capacidad instalada de 11,796 MW. El equipamiento de generación de energía eléctrica está constituido por 6 unidades impulsadas por motores alternativos de combustión interna



alimentados con biogás proveniente del Relleno Sanitario, el cual es suministrado en cantidad suficiente para hacer funcionar la totalidad de los generadores y garantizar el pleno despacho de la central. Los generadores están vinculados eléctricamente a la red de 13.2 kV de la empresa distribuidora EDENOR.

La denominada Central San Martín, ubicada en el partido de San Martín, Provincia de Buenos Aires, utiliza como insumo energético el biogás del módulo Norte IIIA. Esta planta tiene una capacidad instalada de 7,1 MW. En este caso, el equipamiento de generación de energía eléctrica está constituido por 5 unidades impulsadas por motores alternativos de combustión interna alimentados con biogás proveniente del Relleno Sanitario, y al igual que en el caso anterior, están vinculados eléctricamente a la red de 13.2 kW de la empresa distribuidora EDENOR.

Las centrales para su operación cuentan con un sistema de succión e impulsión de biogás conformado por sopladores con motor eléctrico trifásico. Estos sopladores son los encargados de realizar la succión necesaria en todo el sistema de tuberías colectoras y transportar el flujo de biogás recolectado por el sistema, desde los pozos de extracción ubicados en el módulo hasta la estación de captación y pretratamiento.

El biogás, una vez capturado y pretratado, es enviado como combustible para alimentar los motogeneradores de cada una de las centrales térmicas, y el excedente de dicha alimentación, en caso de existir, se trata mediante la incineración controlada en antorchas de llama oculta según lo establece el Mecanismo de Desarrollo Limpio del Protocolo de Kioto.

El biogás que se utiliza para la generación eléctrica, es tratado de manera de garantizar los requisitos de calidad necesarios para la correcta operación y mantenimiento del sistema de generación.

CAPÍTULO 2

Estudio de mercado

En este capítulo se analizan los principales parámetros para determinar si el proyecto es factible de ser insertado en el mercado argentino. Para ello, se analizan la oferta y demanda del gas natural, ya que el biogás actúa como reemplazo de este recurso energético.

1. SITUACIÓN ACTUAL

Hace ya unos años que la Argentina no está cubriendo su demanda interna de gas natural, por lo cual importa gasoil y fuel oil para alimentar usinas térmicas que deberían funcionar a gas. También se está importando gas natural licuado y se suspende el suministro de gas a industrias, en forma rotativa, para mantener abastecida la demanda urbana. Argentina importa desde Bolivia y Chile alrededor de 25 millones de m³ de gas por día. (Fuente: IAPG.org.ar)

Al mismo tiempo, la demanda de gas sigue aumentando al compás del crecimiento de la población y la economía. Las reservas de gas natural no pueden sostener los compromisos internos y externos ni el crecimiento de la demanda. Por lo tanto, ante esta imposibilidad de disponer de gas, tanto de fuentes en Argentina como en Bolivia, una buena alternativa para anticiparse al crecimiento futuro es comenzar a desarrollar fuentes renovables de gas.

Para recaudar información sobre la oferta y la demanda de gas y electricidad de Argentina se recurrió a fuentes tales como el Instituto Argentino de Petróleo y Gas (IAPG), el Instituto Nacional de Tecnología Agropecuaria (INTA), la Asociación de Distribuidores de Energía Eléctrica de la República Argentina (ADEERA), el Ente Nacional Regulador del Gas (ENARGAS) y el Ministerio de Energía y Minería.

2. OFERTA

Cuando se estudia la oferta de energía, que es la disponible para el consumo de un país, deben distinguirse las siguientes variables: producción, importación y exportación. La oferta total de energía es aquella cantidad de energía primaria y secundaria disponible para cubrir las necesidades energéticas del país, tanto del consumo final de los sectores socioeconómicos, como del consumo propio del sector energético y de los centros de transformación.

Con respecto a la transformación, se hace referencia a la cantidad de flujos energéticos primarios y secundarios que ingresan al conjunto de centros de transformación, del cual resulta en energía secundaria. Los centros de transformación están constituidos por centrales eléctricas (hidroeléctricas, termoeléctricas, nucleoeeléctricas, eólicas y dispositivos fotovoltaicos) asociadas al Servicio Público y de Autoproducción, así como también por plantas de tratamiento de gas, refinerías de petróleo, centros de carboneras y centros de coquerías y altos hornos.

En el siguiente gráfico se determinan cuáles son las distintas fuentes de producción de energía primaria en nuestro país, donde se observa que el 50.8% de la producción nacional corresponde a gas natural de pozo.

PRODUCCIÓN DE ENERGÍA PRIMARIA POR FUENTE

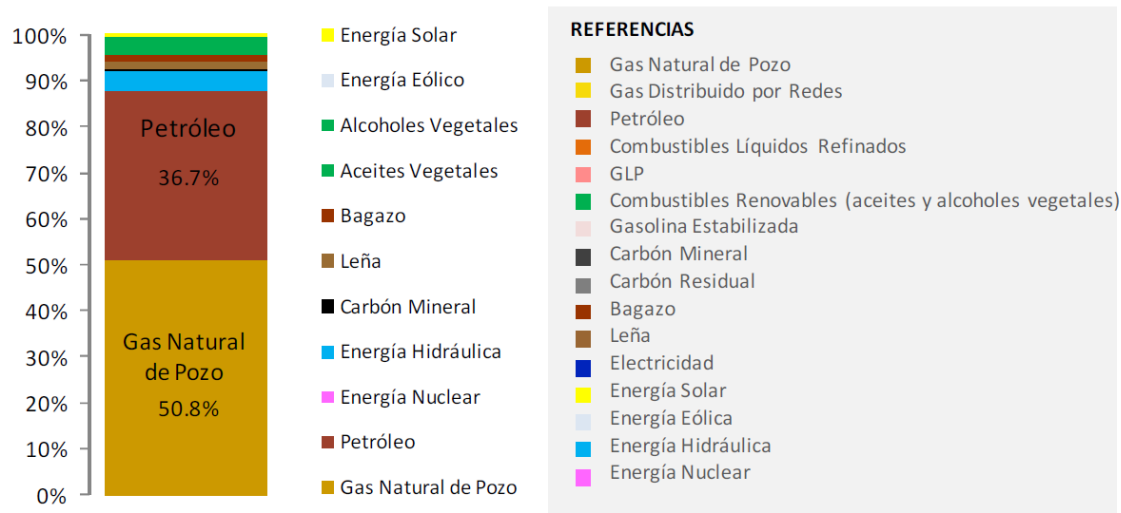
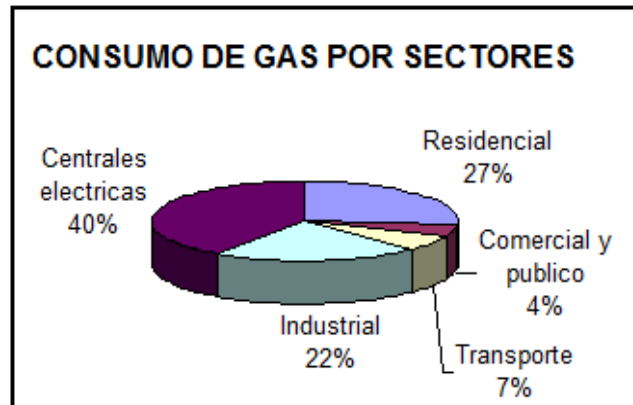
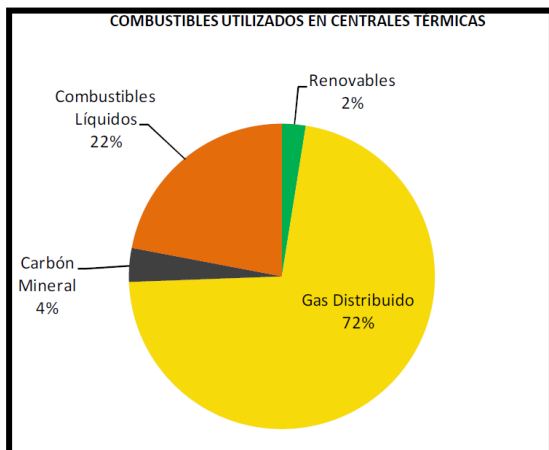


Gráfico: Producción de energía primaria por fuente. Fuente Centro de Estudios de Energía, Política y sociedad www.ceepys.org.ar

Los sectores de mayor consumo de gas distribuido por redes son las centrales eléctricas (40%) y el sector residencial (27%), y en menor medida el Industrial (22%) y el Comercial/Público (4%) y escasos son los consumos de los sectores Transporte y Agropecuario (7%).

A su vez, dentro de los combustibles utilizados en las centrales eléctricas, el gas natural equivale al 72% del total.



Gráficos: Consumo de combustibles en centrales térmicas de Argentina y Consumo sectorial de gas natural. Fuente: Centro de Estudios de Energía, Política y sociedad www.ceepys.org.ar

El total del gas natural consumido por los distintos usuarios del país tiene diversos orígenes. Del total de la oferta de gas natural durante el año 2017, el 79,5% provino de la producción local y se importó el 21,5% restante. Mientras que el gas importado de Bolivia explica el 13,0% de la oferta, el GNL explica el 7,3% y el gas importado de Chile explica el 0,2%. A su vez, ocasionalmente, fue necesario abastecer a la demanda con Gas Oil y Fuel Oil. Desde el año 2016, se comenzó a importar gas natural desde Chile a efectos de aumentar la disponibilidad de gas natural y reducir la utilización de Gas Oil y Fuel Oil, que fueron aproximadamente y en promedio US\$ 3 / MMBTU (millones de BTU) más caros que el gas proveniente desde Chile durante 2017.

La producción local de gas natural actualmente es remunerada en función de los planes vigentes –Plan Gas I y II–, creados en 2013 por las Resolución N° 1/13 y Resolución N° 60/13 de la ex Comisión de Planificación y Coordinación Estratégica del Plan Nacional de Inversiones Hidrocarburíferas, los cuales establecen dos categorías de producción. Se denomina “producción base ajustada” al volumen de producción de gas acordado en los programas mencionados y ajustada mensualmente por curva de declino de cada empresa. Se denomina “producción incremental” al volumen de producción que en cada período supere la “producción base ajustada”.

Durante su vigencia, el Plan establece que la “producción base” es remunerada a US\$ 24,18 / MMBTU, mientras que la producción incremental se remunera en promedio a US\$ 17,33 / MMBTU. Con este esquema, que llegó a su fin el 31 de diciembre de 2017, se ha pretendido dar estímulo a proyectos de explotación de gas natural, en los términos allí precisados. Adicionalmente, con el objetivo de incentivar las inversiones en la producción de gas natural no convencional, se estableció mediante Resolución MINEM 46-E/2017 la creación del “Programa de Estímulo de las Inversiones en Desarrollos de Producción de gas natural provenientes de reservorios no convencionales”, que determina un “Precio Mínimo” para remunerar la producción de gas natural proveniente de reservorios no convencionales, con vigencia hasta el 31 de diciembre de 2021.

El Precio Mínimo establecido es US\$ 31 / MMBTU para el año calendario 2018, US\$ 35 / MMBTU para el año calendario 2019, US\$ 38 / MMBTU para el año calendario 2020, y US\$ 42 / MMBTU para el año calendario 2021.

Tanto el precio del GNL como del Gas Oil importados durante el 2017 superaron significativamente al precio promedio del gas producido localmente. No obstante, debido al aumento estacional de la demanda, durante los meses de invierno se importó aproximadamente el 22% del gas que se consume en el país. La capacidad de importación de gas natural y GNL, sin embargo, está limitada en nuestro país por restricciones logísticas, ya sea para los puertos o en el almacenaje, y por el déficit en los niveles de inyección de gas de Bolivia, razón por la cual en invierno las usinas e industrias deben reemplazar al gas natural por Gas Oil, a precios significativamente superiores, y aun así queda una porción de demanda insatisfecha.

En 2017 la importación de gas natural a la Argentina provino de dos fuentes. Una de las fuentes fue la República de Bolivia a través de YPFB y la otra fue la República de Chile a través de Gas Andes y Norandino.

3. DEMANDA

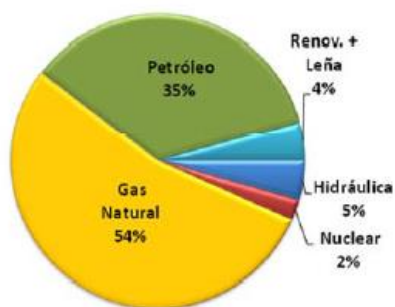
En los primeros años de este siglo, el debate energético mundial estuvo centrado en la preocupación por el agotamiento de los recursos energéticos, particularmente de los combustibles fósiles. Los debates globales se reflejan también en nuestro país, aunque con matices locales.

Por una parte Argentina, después de haber sido por más de una década un exportador neto de energía, a partir de 2005 se ha convertido en importador. Esto tiene un importante impacto en su balanza comercial y cuentas fiscales.

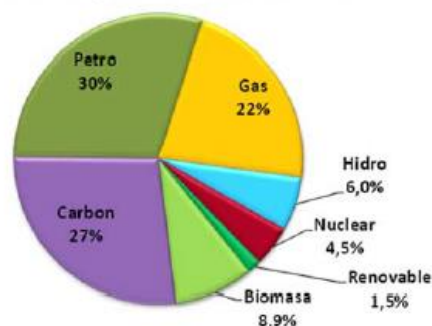
Argentina depende fuertemente de los combustibles fósiles para su aprovisionamiento energético. El petróleo y el gas contabilizan casi el 90% de la energía consumida, siendo el gas natural la componente más importante de la matriz energética, ya que aporta más de la mitad de toda la energía primaria. Análogamente, el mundo, también depende en un 87% de los combustibles fósiles, pero con una participación mayor del carbón mineral, que en Argentina es mínima, inferior al 0,3%.

En las siguientes figuras se muestra la matriz energética nacional vs la mundial:

Matriz Primaria - RA Año=2013

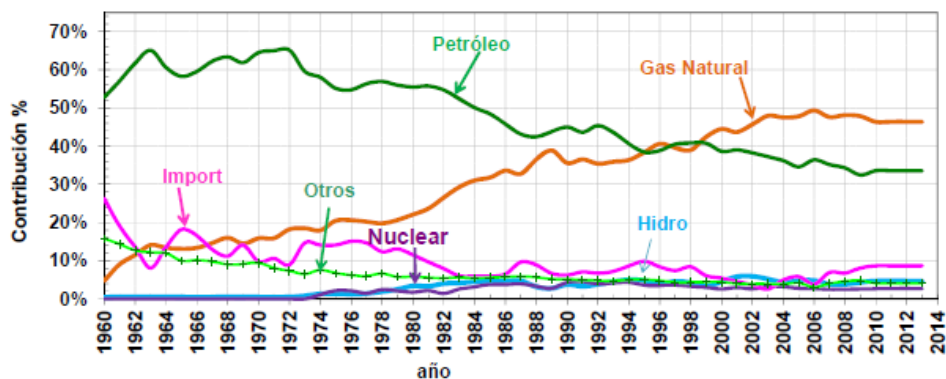


Matriz Energética Mundial Año=2013



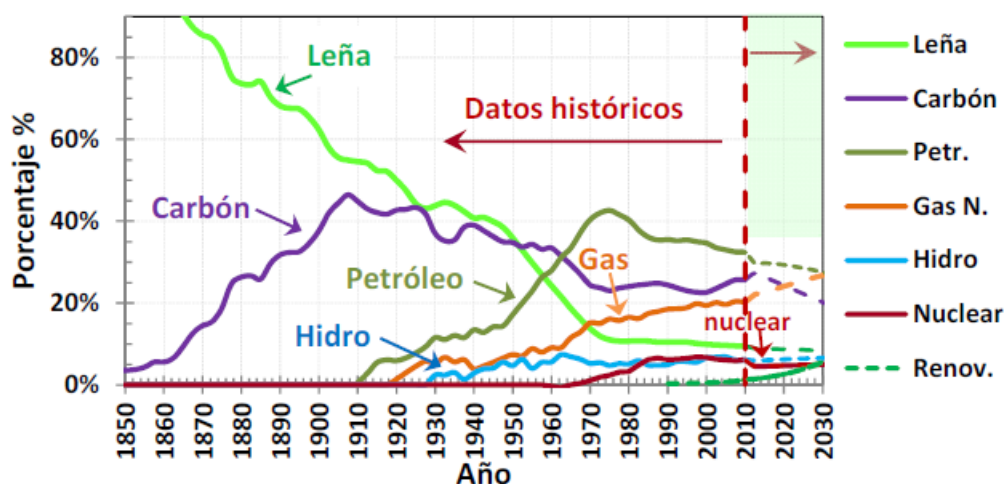
Matriz energética de Argentina (izquierda) y del mundo (derecha) para el año 2013.
Fuente: International Energy Agency (IEA) y Secretaría de Energía de la Nación.

Argentina acompaña y a veces adelanta las tendencias globales. Esto es notorio para el caso del gas natural:



Variación en el tiempo del consumo de energía primaria en Argentina. La línea naranja representa el consumo de gas natural. A partir del año 2001 el gas natural se transforma en la fuente energética del país. También se indica la contribución de la energía importada. Fuente: Secretaría de Energía de la Nación.

En la figura de abajo se observa cómo se distribuye el gas en su uso final:



Variación en el tiempo del consumo de energía primaria en el mundo. La zona sombreada después de 2014 es una proyección de la evolución. Fuente: International Energy Agency (IEA)

La tasa media de crecimiento del consumo es de 3% anual. A esta tasa, cada 22 años el consumo se duplicaría.

Esta tendencia se espera que también ocurra en el mundo hacia finales de esta década. Desde el punto de vista ambiental, esto es positivo, ya que de todos los combustibles fósiles, el gas natural es el menos contaminante de todos ellos. Sus emisiones de CO₂ son las más bajas.

En el período 2002-2014 la demanda de gas en el país creció a una tasa acumulativa del 4,7%, (tomando como referencia los años 2002 y 2014) impulsada por dos factores que se observan en el período: el crecimiento del PBI y los precios y tarifas subsidiadas del gas. Vale notar que

desde el año 2004, comienzan a observarse problemas de abastecimiento en el mercado del gas.

En efecto, dado que la oferta de gas no alcanzó para abastecer la demanda total de los sectores, el consumo efectivo total creció a una menor tasa del 3,6% anual.

Vale notar que los volúmenes de demanda insatisfechos han sido crecientes en el período y en el último año fueron del orden de casi 18,3 Millones de m³-día, promedio anual. El consumo de la generación térmica sobresale por sobre el resto de los sectores, alcanzando una tasa de crecimiento anual acumulativa el 5,4% en el período 2002-2014.

4. PRECIO

A partir de Abril de 2017, el precio promedio pagado por los usuarios del sistema de suministro de gas –Industrias, Usinas, GNC, Usuarios Comerciales y Residenciales– fue de US\$ 24,18 MMBTU. En 2018 se estima en US\$ 18,96 / MMBTU. La unidad de conversión entre las MMBTU es 1 MMBTU = 27,8 m³ de gas, lo cual se traduce en US\$ 0,87/m³.

En el siguiente gráfico se puede ver la composición de la demanda de Gas Natural.

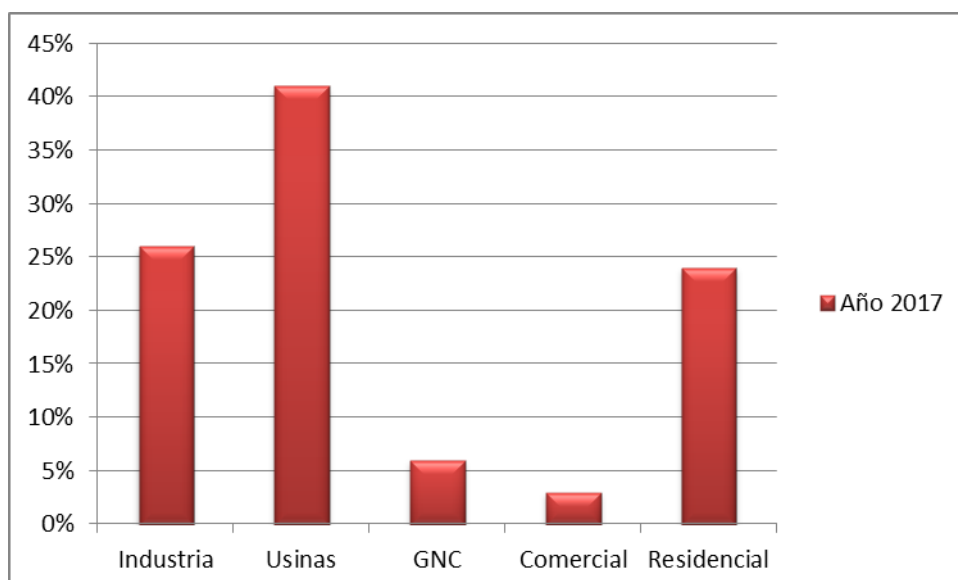


Gráfico Distribución de la demanda de gas natural. Fuente: elaboración propia en base a datos provistos por ENARGAS, año 2017.

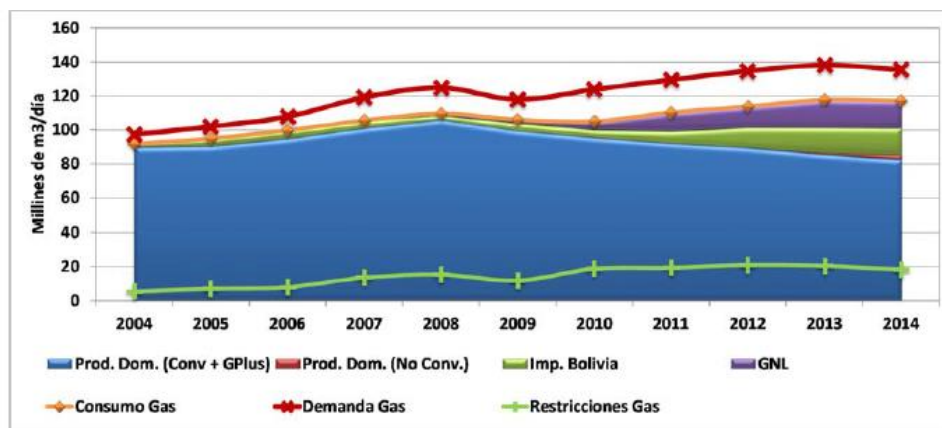
Del total de gas abastecido durante 2017, el 41% estuvo dirigido a usinas eléctricas, el 26% tuvo como destino usuarios industriales, el 24% estuvo dirigido a usuarios residenciales y el 6% a la producción de GNC.

5. BALANCE ENTRE OFERTA Y DEMANDA

En la siguiente figura se muestra el balance entre la demanda nacional y la oferta de gas al mercado (producción nacional más importaciones) en el período 2004-2014. Por el lado de la demanda, se observó que la demanda doméstica creció en dicho período en 38,2 millones m³/día.

Sobresale en el periodo el crecimiento de la demanda de gas del sector generación con un delta de crecimiento de 22,5 millones m³/día.

La brecha entre la demanda y la oferta (sumando gas nacional más importaciones desde Bolivia) entre 2004 y 2014 se multiplicó por 6, alcanzando un total de déficit de 34,5 millones m³/día en el año 2014.

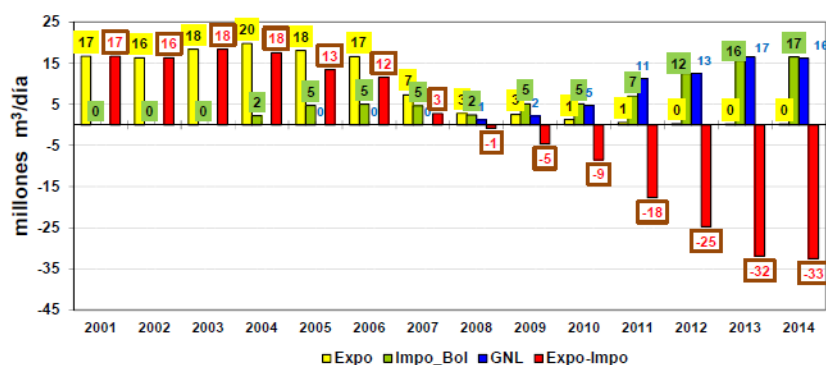


Balance Oferta – Demanda (valores promedio anuales, 2008-2014) Fuente: ENARGAS.

Para disminuir dicha brecha, el sector generación eléctrica utilizó en el período cantidades crecientes de otros combustibles (fuel oil, gas oil) y se requirió la importación de GNL que aumentó desde 2008 año tras año su importancia en la oferta de gas al mercado. Para citar, durante el año 2014, se importaron 16,2 millones m³/día promedio anual de GNL. A pesar de la sustitución de gas por combustibles líquidos en el sector generación, y de las importaciones crecientes en el período, fueron necesarios cortes de gas al sector industrial, los cuales en el período 2008-2014 fueron un 12% de la demanda de dicho sector.

Evolución de la balanza comercial sector gas:

El crecimiento de la demanda doméstica generó tanto el cierre de exportaciones, como la necesidad de crecientes importaciones (Bolivia + GNL). Esta situación tuvo su impacto en el sector externo del sector gasífero. De esta manera, mientras en 2004 existía un “superávit” que alcanzaba 17,5 millones de m³/día, a partir de 2008 el balance se convirtió en negativo. Y en 2014 las importaciones superaron a las exportaciones en 32,5 Millones m³/día. El saldo de la balanza comercial del sector pasó a ser negativo en 460 millones de dólares en 2008, y en seis años se multiplicó en 12 veces, alcanzando un valor de -5.562 millones de dólares durante 2014.



Exportación – importación de gas (2001-2014). Fuente: ENARGAS

6. DISTRIBUCIÓN

El gas natural se distribuye con diferente infraestructura de acuerdo a si es transportado por las llamadas líneas de transporte (gasoductos troncales, con presiones de trabajo de 70 bar) líneas de distribución (son las que llevan el gas hacia las localidades a presiones entre 5 y 40 bar) o líneas domiciliarias (son las que conducen el gas hacia los domicilios, a presiones entre 0,020 y 0,5 bar).

Los costos de inversión en gasoductos son bastante elevados, según la siguiente tabla, puede verse que el mínimo es de US\$ 370.000 por kilómetro:

	Cabecera	Longitud [Km]	Capacidad [Millones de m ³ /día]	Inversión Total [Millones US\$]	Inversión por Kilómetro [miles US\$/Km]
Cruz del Sur	Buenos Aires-Montevideo	215	6	135	630
Bolivia-Brasil (Proyecto)	Tarija-Gasoducto Santa Cruz-Sao Paulo	450	30	300	670
Cruz del Sur 2 (Proyecto)	Cruz del Sur - Porto Alegre	900	15	350	400
Gas Andes	La Mora – Mendoza	465	10	325	705
Gas Pacífico	Loma la Lata - Neuquén	540	9	250	400
Gas Atacama	Cornejo – Cca. Noroeste	942	9	720	775
Norandino	Pichanal – Salta	1055	9	400	370
Bolivia-Chile (Proyecto)	Tarija-Costa de Chile	900	45	530	590

Fuente: *Publicación Universidad Católica de Chile, www.sitios.ing.uc.cl/publications/gasoductos.htm*

Para el caso particular del biogás, es posible distribuirlo de la misma manera que si fuera gas natural, por lo cual se estimarán los costos de la distribución teniendo como referencia el precio por Km de línea y el precio del compresor necesario para llevarlo a la presión requerida por la Central Térmica de Barragán, que es de 5 bar.

7. RESUMEN DEL ESTUDIO DE MERCADO

Los números informados respecto a la oferta y la demanda del gas natural en Argentina demuestran que hoy en día existe una demanda insatisfecha del recurso. Este escenario plantea la posibilidad de insertar el biogás purificado en reemplazo del gas natural, especialmente en los periodos invernales, en los cuales el gas natural se destina al uso doméstico y se cancela parcialmente el suministro al sector de generación eléctrica. Por otro lado, la distribución del mismo puede hacerse por medio de cañerías hacia el sector final consumidor.

CAPÍTULO 3

Estudio técnico

En este capítulo se hará una descripción detallada de la naturaleza del biogás, los factores que intervienen en su obtención a partir de métodos de aproximación y los métodos de purificación existentes en el mercado.

Además se analiza la localización y capacidad operativa de la planta de tratamiento.

1. DESCRIPCIÓN DEL PRODUCTO

El biogás es un recurso biomásico proveniente de la biomasa residual, es decir de la que genera cualquier actividad humana. En este caso, la fuente son los Residuos Sólidos Urbanos (RSU) cuya disponibilidad varía de región en región, de acuerdo al clima, el tipo de suelo, densidad poblacional y las actividades productivas. Por eso, los correspondientes aspectos de infraestructura, manejo y recolección del biogás deben adaptarse a las condiciones específicas del proceso en el que se deseen explotar.

COMPOSICIÓN DEL BIOGÁS

El CH₄ y el CO₂, son los principales gases constituyentes del biogás y se producen durante la descomposición anaeróbica de la celulosa y las proteínas en los residuos de los rellenos sanitarios. La composición típica del biogás generado por Residuos Sólidos Urbanos (RSU) es la siguiente:

Componente	% Típico (p/p)
CH4	80
CO2	16
O2	0,4
H2O	0,57
N2	2,17
H2	0,52
H2O	0,57
CO	0,002
SH2	0,003
SILOXANOS	0,00000001
SOLIDOS	0,13

Fuente: Manual de biogás

EQUIVALENCIAS ENERGÉTICAS DEL BIOGÁS

El biogás está compuesto por alrededor de 80% de gas metano (CH₄) y 16% de dióxido de carbono (CO₂). Contiene mínimas cantidades de otros gases, entre ellos 0,003% de sulfuro de hidrógeno (H₂S). Es un poco más liviano que el aire, posee una temperatura de inflamación de 700°C, y su llama alcanza una temperatura de 870°C. Con un contenido de metano mucho menor de 50 %, el biogás deja de ser inflamable. El poder calorífico promedio de un biogás que contenga un 80% de metano es de 5000 kcal/m³. Un metro cúbico de biogás permite generar entre 1,3 kWh a 1,9 kWh de electricidad, que equivalen a medio litro de petróleo, aproximadamente.

El equivalente energético del biogás tiene relación con la concentración de metano que tenga en él, ya que el poder calorífico del CO₂ es nulo. Así, cuanto mayor sea la concentración de metano en el biogás, el poder calorífico aumenta proporcionalmente.

1 Nm3	Gas natural	Produce	10 KWh
1 Nm3	Biogás	Produce	5,28 KWh
1 Litro	Nafta	Produce	9,06 KWh
1 Litro	Diesel	Produce	9,8 KWh

El rendimiento eléctrico de un motor es del 33% a 38%. 1 m³ de biogás ≈ 1,8 kWh de energía eléctrica.

FORMACIÓN DEL BIOGÁS: DEGRADACIÓN DE MATERIA ORGÁNICA EN UN RELLENO SANITARIO

Un relleno sanitario, al ser un lugar donde los residuos sólidos urbanos se depositan en grandes cantidades, es considerado un biorreactor, debido a la descomposición que sufre la materia orgánica contenida en dichos residuos. La cantidad de biogás que se produce en los rellenos sanitarios depende de la composición de los desechos contenidos en éstos y es directamente proporcional a la cantidad de materia orgánica degradable disponible.

Los rellenos sanitarios deben ser cubiertos con una capa de tierra pues evita que los desechos estén en contacto con el aire, y contribuye a que los microorganismos aerobios consuman el aire existente entre la basura, permitiendo la generación de condiciones anaeróbicas, que hacen posible la producción de biogás. Mientras más rápido se den estas condiciones, menor será el tiempo en que comience a degradarse la basura.

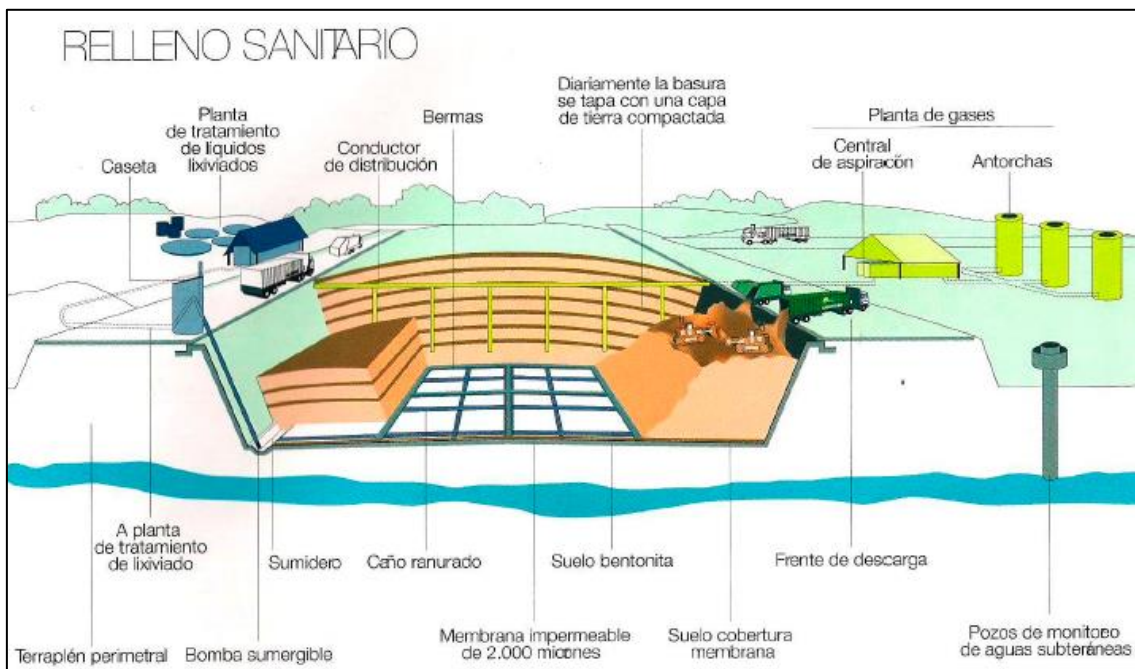


Imagen: Esquema de un relleno sanitario con sus tubos captadores de gases. Fuente: bibliografía de CEAMSE.

Para generar un mayor contacto entre los nutrientes de la basura, mantener su humedad y expulsar el oxígeno presente en los espacios de los diferentes tipos de residuos sólidos, se utiliza el método de compactación de la basura, el cual reduce hundimientos e infiltraciones, inestabilidades, el corrimiento de la superficie de la basura, la inflamabilidad, la aparición de zanjas, además, se reduce el tiempo en que se inicia la biodegradación anaeróbica, por lo tanto se puede acelerar la producción de biogás.

La biodegradación de los residuos sólidos, en la cual se da la producción de gases, sigue un patrón de cinco etapas que son:

Primera etapa: es aeróbica, el oxígeno del aire que está en contacto con la basura ocasiona que las sustancias de fácil biodegradación se comiencen a degradar a partir de su contacto con

el oxígeno. Aquí comienza la descomposición microbiana de los compuestos orgánicos. Después, se produce CO₂, agua, materia parcialmente descompuesta y energía (temperaturas de entre 35 C y 40°C). En general, es una etapa relativamente corta, ya que depende de la cantidad de oxígeno presente.

Segunda etapa: se destaca por la acción de organismos formadores de ácidos. Es una etapa aeróbica, durante la cual no se desarrollan condiciones anaeróbicas. Ocurre un proceso de fermentación donde se producen ácidos orgánicos y una disminución del pH (con ello se disuelven los elementos inorgánicos del agua). En estas condiciones, el biogás está compuesto básicamente de CO₂. Esta fase se caracteriza por el descenso de las condiciones aerobias, disminuye la presencia de oxígeno hasta su completa desaparición, comenzando aquí la etapa anaerobia. El oxígeno desaparece del metabolismo respiratorio, siendo sustituido por compuestos inorgánicos oxidados, como el nitrito y el sulfito, los cuales son sometidos a un potencial de oxidación-reducción, estos se reducen a gas nitrógeno y sulfuro de hidrógeno.

Tercera etapa: se acelera la actividad microbiana iniciada en la etapa anterior, comienza la producción de cantidades significativas de ácidos orgánicos y pequeñas cantidades de gas hidrógeno. Aquí predominan las bacterias acidogénicas, que transforman enzimáticamente o por hidrólisis, a compuestos con alto peso molecular como los lípidos, proteínas, ácidos nucleicos y polisacáridos, en diferentes compuestos, aptos para ser utilizados por los microorganismos como fuente de energía y como transformación a carbono celular.

Las principales características de la tercera etapa son: la generación de compuestos gaseosos como CO₂ y gas hidrógeno H₂. El pH de la fase líquida del medio, si es que existe, caerá hasta un valor de 5 o menos, por la presencia de ácidos orgánicos y por las elevadas concentraciones de CO₂. También, la demanda química de oxígeno (DQO), y la demanda bioquímica de oxígeno en cinco días (DBO5) del medio líquido se incrementarán significativamente, debido a la disolución de ácidos orgánicos.

Cuarta etapa: está dominada por microorganismos llamados metanogénicos y se desarrolla en estado estrictamente anaerobio. Estos organismos se caracterizan por convertir ácido acético y gas de hidrógeno, en CH₄ y CO₂. Ésta es la fase en la que el CH₄ alcanza su más alto nivel de producción, en una concentración estable en el rango de 50% a 85% por volumen de biogás. Los ácidos orgánicos disueltos en los líquidos percolados se descomponen inmediatamente en biogás.

En la cuarta etapa el biogás está compuesto principalmente por: CH₄ entre 50% y 85% del volumen (promedio 68%), el cual tiene un poder calorífico muy elevado de 9.60 KWh/ Nm³. El resto del volumen del gas está compuesto de CO₂.

Quinta etapa: es la parte del proceso de generación de gases menos activa, ya que en el medio sólo queda materia orgánica de degradación lenta, sin embargo, aquí se genera otra pequeña cantidad de material biodegradable, que anteriormente no estaba presente, la cual es convertida en CH₄. En este punto la velocidad de generación de biogás del relleno sanitario disminuye significativamente.

En un relleno sanitario, las etapas anteriores pueden darse simultáneamente. Además, la heterogeneidad de los residuos enterrados varía la duración de las etapas, por la mayor o menor facilidad de degradación.

FACTORES DETERMINANTES EN LA DEGRADACIÓN

Es importante examinar algunos de los factores importantes que gobiernan el proceso metanogénico. Los microorganismos, especialmente los metanogénicos, son altamente

susceptibles a los cambios en las condiciones ambientales. Muchos investigadores evalúan el desempeño de un sistema anaeróbico en función de la tasa de producción de metano, porque la metanogénesis se considera un paso limitante del proceso. Debido a esto, la biotecnología anaeróbica requiere de un cuidadoso monitoreo de las condiciones ambientales. Algunas de estas condiciones ambientales son: temperatura, tipo de materias primas, nutrientes y concentración de minerales traza, pH (generalmente cercano a la neutralidad), toxicidad y condiciones redox óptimas.

Relación carbono/nitrógeno de las materias primas.

Prácticamente toda la materia orgánica es capaz de producir biogás al ser sometida a fermentación anaeróbica. La calidad y la cantidad del biogás producido dependerán de la composición y la naturaleza del residuo utilizado. Los niveles de nutrientes deben de estar por encima de la concentración óptima para las metanobacterias, ya que ellas se inhiben severamente por falta de nutrientes.

El carbono y el nitrógeno son las principales fuentes de alimentación de las bacterias metanogénicas. El carbono constituye la fuente de energía y el nitrógeno es utilizado para la formación de nuevas células. Estas bacterias consumen 30 veces más carbono que nitrógeno, por lo que la relación óptima de estos dos elementos en la materia prima se considera en un rango de 30:1 hasta 20:1

La descomposición de materiales con alto contenido de carbono, superior a 35:1, ocurre más lentamente, porque la multiplicación y desarrollo de bacterias es bajo, por la falta de nitrógeno, pero el período de producción de biogás es más prolongado. En cambio, con una relación C/N menor de 8:1 se inhibe la actividad bacteriana debido a la formación de un excesivo contenido de amonio, el cual en grandes cantidades es tóxico e inhibe el proceso.

Temperatura

Los procesos anaeróbicos, al igual que muchos otros sistemas biológicos, son fuertemente dependientes de la temperatura. La velocidad de reacción de los procesos biológicos depende de la velocidad de crecimiento de los microorganismos involucrados que a su vez, dependen de la 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 mayores producciones de biogás.

2. EXTRACCIÓN DEL BIOGÁS

La extracción del biogás en los rellenos sanitarios se puede realizar mediante dos métodos de drenaje: el drenaje activo y drenaje pasivo. El drenaje activo consiste en succionar el biogás utilizando un soplador, mientras que el drenaje pasivo se basa en la convección natural del biogás, por lo que en este método no se utiliza ningún equipo para su extracción.

De los dos métodos, el drenaje activo es más eficiente.

El sistema de drenaje activo se compone de los siguientes elementos:

1. **Colectores de gas:** Estos son las chimeneas verticales y la tubería horizontal que se colocan en el cuerpo de basura.

2. **Punto de recolección:** El gas aspirado en diferentes chimeneas se conduce a ellas y se junta. El punto de recolección puede ser un tanque o un tubo. Se recomienda ubicar el punto de recolección en un nivel a bajo de la tubería y de las chimeneas, con el fin de poder condensar en este lugar las aguas contenidas en el gas de relleno. Se debe colocar equipo de medición y ajuste en el punto de recolección.
3. **Separador de agua:** Las aguas condensadas se separan del flujo de gas mediante un sifón o equipo refrigerador; después se manda con una bomba hacia la planta de tratamiento de las aguas lixiviadas.
4. **Tubo de aspiración de gas:** Este es el tubo que conecta el punto de colección con el soplador.
5. **Ajuste de presión y soplador:** El soplador produce depresión para succionar los gases del cuerpo de relleno, y sobrepresión para mandar los gases al sector de tratamiento. El ajuste de presión mantiene la depresión y la sobrepresión en el nivel óptimo.
6. **Tubo de transporte:** Este es el tubo que conduce los gases con sobrepresión hacia el sector de tratamiento.

El efecto de vacío causado por el soplador debe actuar en todo el cuerpo de la basura. La capacidad del efecto de vacío debe ser apropiada para la cantidad de biogás generado, los ductos de succión deben ser lo más cortos posibles así se tendría menor pérdida de presión. El sistema debe concebirse para lograr tener una gran vida útil.

3. MÉTODOS DE PURIFICACIÓN DE BIOGÁS.

Debido a su contenido de otros gases contaminantes, el biogás debe tratarse y acondicionarse previo a su aprovechamiento en las unidades de producción de energía eléctrica o calor. Para ello se debe recurrir a:

1. Eliminación y/o reducción del H₂S y trazas de otros gases.
2. Eliminación de compuestos de sílice.

Los fabricantes de motores y calderas tienen requerimientos mínimos para la calidad del biogás que se debe usar en sus unidades. La calidad debe mantenerse para garantizar los intervalos de mantenimiento y vida útil de los equipos.

La purificación del biogás es de crucial importancia para garantizar los mejores rendimientos de los procesos de explotación de biogás y para reducir el impacto de emisiones gaseosas.

Según el Ente Nacional Regulador del Gas (ENARGAS) se requiere de un contenido máximo de H₂S de 3 ppm, pues durante el proceso de combustión, el H₂S se transforma en ácido sulfhídrico que es altamente corrosivo para los metales.

Contenidos máximos	
Dióxido de Carbono (CO ₂)	20% molar
Agua (H ₂ O)	65 mg/sm ³

Total de Inertes (N2 + CO2)	22% molar
Sulfuro de Hidrógeno (SH2)	3 mg/sm3
Azufre entero	15 mg/sm3
Hidrocarburos condensables (HC)	-4°C @ 5.500 kPa Abs.
Oxígeno (O2)	0,5% molar
Partículas sólidas	22,5 kg/MM de sm3 (tamaño ≤ 5 um)
Partículas líquidas	100 l/MM de sm3
Poder Calórico superior	Min. 8.850 kcal/sm3 Máx. 10.200 kcal/sm3
Temperatura	50°C
Otras consideraciones	Libre de arenas, polvos, gomas, aceites, glicoles y otras impurezas indeseables

Fuente: ENARGÁS (Ver resolución 622/98 en Anexo 9)

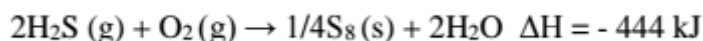
ELIMINACION DE SH₂

A continuación, se describen brevemente las tecnologías utilizadas hasta el momento en la remoción del SH₂ y de otros gases del biogás.

Métodos de adsorción

También llamados de lecho seco, se llevan a cabo sobre un material sólido fijo, sobre el cual el SH₂ es adsorbido por adherencia. Por lo general, los materiales sólidos utilizados como adsorbentes son carbón activado, sílica-gel y tamices moleculares de carbón. Como el proceso de adsorción ocurre sobre la superficie del adsorbente, donde las moléculas son retenidas por fuerzas electrostáticas débiles, la reacción puede verse afectada por la humedad, selectividad, temperatura, presión y presencia de partículas.

El proceso de adsorción que requiere menos energía es el que utiliza carbón activado, porque opera con temperatura y presión menores, donde la reacción se realiza en los poros y el SH₂ reacciona con el oxígeno produciendo azufre y agua, como se muestra en la ecuación.



La adsorción empleando sílica-gel como indicador, también ha permitido la eliminación de SH₂ y CO₂. El cambio de coloración del compuesto indica la saturación del adsorbente que puede ser regenerado calentándolo a 117 °C.

En la actualidad, a nivel mundial, la tecnología de purificación ampliamente usada se denomina PSA14 y utiliza carbón activado. En este proceso de PSA el CO₂ se separa del biogás utilizando procesos de adsorción/desorción a diferentes presiones. El sistema consta de cuatro recipientes llenos de material adsorbente. Durante el proceso, cada recipiente sigue un ciclo de presurización-adsorción-despresurización-desorción. Entonces el biogás entra por la parte inferior del recipiente y a medida que asciende, el material adsorbente capta tanto el CO₂ como el oxígeno y el nitrógeno, hasta obtenerse un gas con un 95 % de CH₄ y con una eficiencia de recuperación de CH₄ presente en el biogás entre un 85% a 90% dependiendo del soporte o material adsorbente en el PSA.

Los métodos de purificación por adsorción presentan la ventaja de ser muy efectivos en la reducción y remoción de contaminantes, sin embargo presentan costos de operación altos, debido al consumo eléctrico de los compresores que alcanza presiones de 100 psi por lo que su aplicación en países en vías de desarrollo se encuentra limitada.

Métodos de separación por membrana

Este método tiene por objetivo "filtrar" el biogás. Así la corriente gaseosa a purificar se desplaza a través de una membrana selectiva, debido a la fuerza motriz generada por diferencias de presión. El factor determinante es la permeabilidad que poseen las moléculas que componen la corriente de gas a purificar.

Los materiales de las membranas son formulados especialmente para separar selectivamente determinados gases, (principalmente CO_2) del CH_4 presentes en el biogás, siendo la permeabilidad de la membrana una función directa de la solubilidad química del gas específico en dicha membrana. Las membranas usadas hasta el presente son muy frágiles y tienen poros excesivamente pequeños, por lo que se requiere que el gas de entrada a las membranas esté limpio de material particulado. Estos sistemas son caros y generalmente se consideran adecuados sólo para aplicaciones a pequeña escala, aunque se han obtenido buenos resultados en estudios a nivel piloto.

Métodos biológicos

Se llevan a cabo mediante la acción de determinados microorganismos tales como bacterias sulfoxidantes que llevan el sulfuro a azufre metálico. Se conocen muchos microorganismos que habitan en lugares húmedos y que son consumidores de SH_2 como fuente nutricional, cubriendo sus alrededores con azufre elemental. Estos tienen preferencia por las aguas residuales y nunca dejan de crecer y multiplicarse mientras las condiciones ambientales lo permitan, pueden vivir tanto en presencia como en ausencia de oxígeno aunque hay ciertos factores que favorecen su crecimiento y desarrollo como son: humedad, presencia de oxígeno, existencia de SH_2 y líquido residual como vector (transportador de bacterias).

Todos los estudios demuestran que el efecto biocatalítico en cuestión se debe al consumo de SH_2 por parte de los microorganismos disminuyendo así su concentración en el biogás. Con el biofiltro percolador se alcanza un alto grado de pureza del biogás, niveles de ácido sulfhídrico hasta aprox. 50 ppm. El biofiltro permite al usuario mayor flexibilidad para su utilización en nuevas tecnologías de conversión energética, por ejemplo: pilas de combustible, biocombustible para vehículos, inserción de biogás en la red de gas natural, además de las ya conocidas como motores de cogeneración. Entre los productos que pueden emplearse como parte esencial del filtro biológico destaca la utilización de algas.

Separación criogénica

El método criogénico de separación implica la separación de la mezcla de gas por condensaciones fraccionadas y destilaciones a bajas temperaturas. El proceso tiene la ventaja de que permite la recuperación del componente puro en forma líquida. En este proceso el biogás crudo es comprimido a aproximadamente 80 bar. La compresión se realiza en múltiples etapas con enfriamiento. El gas comprimido se seca para evitar que se congele durante el proceso de enfriado. El biogás es enfriado por refrigeradores y un intercambiador de calor condensa el CO_2 que es removido en un separador. El CO_2 es además procesado para recuperar el metano disuelto, que es reciclado a la entrada del gas. A partir de este proceso se obtiene más de 97% de metano. Los procesos criogénicos involucran el enfriamiento y la licuefacción del gas para producir la separación y purificación. Hay dos aproximaciones para la limpieza del gas usando etapas criogénicas: licuefacción de metano o licuefacción de dióxido

de carbono. En el caso de la limpieza del biogás, la técnica es más apropiada si se aplica a la licuefacción del metano a partir de una corriente pre tratada de la cual se ha removido el dióxido de carbono. El objetivo básico es remover el nitrógeno que cuando está presente pasa directamente a otras técnicas de limpieza.

Generalmente se emplean varias etapas de intercambio de calor en contracorriente para enfriar la corriente de gas, antes del tratamiento, en una torre de rectificación. La corriente de desecho contiene una mezcla de nitrógeno, principalmente, y una pequeña cantidad de metano residual que se elimina a la atmósfera. La principal desventaja de este método es que es muy costoso y los requerimientos utilitarios son también altos.

Métodos de conversión química

Este método se utiliza cuando se quiere obtener una alta purificación en el gas producido. Esto reduce la concentración de gas indeseable a niveles trazas. Normalmente el método de conversión química se utiliza luego de una buena remoción que se logró con otros métodos. Uno de dichos procesos de conversión es el metanización, en que el CO_2 y el H_2 son convertidos catalíticamente en metano y agua.

El proceso de conversión química es muy caro y no se garantiza en muchas aplicaciones de biogás. Debido a la alta naturaleza exotérmica de las reacciones, la remoción del calor del equipo es la principal preocupación en el diseño del proceso. La gran cantidad de hidrógeno puro requerido también hace que este proceso sea generalmente inadecuado.

Métodos de absorción

Se utilizan ampliamente, debido a la eficiencia y reactividad del sulfuro con la mayoría de los metales. En otros casos, presentan costos relativamente bajos. Los sistemas más empleados son:

Absorción con compuestos de hierro

Se utilizan limallas de hierro colocadas en columnas de purificación que se encuentran humedecidas de forma discontinua con agua y rellenas con otro material por ejemplo aserrín para ayudar a la hidrodinámica del sistema. El proceso opera a distintas presiones, logrando eliminar eficientemente el SH_2 a temperatura ambiente o superiores, con un contenido de humedad de las limallas entre 30 % y 60 %, debiendo realizarse la operación a pH entre 7,5 y 8,5.

Absorción con agua

Se denomina también fregado o limpieza húmeda. El absorbente utilizado es el agua, la cual se pone en contacto con el biogás a purificar en torres o columnas de relleno o de platos donde se efectúa la transferencia de masa del CO_2 y SH_2 al agua que fluye en contracorriente. Las temperaturas de operación rondan la temperatura ambiente, siendo las presiones de trabajo cercanas a 1 Bar.

En este sistema se necesita regenerar el agua cargada de SH_2 , lo que se realiza utilizando una torre donde, de forma instantánea, el CO_2 y el SH_2 pasan al aire circundante, reincorporando el agua al proceso de absorción. El agua regenerada resultante puede ser recirculada y utilizada muchas veces. La principal desventaja de la limpieza del agua es la gran potencia consumida asociada con el bombeo y el manejo de los flujos de recirculación.

Sin tales flujos, el producto producido no tendría una concentración adecuadamente baja de sulfuro de hidrógeno. Este proceso también remueve dióxido de carbono. Este es quizás el método más simple de limpieza de biogás.

Los métodos de absorción fisicoquímicos se utilizan normalmente ya que son métodos poco complejos y requieren poca infraestructura.

Absorción química

La absorción química implica la formación de enlaces químicos reversibles entre el soluto y el solvente. La regeneración del solvente comprende la ruptura de esos enlaces y la correspondiente entrada, relativamente alta, de energía. Los solventes químicos generalmente emplean soluciones acuosas de aminas (mono, di o tri etanolamina) o soluciones acuosas de sales alcalinas (hidróxido de sodio, potasio y calcio).

ELIMINACIÓN DE SILOXANOS

¿Qué son los siloxanos?

Cuando el biogás de vertedero se usa como combustible para la generación de electricidad, algunos de los compuestos traza pueden dañar el motor de combustión, lo que traería consigo la necesidad de una costosa reparación del mismo, así como la interrupción de su servicio.

Existen ciertos compuestos en los R. S. U. como las siliconas, que se encuentran presentes en sellos, tuberías, etc., que se transforman durante su fermentación en siloxanos. Cuando estos compuestos, organo-silicatos, alcanzan altas temperaturas, (como por ejemplo dentro de motores o turbinas), se produce su ruptura dando lugar a compuestos más estables como: SiO_2 , CO_2 y H_2O .

Los siloxanos, en el proceso de combustión del motor de gas, se convierten en silicatos y cuarzo microcristalino. Generalmente, se suelen formar en la parte superior de los cilindros de los motores.

Estos compuestos formados en la combustión, hacen disminuir el volumen de la cámara de combustión a la vez que aumentan la relación de compresión y la tendencia a la detonación. Asimismo, contribuyen a la abrasión del interior del motor. Los compuestos de sílice que se encuentran en el gas de vertedero son:

- Trimetilsilanol
- Hexametilciclotrisiloxano (D3)
- Octametilciclotetrasiloxano (D4)
- Decametilciclopentasiloxano (D5)
- Dodecametilciclohexasiloxano (D6)
- Tetrametilsiloxano
- Pentametildisiloxano
- Hexametildisiloxano (L2)
- Octametiltrisiloxano (L3)
- Decametiltetrasiloxano (L4)

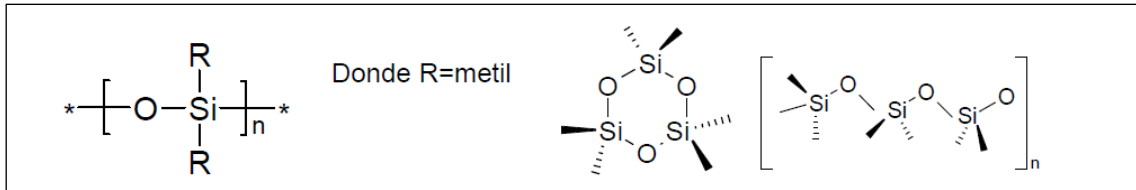


Imagen: Estructura de los siloxanos

No hay actualmente un método universal en el tratamiento del biogás para eliminar o minimizar los siloxanos.

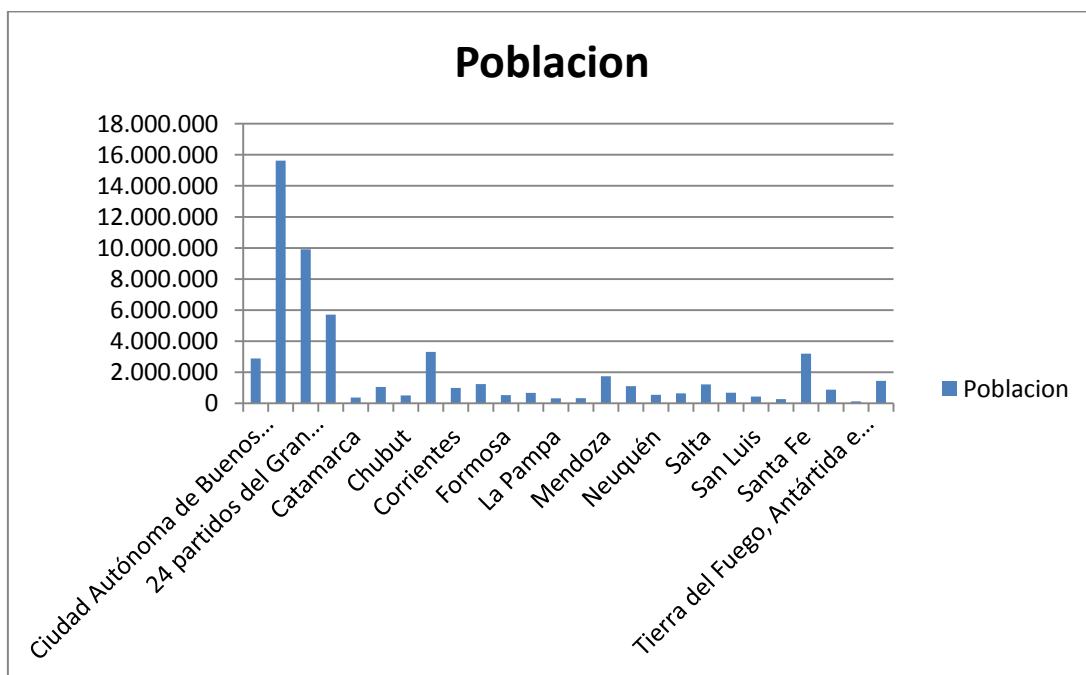
Los tratamientos de filtración con carbón activado reportados por fuentes industriales pueden ser costosos si el carbón gastado no puede ser regenerado, puede incurrirse en costos de disposición muy caros, y los sitios activos en el carbón retienen compuestos halogenados que disminuyen su vida útil.

4. LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA

Para definir la localización de la planta es necesario realizar un análisis de macro y micro localización, teniendo en cuenta factores que intervienen en la región, como por ejemplo las reglamentaciones vigentes, la disponibilidad de materia prima, los insumos y la potencial distribución a los clientes.

MACROLOCALIZACIÓN

Para poder determinar la macrolocalización de planta se recurrió al último censo publicado por el Instituto Nacional de Estadística y Censos (INDEC) en el año 2010 en el cual se observa que la mayor concentración de población del país se encuentra en la provincia de Buenos Aires, ya que se debe tener en cuenta el volumen de desechos generados, que son los que se destinan a los rellenos sanitarios:



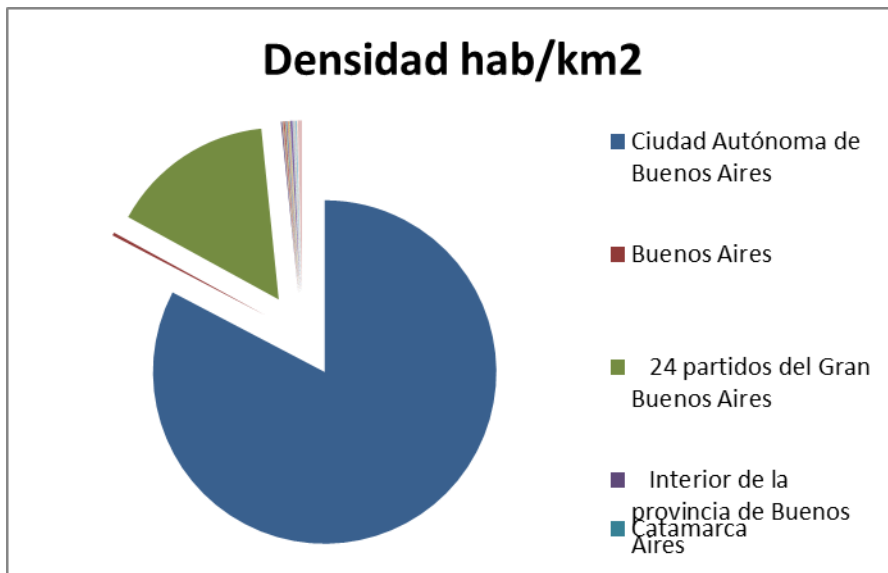


Gráfico: Densidad poblacional en Argentina. Fuente; www.INDEC.gob.ar. Año 2010

En Argentina se producen 12.325.500 toneladas de basura por año. De ellas 4.268.000 son aportadas por la Provincia de Buenos Aires que, a su vez tiene la mayor generación de basura por habitante con 1,52 kg por día (Fuente: www.CEAMSE.gov.ar) Por tal razón, como la materia prima de este proyecto es originada por los desechos urbanos generados por las grandes poblaciones, se radicará la planta de acondicionamiento de biogás en la Provincia de Buenos Aires.

MICROLOCALIZACIÓN

Para poder determinar la microlocalización de la planta, se recurrió al método de ponderación por puntos haciendo una comparación entre el relleno sanitario de González Catán y el de Ensenada.

Los factores determinantes de la selección son:

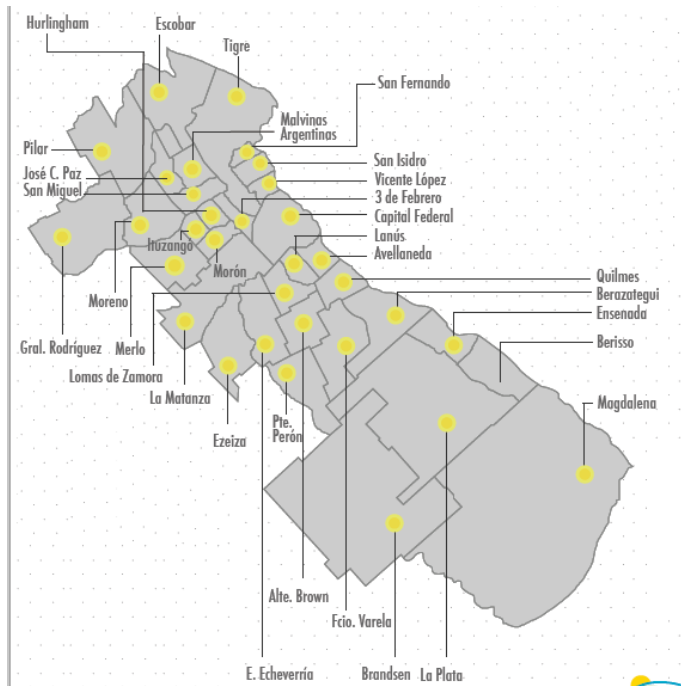
1. Distancia de materia prima.
2. Distancia de ruta provincial.
3. Distancia a central termoeléctrica.
4. Disponibilidad de servicios industriales.

Dentro de la provincia de Buenos Aires, en el Gran Buenos Aires, la empresa a cargo de la gestión de los residuos sólidos urbanos es la Coordinación Ecológica Área Metropolitana Sociedad del Estado, CEAMSE.

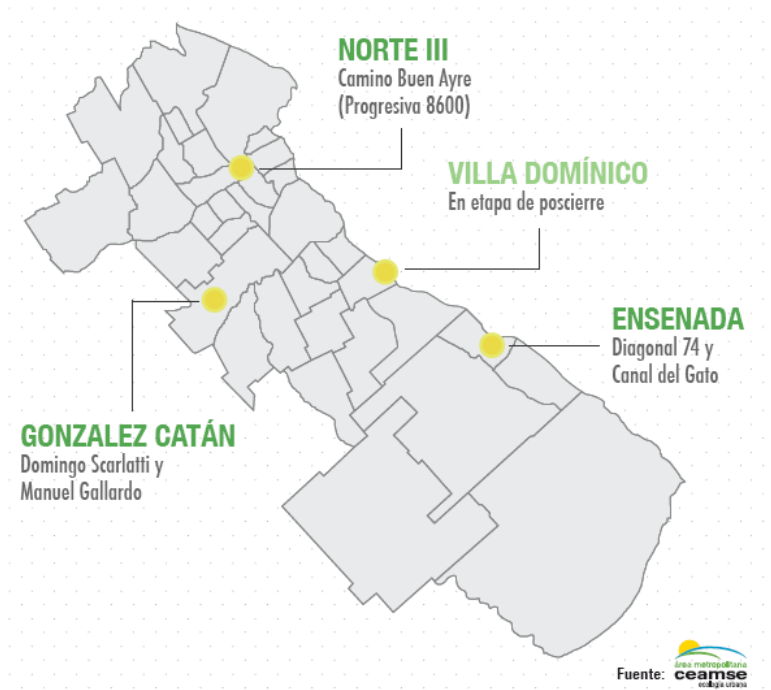
El ámbito geográfico de acción de CEAMSE es el Área Metropolitana de Buenos Aires, conformada por la Ciudad Autónoma de Buenos Aires y los partidos bonaerenses de Almirante Brown, Avellaneda, Berazategui, Berisso, Brandsen, Ensenada, Escobar, Esteban Echeverría, Ezeiza, Florencio Varela, General Rodríguez, General San Martín, Hurlingham, Ituzaingó, José C. Paz, La Matanza, La Plata, Lanús, Lomas de Zamora, Magdalena, Malvinas Argentinas, Merlo, Moreno, Morón, Pilar, Presidente Perón, Quilmes, San Fernando, San Isidro, San Miguel, Tigre, Tres de Febrero y Vicente López.

En conjunto suman cerca de 14,5 millones de habitantes (según el censo 2010), o sea más del 36% de la población argentina, distribuido en una superficie de 8.800 kilómetros cuadrados. Esta zona produce unas 17.000 toneladas diarias de residuos que representan el 40% del total generado en el país y allí están radicadas el 40% de las industrias

En la actualidad CEAMSE tiene a su cargo tres Complejos Ambientales en actividad: Complejo Ambiental Norte III, Complejo ambiental Ensenada y Complejo Ambiental González Catán, y uno en Etapa de poscierre (Complejo Ambiental Villa Domínico).



MAPA DE LOS COMPLEJOS AMBIENTALES



Para determinar la localización de la planta se compararán los factores relevantes para el proyecto en la tabla de abajo.

Se comparó el Complejo ambiental Ensenada con el Complejo ambiental Gonzalez Catán. Como puede apreciarse en la puntuación final obtenida para cada uno, la selección de la localización es el Complejo ambiental Ensenada.

Factor	Peso	González Catán		Ensenada	
		Calificación	Ponderación	Calificación	Ponderación
Disponibilidad de desechos	0,1	6	0,6	5	0,5
Cercanía al consumidor	0,6	1	0,6	8	0,48
Rutas de acceso	0,1	3	0,3	7	0,7
Disponibilidad geográfica	0,2	2	0,4	2	0,4
TOTAL	1		1,9		2,08



Imagen: Ubicación del Complejo Ambiental Ensenada de CEAMSE, y de la Central Térmica de Barragán. Puede verse el Arroyo El Gato y la diagonal 74 (Av Domingo Mercante) que delimitan la zona donde se emplazará la unidad de tratamiento de biogás. Fuente: Google maps



Imagen: Delimitación del área perteneciente a CEAMSE y de la ubicación más adecuada para la planta de tratamiento de biogás Fuente: Google maps.

5. MODELOS PARA ESTIMAR LA CAPACIDAD DE PRODUCCIÓN

Para estimar la capacidad de la planta es necesario saber con la mayor aproximación posible qué cantidad de gas se generará en el relleno sanitario. A tal efecto, existen diferentes modelos de aproximación para estimar cuánto biogás es esperable que se genere en un relleno sanitario en etapa de post cierre, a saber:

MÉTODO A: APROXIMACIÓN SIMPLE

Como su nombre lo indica, es una aproximación gruesa fundamentada en la cantidad de residuos depositada en un relleno. Se basa en una razón empírica entre cantidad de residuos y el flujo de biogás observada en los muchos y variados proyectos de la Convención Marco de las Naciones Unidas sobre el Cambio Climático (UNFCCC).

Es un reflejo de las características del relleno promedio y puede no representar con precisión las distintas características de los residuos así como el clima y otras variables que pueden estar presentes en un relleno específico.

En general, la Agencia de Protección Ambiental (EPA) recomienda utilizar esta regla sólo como un proceso preliminar para determinar si es necesario utilizar métodos más complejos. Esta regla simple de aproximación sólo requiere conocimientos acerca de la cantidad de residuos

depositada en el relleno de interés y se nutre del juicio y experiencia de expertos de la industria.

Se ha establecido que la generación de biogás puede variar entre 0,00312 m³/Kg y 0,0125 m³/Kg de basura depositado al año.

Debido a que este método no considera el paso del tiempo que los residuos llevan depositados, la EPA recomienda comenzar a aplicarle un factor de disminución anual de entre 2% y 3% a la generación de biogás.

MÉTODO B: MODELO DE DEGRADACIÓN DE PRIMER ORDEN

El segundo método simple que plantea la EPA sí puede ser usado para contabilizar el cambio en la tasa de generación de biogás de acuerdo a la vida útil del proyecto de relleno, pero requiere de mayor conocimiento de las características del relleno, al menos en lo que se refiere a las siguientes cinco variables:

1. Promedio anual de recepción de residuos
2. Número de años que el relleno lleva abierto
3. Número de años que el relleno lleva cerrado, sin recibir residuos, si corresponde
4. Potencial de generación de CH₄ de los residuos
5. Tasa de generación anual de CH₄ de los residuos.

El modelo de degradación de primer orden es:

$$Q_{CH_4} = \sum_{i=1}^n \sum_{j=0,1}^1 kL_0 \left(\frac{M_i}{10} \right) e^{-kt_{ij}}$$

Donde:

Q_{CH_4} [m³/año] = Generación anual de metano en el año de cálculo n

i = incremento de un año

n = año de cálculo

j = incremento de 0,1 años

k [años⁻¹] = coeficiente de velocidad de generación de metano

L_0 [m³/Tn] = Potencial de generación de metano

M [Tn] = Masas de residuos aceptada en el año i-ésimo

t_{ij} [años] = Edad de la j-ésima sección de la masa de residuos aceptada en el i-ésimo año

(expresado en decimales. Ej: 3,2 años)

El total de biogás que se genera en el relleno es simplemente la multiplicación por dos de la generación de CH₄ calculada por el modelo, es decir, que se parte de la suposición de que el biogás tiene una composición de 50% de CH₄.

Tanto L₀ como k varían mucho de acuerdo a las características de cada relleno, los residuos recibidos y el clima afectan especialmente al factor k.

Según el Landfill Gas for Energy Program de la EPA, es recomendable utilizar para los factores k y L₀, los rangos de valores mostrados en la siguiente Tabla:

Precipitación (mm/año)	k (1/año)		L ₀ (m ³ /ton)	
	contenido medio de alimentos < o = 50%	contenido alto de alimentos > o = 50%	contenido medio de alimentos < o = 50%	contenido alto de alimentos > o = 50%
0 - 249	0,04	0,043	60	62
250 - 499	0,05	0,053	80	83
500 - 999	0,065	0,69	84	87
1000 - 1999 o Saturado	0,08	0,085	84	87
2000 + o saturado	0,08	0,085	84	87

La EPA, provee de una hoja de cálculo para la generación de biogás que facilita la estimación de la generación, que será explicada y utilizada en detalle en este trabajo. En dicha hoja, la ecuación de generación está simplificada de la siguiente manera:

$$\text{Cantidad de Biogás} = 2L_0R(e^{-kc} - e^{-kt})$$

En general es difícil hacer predicciones precisas sobre el potencial de generación de biogás de un relleno sanitario debido a la variedad de desechos que recibe y a su diferencia de tiempo de descomposición, de allí que se puede anotar que existe una gran incertidumbre asociada a la estimación de las emisiones de CH₄, debido a las características específicas del relleno que se esté estudiando.

La ingeniería y gestión de un relleno influenciarán fuertemente la cantidad de CH₄ que puede ser generado y capturado. Los estándares en cuanto a las características constructivas y operacionales de los rellenos son muy variables entre regiones: los sitios pueden ir desde tiraderos a cielo abierto abandonados sin ningún tipo de sistema de control de biogás o gestión, hasta rellenos de altos estándares de ingeniería con sistemas de recolección y tratamiento de gases y líquidos percolados que operan como complejos reactores anaeróbicos industriales.

Los sistemas de recolección de gases no son 100% eficientes y típicamente su eficiencia máxima se encuentra entre un 70 % a 75%.

Los mayores niveles de recolección generalmente no se mantienen uniformes durante la vida útil de un relleno sanitario.

En la medida que el sitio envejece, la concentración de CH₄ decaerá y el contenido energético del biogás será cada vez menor, al igual que los eventuales peligros y daños que pueda generar.

Por lo mencionado anteriormente, cualquiera de los métodos teóricos para estimar el potencial de generación de biogás de un relleno sanitario tendrá altos grados de imprecisión.

El modelo de degradación de primer orden recomendado por la EPA proveerá de mejores estimaciones mientras mejor sea la información disponible para hacer los cálculos. Adicionalmente, este método es el único utilizable en un estudio general como el del presente

trabajo, donde se determinará el potencial total de generación en un sistema de disposición final de residuos sólidos como el relleno sanitario del Complejo Ensenada.

6. CÁLCULO DE BIOGÁS GENERADO

El cálculo del caudal del biogás generado en el Relleno Sanitario del Complejo Ensenada se realizará siguiendo los dos métodos detallados anteriormente. Para ello, se relevaron los datos necesarios que se deben cargar en la simulación armada por la EPA para calcular la proyección de generación de biogás por el modelo degradación de primer orden.

El relleno Sanitario del Complejo Ensenada inició sus actividades en el año 1982 y cesó a fines de 2017.

El tiempo de vida útil del Complejo Ensenada fue de 35 años, con un crecimiento anual de aproximadamente el 1%, tiempo en el cual se acumularon aproximadamente 6.947.580 toneladas de residuos.

Los datos de acumulación anual de residuos de los últimos años son:

Municipio	2012	2013	2014	2015	2016
Berisso	24.241	23.093	25.057	25.223	24.746
La Plata	167.649	229.391	218.921	173.030	204.754
Ensenada	24.962	28.402	29.105	27.931	28.318
Magdalena	2.398	2.508	2.535	2.768	5.536
Brandsen	6.916	6.040	5.021	5.994	11.988
Total en CEAMSE	226.166	289.434	280.639	234.946	275.342

Tabla: acumulación de residuos en complejo Ensenada por municipio. Fuente: CEAMSE

CÁLCULO POR EL MÉTODO DE APROXIMACIÓN SIMPLE

Se procede a calcular la generación de biogás para el Relleno Sanitario del Complejo Ensenada con el método de aproximación simple.

Según sugiere este método, el extremo inferior de generación es 0,00312 m³/kg y el superior está en 0,0125 m³/Kg. Estos extremos consideran el criterio de peor escenario (PC) y mejor escenario (BC).

Con esto, la generación de biogás en el relleno considerado el año 2016 es:

$$\text{Biogás generado}_{PC} = 0.00312 \frac{\text{m}^3}{\text{kg}} * 6947850 \frac{\text{Tn}}{\text{año}} * \frac{1000\text{kg}}{\text{Tn}} * \frac{1\text{año}}{525600 \text{ min}} = 41,24 \frac{\text{m}^3}{\text{min}}$$

$$\text{Biogás generado}_{BC} = 0.0125 \frac{\text{m}^3}{\text{kg}} * 6947850 \frac{\text{Tn}}{\text{año}} * \frac{1000\text{kg}}{\text{Tn}} * \frac{1\text{año}}{525600 \text{ min}} = 165,23 \frac{\text{m}^3}{\text{min}}$$

El valor de 6.947.850 Tn/año se obtiene de la sumatoria de residuos acumulados desde el año 1982 hasta el año 2016.

Según lo calculado, la cantidad de biogás generado en el Relleno Sanitario de Ceamse Ensenada para el año 2016 oscila entre 41,24 m³ y 165,23 m³ por minuto. Tal como sugiere la EPA, este método no considera el tiempo que los residuos llevan depositados, y por ello recomienda comenzar a aplicarle un factor de disminución anual de entre 2% y 3% a la generación de biogás.

CÁLCULO POR EL MÉTODO DE DEGRADACIÓN DE PRIMER ORDEN

Este modelo tiene mayor precisión que el de aproximación simple, y en el caso específico del Relleno del Complejo Ensenada, se toman en cuenta las siguientes variables: promedio anual de recepción de residuos, número de años que el relleno lleva abierto, potencial de generación de metano de los residuos y tasa de generación anual de metano de los residuos.

$$\text{Cantidad de Biogás} = 2LoR(e^{-kc} - e^{-kt})$$

Los valores de k y L_o, se extraen de la tabla de precipitaciones. Para La Plata y alrededores, las precipitaciones promedio anuales son 260 mm según estudios de la Facultad de Agronomía de la Universidad Nacional de La Plata.

El contenido de residuos de comida se estima en un 40,8% (dato obtenido del sitio web de CEAMSE) por lo que se determina que k y L_o tienen los siguientes valores:

$$k = 0.053$$

$$L_o = 83$$

Reemplazando en la ecuación, tenemos:

$$\text{Cantidad de Biogás} = 283R(e^{-0.053c} - e^{-0.053t})$$

Con estos valores se puede utilizar la hoja de cálculo diseñada por la EPA en el “Modelo centroamericano de biogás versión 1.0” para obtener el resultado (ver Anexo 1).

Tomando en consideración el tipo de sistema de recolección del biogás existente hasta el año 2016, a los valores obtenidos de la ecuación se le agrega un factor de eficiencia del 60% el cual depende de la captación que se realice del biogás.

En la hoja electrónica creada por la EPA y adaptada para Argentina, se ingresan los datos del relleno sanitario a ser modelado.

Como primer dato de ingreso se coloca el valor de las precipitaciones promedio anuales, luego el año de inicio y de cierre de actividades del relleno, el crecimiento estimado de disposición anual y el tipo de relleno sanitario (en actividad o ya cerrado).

Con este Input, la hoja electrónica estima un caudal generado de biogás de 3166 m³/hora para el año 2017 (ver Anexo 1), una disminución progresiva de dicho volumen hasta el 2030:

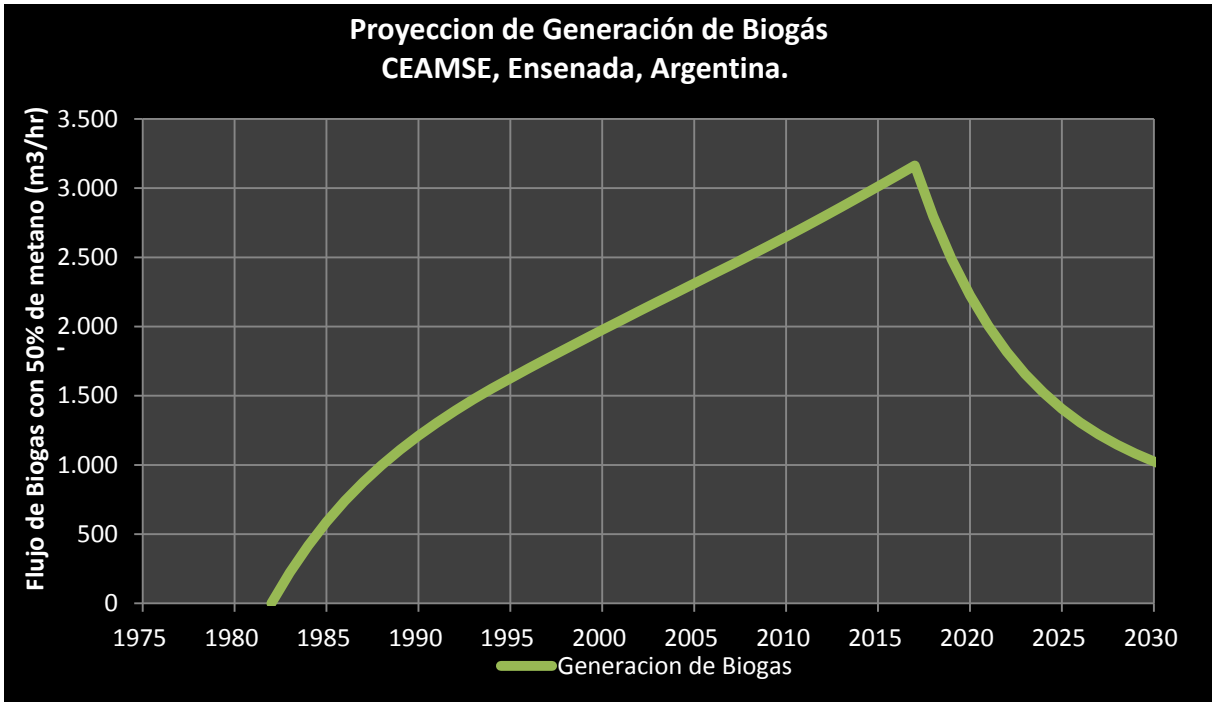


Imagen: Gráfica de la generación de biogás proyectada hasta el año 2030. Fuente: Planilla de cálculo propia, según modelo provisto por la EPA.

CAPÍTULO 4

Evaluación técnica

Anteriormente, en el capítulo 3, se describieron brevemente los principales métodos de purificación del biogás en la actualidad y se calculó a partir de la aproximación de degradación de primer orden la cantidad de biogás que se generará hasta el 2030 en el relleno sanitario seleccionado para instalar el proyecto.

En los siguientes apartados se exponen los diagramas del proceso y la selección de los equipos.

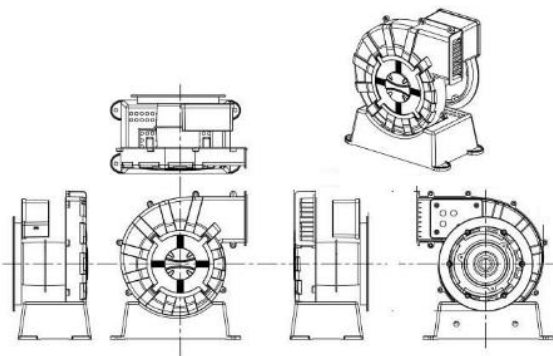
1. DIAGRAMA DE BLOQUES

El proceso de producción de biogás contempla cuatro etapas principales: Extracción, separación de sólidos, eliminación de SH_2 y CO_2 y filtración de siloxanos. Así es posible representar el proceso completo en un diagrama de bloques como el que sigue:



2. EXTRACCIÓN

Para poder extraer el biogás del relleno sanitario es necesario un soplador. Este equipo genera depresión para succionar los gases del cuerpo de relleno, y sobrepresión para mandarlos al sector de purificación.



Principio de funcionamiento: El movimiento de los rotores encierra el aire en el lado de aspiración entre los rotores y la carcasa, y lo empuja hacia el lado de presión sin compresión interna. La cámara de presión se hermetiza sin aceite gracias a la mínima tolerancia que queda entre el rotor y la carcasa. Cuanto mayor sea la precisión con la que se fabrican los pistones y la carcasa, es decir, cuanto mejor sea la estanqueidad, más alto será el rendimiento volumétrico y menor

la temperatura final de soplado. Ambos factores contribuyen a su vez a prolongar la duración del soplador. A medida que avanza el giro del rotor en los sopladores de tres lóbulos, su borde se acerca a una cavidad excéntrica de la carcasa. Este llamado canal de pre-admisión sirve para la compensación de presión progresiva entre el gas de aspiración atrapado en la cámara y el gas que revoca desde el lado de presión. Esa es la razón por la que los sopladores trilobulares generan muchas menos pulsaciones que los de dos. En el caso de los sopladores bilobulares, el gas entra de golpe desde el lado de presión a la cámara de presión.

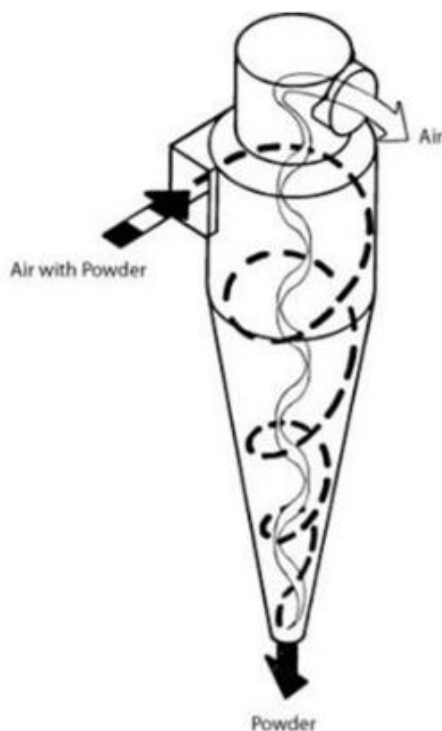
Finalmente el gas sale por la tubería acoplada, empujando contra las resistencias que encuentra en ella.

3. SEPARACIÓN DE SÓLIDOS

El equipo de recolección de sólidos que se usa con mayor frecuencia es el ciclón. Los ciclones remueven el material particulado de la corriente gaseosa, basándose en el principio de impactación inercial, generado por la fuerza centrífuga.

Los ciclones constituyen uno de los medios menos costosos de recolección de sólidos, tanto desde el punto de vista de operación como de la inversión. Estos son básicamente construcciones simples que no cuentan con partes móviles, lo cual facilita las operaciones de mantenimiento; pueden ser hechos de una amplia gama de materiales y pueden ser diseñados para altas temperaturas y presiones de operación.

Los ciclones son adecuados para separar partículas con diámetros mayores de 5 μm ; aunque partículas muchos más pequeñas, en ciertos casos, pueden ser separadas.



Principio de funcionamiento: En un ciclón, la trayectoria del gas comprende un doble vórtice, en donde el gas dibuja una espiral descendente en el lado externo, y ascendente, en el lado interno.

En un ciclón, el gas entra en la cámara superior tangencialmente y desciende en espirales hasta el ápice de la sección cónica; luego, asciende en un segundo espiral, con diámetro más pequeño, y sale por la parte superior a través de un ducto vertical centrado. Los sólidos se mueven radialmente hacia las paredes, se deslizan por las paredes, y son recogidos en la parte inferior. El diseño apropiado de la sección cónica del ciclón obliga al cambio de dirección del vórtice descendente; el vórtice ascendente tiene un radio menor, lo que aumenta las velocidades tangenciales; en el cono se presenta la mayor colección de partículas, especialmente de las partículas pequeñas al reducirse el radio de giro.

Familias de ciclones: el diseño de un ciclón se basa normalmente en familias de ciclones que tienen proporciones definidas. Las principales familias de ciclones de entrada tangencial son: ciclones de alta eficiencia, ciclones convencionales y ciclones de alta capacidad.

Los ciclones de alta eficiencia están diseñados para alcanzar mayor remoción de las partículas pequeñas que los ciclones convencionales. Los ciclones de alta eficiencia pueden remover partículas de 5 μm con eficiencias hasta del 90%, pudiendo alcanzar mayores eficiencias con partículas más grandes. Los ciclones de alta eficiencia tienen mayores caídas de presión, lo cual requiere de mayores costos de energía para mover el gas sucio a través del ciclón.

Por lo general, el diseño del ciclón está determinado por una limitación especificada de caída de presión, en lugar de cumplir con alguna eficiencia de control especificada.

Los ciclones de alta capacidad están garantizados solamente para remover partículas mayores de 20 μm , aunque en cierto grado ocurra la colección de partículas más pequeñas.

Selección de familia de ciclón

Debido a que el diámetro de las partículas es de hasta 15 micrones se seleccionó la familia de ciclones de alta eficiencia que tienen las siguientes características:

Dimensión	Nomenclatura	Tipo de ciclón		
		Stairmand	Swift	Echeverri
Diámetro del ciclón	Dc/Dc	1.0	1.0	1.0
Altura de entrada	a/Dc	0.5	0.44	0.5
Ancho de entrada	b/Dc	0.2	0.21	0.2
Altura de salida	S/Dc	0.5	0.5	0.625
Diámetro de salida	Ds/Dc	0.5	0.4	0.5
Altura parte cilíndrica	h/Dc	1.5	1.4	1.5
Altura parte cónica	z/Dc	2.5	2.5	2.5
Altura total del ciclón	H/Dc	4.0	3.9	4.0
Diámetro salida partículas	B/Dc	0.375	0.4	0.375
Factor de configuración	G	551.22	698.65	585.71
Número cabezas de velocidad	NH	6.4	9.24	6.4
Número de vórtices	N	5.5	6.0	5.5

En particular se utilizará un ciclón de alta eficiencia del tipo Stairmand.

4. ELIMINACION DE SH₂ Y CO₂.

En el Capítulo 3 se enunciaron los métodos de purificación del biogás más utilizados, y se observó que los procesos de absorción físicos y químicos son una opción simple, económica y factible de aplicar.

En las secciones siguientes se analizarán dos tipos diferentes de solventes que se han utilizado por muchos años en la purificación del gas natural (agua y solventes químicos). La diferencia principal radica en que el agua disuelve físicamente al CO₂ y SH₂ que luego son arrastrados reduciendo la presión, sin la aplicación de calor. Por el contrario, los solventes químicos reaccionan con el CO₂ y el SH₂ por lo que necesitan ser regenerados utilizando calor.

SOLVENTE QUÍMICO: AMINAS

Las tecnologías que utilizan alcanolaminas para absorber CO₂ y SH₂ de los gases naturales han sido ampliamente estudiadas desde hace varios años. Algunas de ellas incluso cuentan con capacidades selectivas para absorber SH₂ frente al CO₂. Si bien todas las aminas muestran un grado de selectividad basado en el efecto cinético, la velocidad de reacción del CO₂ disminuye con la sustitución del grupo nitrógeno tal que las aminas primarias reaccionan más rápido que las secundarias y éstas a su vez lo hacen más rápido que las terciarias. En cambio, la velocidad de reacción del SH₂ es tan rápida que el equilibrio es alcanzado efectivamente por todas las aminas.

Dadas las diferencias que existen entre los diferentes tipos de aminas es muy importante poder determinar la solución adecuada para el proceso de valoración de biogás, la cual variará en función de las condiciones de presión y temperatura y también de los niveles de purificación que se pretendan alcanzar. A continuación se hará una breve descripción de las ventajas y desventajas de las aminas más utilizadas:

Monoetanolamina (MEA): Las soluciones de monoetanolaminas son apreciablemente más corrosivas que las soluciones con otras aminas, especialmente si la concentración de aminas excede el 20%. Debido a estos problemas de corrosión, la carga de gas ácido se debe limitar entre 0,3 - 0,35 moles de gas ácido por moles de amina en equipos de acero al carbón. Sin embargo, siguen siendo el solvente preferido en corrientes de gas que contienen bajas concentraciones de SH₂ y CO₂ y especialmente cuando están presentes contaminantes no menores como COS y CS₂

Dietanolamina (DEA): Las soluciones acuosas de dietanolaminas se utilizaron por muchos años en el tratamiento de gases de refinería que normalmente contiene cantidades apreciables de COS y CS₂, además de SH₂ y CO₂. Las aminas secundarias son menos reactivas con COS y CS₂ que las aminas primarias y los productos de reacción son menos corrosivos que en el caso de la MEA. Las soluciones de DEA son normalmente utilizadas en concentraciones entre 25 - 35 % en peso y la carga total de gas ácido está también limitada entre 0,3 - 0,35 moles de gas ácido por moles de amina en equipos de acero al carbón. Una desventaja de las soluciones de dietanolaminas es que para recuperar la solución contaminada puede requerir una destilación al vacío. Otra desventaja es que las DEA se someten a numerosas reacciones irreversibles con el CO₂, formando productos de degradación corrosivos, y por esta razón, las DEA no son una buena opción para el tratamiento de gases que contienen altas concentraciones de CO₂.

Metildietanolamina (MDEA): Las aminas terciarias, especialmente las MDEA, pueden absorber selectivamente SH₂ bajo condiciones de operación apropiadas con bajos tiempos de contacto. Estas soluciones se utilizan, especialmente, cuando la proporción de CO₂ con SH₂ es muy alta. Diversos estudios han comprobado que los solventes selectivos pueden producir concentraciones de SH₂ tan bajas como 4 ppmv en el gas tratado mientras que permite que una gran cantidad de CO₂ pase a través del absorbedor sin ser absorbido.

Debido a su baja presión de vapor, la MDEA puede ser usada en concentraciones entre 20-50 % en peso, sin pérdidas por evaporación apreciables. Además, como son poco corrosivas pueden tener cargas de gas ácido entre 0,7 - 0,8 moles de gas ácido por moles de aminas en equipos de acero al carbón. Otras ventajas de estas aminas sobre las aminas primarias y secundarias incluyen: bajos calores de reacción (alrededor de 600 BTU/lb CO₂ y 522 BTU/lb SH₂) y alta resistencia a la degradación térmica y química.

SOLVENTE AGUA

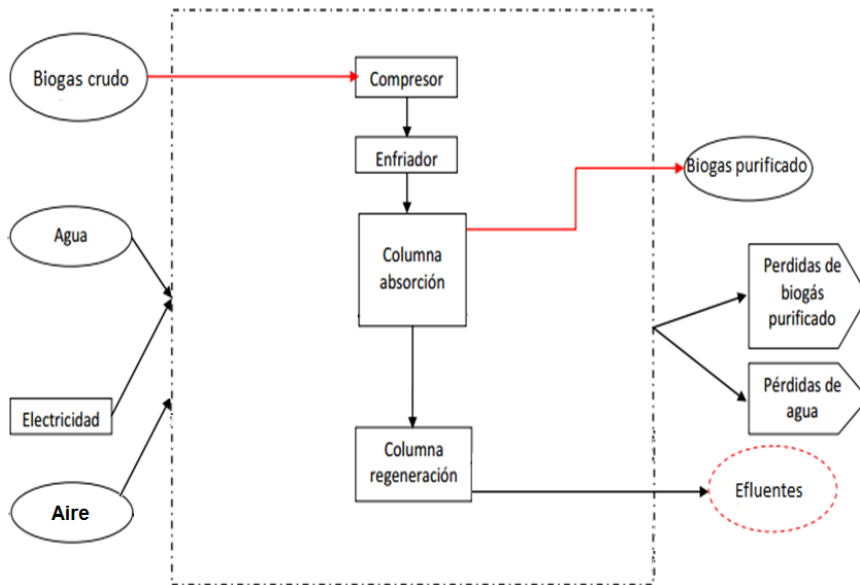
La purificación de gas utilizando agua presurizada como absorbente es un método que ha sido ampliamente investigado y actualmente es muy utilizado en escalas industriales.

La principal ventaja de la utilización de agua como absorbente es su fácil disponibilidad a muy bajo costo. Además es una tecnología simple y versátil que puede remover simultáneamente CO₂ y SH₂ a bajo costo. La remoción de CO₂ y SH₂ en el agua ocurre porque ambos compuestos son más solubles que el CH₄ y la ventaja de este proceso es que ambos compuestos se disuelven en el agua sin que se produzca ninguna reacción química, por lo que la regeneración del solvente se torna más simple.

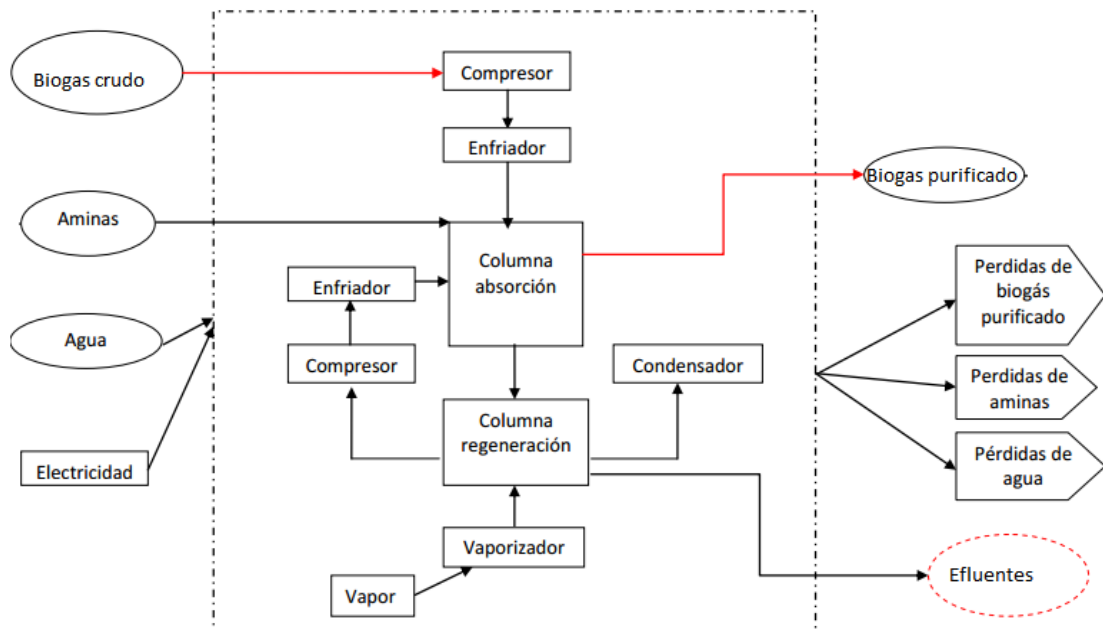
En el proceso de absorción-desorción, el biogás crudo ingresa comprimido en el fondo del absorbedor mientras que el agua, también comprimida, ingresa por la parte superior generando un flujo gas-líquido en contracorriente. La columna puede estar equipada con algún tipo de relleno o simplemente con platos que aumenten la superficie de contacto entre el líquido y el gas. Los gases son absorbidos por el agua y el biogás purificado sale por la parte superior del absorbedor.

COMPARACIÓN DE LOS PROCESOS CON DIFERENTES SOLVENTES

Proceso utilizando agua como solvente:



Proceso utilizando aminas como solvente:



SELECCIÓN DE SOLVENTE

El solvente elegido para la remoción de SH₂ y CO₂ es el agua ya que permite un proceso más sencillo y presenta un menor gasto energético para la remoción que el solvente químico al ser más simple el proceso de regeneración (ver Anexo 2). Por otro lado, en las instalaciones del Complejo Ensenada ya se cuenta con la habilitación de la ADA (Autoridad del Agua) para la extracción y uso de agua de pozo, lo cual representa una ventaja operativa y económica para el proyecto, dado que se podrá hacer uso del recurso.

5. ELIMINACIÓN DE SILOXANOS

Filtros de carbón activado

En algunos casos, el carbón activado se usa para reducir el contenido de compuesto de sílice, pero como los siloxanos son difíciles de desorberse de dicho material, estos lechos adsorbentes se deben cambiar regularmente.

Tecnología patentada: BioGas AutoKleen Siloxane Removal System (BGAK)

El BGAK es una tecnología de la firma PpTek Ltd, que es a su vez una división de la corporación estadounidense Parker Hannifin. Es un sistema de filtración a base de zeolitas que se instala en la línea de suministro de biogás y que ha sido diseñado para filtrar los siloxanos del biogás con alta eficiencia. Las unidades de filtro de siloxano, en condiciones normales, absorberán estos compuestos hasta 5 años antes de que el medio requiera reemplazo.

Este filtro consta de dos unidades filtrantes en paralelo que permiten la operación de una de ellas mientras se regenera la otra con aire caliente que es entregado en temperatura por un compresor integrado al propio sistema Autokleen. El sistema es una pequeña unidad autónoma montada sobre patín y su funcionamiento es totalmente automático.

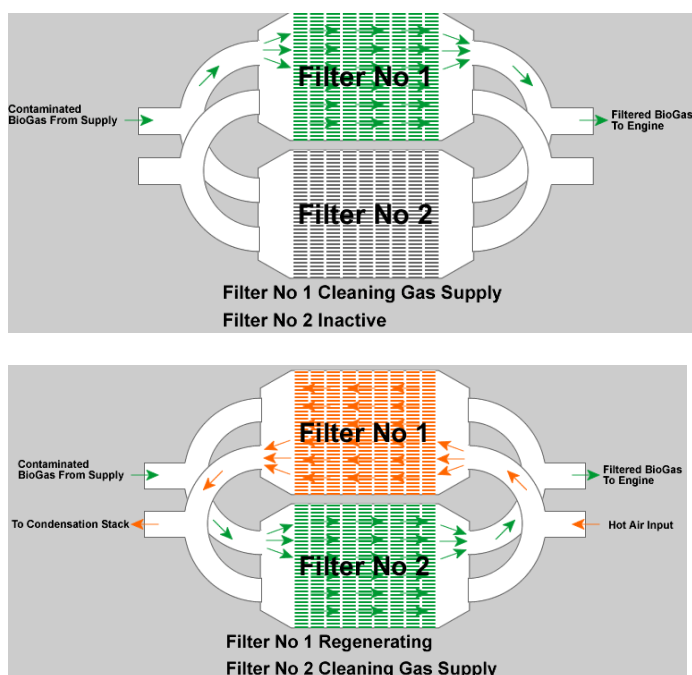


Imagen: Esquema de funcionamiento del BGAK. Fuente: <http://www.parker.com/Literature/Bulletins/BGAKC-MK4-Datasheet.pdf>



Imagen: Modelos de filtros BGAK. Fuente: <http://european-biogas.eu/wp-content/uploads/2015/02/Untitled.png>

Para la eliminación de siloxanos se define entonces utilizar la tecnología BGAK. Dicho filtro es el mismo que se utiliza en la planta de tratamiento de biogás del Complejo Ambiental Norte III y en Argentina se comercializa en varios puntos. Uno de ellos es la firma PROGOM, ubicada en Pilar, provincia de Buenos Aires (Ruta Panamericana Km 54). (Ver detalle en Anexo 11)

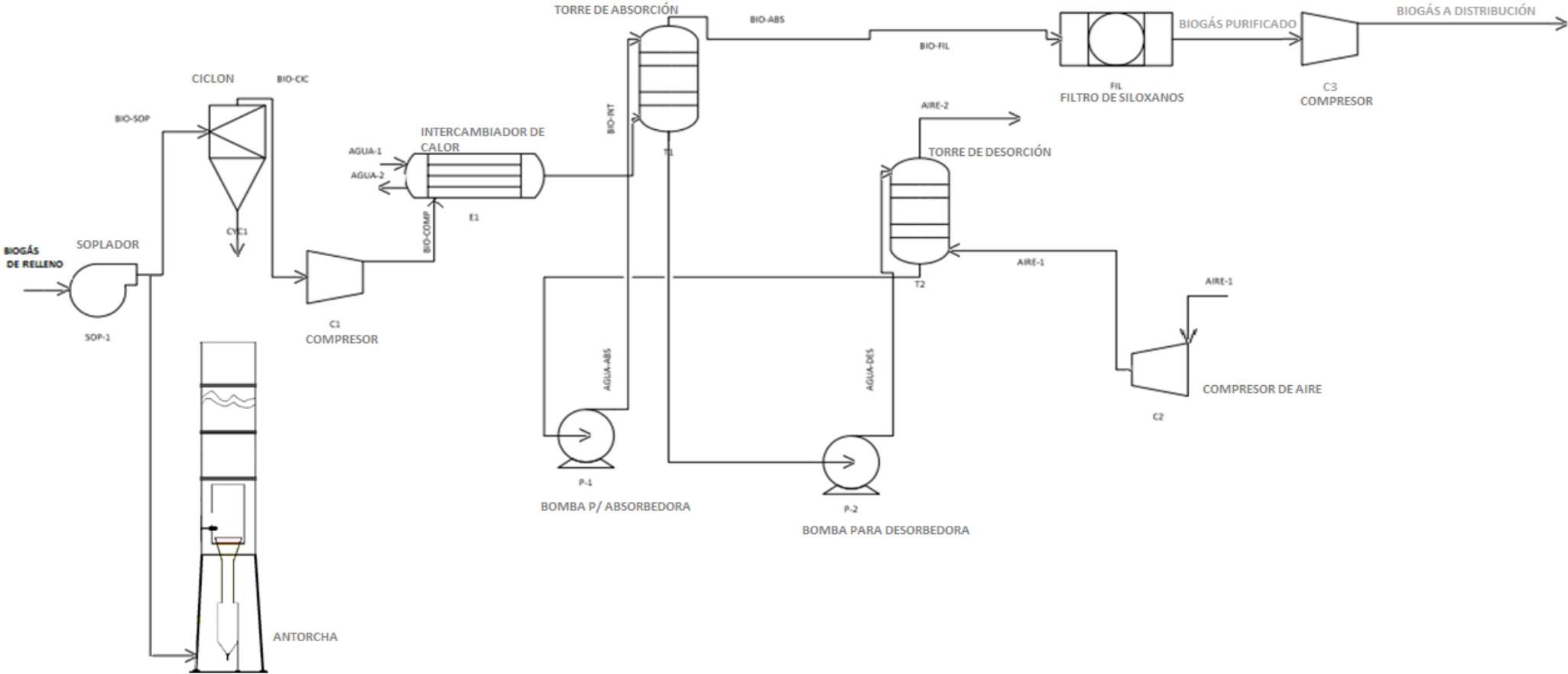
6. DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO

Con la descripción de las etapas del proceso en el diagrama de bloques y con el detalle de los tipos de tecnología existente para cada una y la posterior selección particular, se presenta a continuación el diagrama de flujo o flow sheet de la planta.

En el mismo puede observarse que el proceso inicia con la succión del biogás del relleno sanitario por medio de un solplador. La corriente ingresa a un ciclón, en el que se separan los sólidos y el agua. Luego, el biogás se comprime y se enfría para ingresar a la torre de absorción, en la cual es puesto en contacto con agua en contracorriente a través de un lecho relleno de forma que se absorba el SH_2 . Luego el biogás pasa por el filtro de siloxanos para quedar en especificación y listo para la distribución.

Puede verse en el flow sheet que el agua de la torre de absorción es posteriormente regenerada en una torre de desorción que trabaja con aire comprimido para mantener el circuito cerrado. (Aparte del esquema de la siguiente página, en el Anexo de Planimetría, se encuentra el flow sheet con mayor detalle):

FLOW SHEET



7. SERVICIOS AUXILIARES

Agua (para enfriamiento y para proceso): El agua de enfriamiento para el intercambiador de calor y la requerida en el circuito cerrado de las torres de absorción y desorción es agua de pozo con la que ya cuenta CEAMSE, la cual se extrae gracias a la perforación realizada hasta el nivel del acuífero Puelche.

Respecto al vuelco del agua luego del proceso de intercambio de calor en el intercambiador, por quedar la misma a una temperatura cercana a los 32°C, está permitido el vuelco en las piletas de tratamiento de líquidos lixiviados del complejo, que actualmente procesan 21 m³/h, incrementándose entonces el caudal en 5 m³/h y siendo de ayuda en el proceso por la dilución que se logrará de los lixiviados con agua limpia del intercambiador de calor.

Aire para desorción: El aire requerido en la operación de desorción será suministrado por un compresor que captará el aire atmosférico. El mismo cuenta con un filtro coalescedor integrado para retener sólidos y humedad que pueden estar presentes en el aire bajo condiciones ambientales.

Electricidad: El Complejo Ensenada de la CEAMSE se encuentra en cercanías de la Central Térmica de Barragán. Dicha central cuenta con una línea de alta tensión que parte desde la Central, pasando por el relleno sanitario y luego siguiendo su recorrido por la Autopista Buenos Aires – La Plata hasta la Sub-Estación Hudson.

La Central, además de vincularse con sus conexiones de 220 KV, posee una Sub-Estación (S.E.) propia con dos líneas de 132 KV que son tomadas por la distribuidora local EDELAP (punto de partida para conexión aérea hasta el interconexiónado en el Camino Rivadavia y dos conexiones subterráneas a las subestaciones el Dique y Tolosa).

Para la planta purificadora de biogás, debido a la potencia requerida por los equipos, se tomará energía eléctrica de la S.E. ubicada en la Central Térmica de Barragán, estando a cargo de EDELAP el suministro y la distribución.

La alimentación de 132 KV ingresará a CEAMSE en una S.E. propia con 3 transformadores que reducirán la tensión de 132 KV a de 33 KV. (En el cálculo de los costos directos, se contempla el costo que representará la adaptación y suministro de electricidad de parte de EDELAP como el 15% del total del costo de los equipos).

Antorcha: El predio de CEAMSE cuenta actualmente con una antorcha de llama oculta para cumplimiento de lo establecido por el protocolo de Kyoto en materia de emisiones gaseosas a la atmósfera. Se prevé que esta misma antorcha opere como dispositivo de seguridad para la planta de tratamiento de biogás. De esta forma se cumple adecuadamente con tratamiento del biogás que no es purificado por la planta y que se debe incinerar y con las normas de seguridad necesarias para el procesamiento de gas combustible a presión.

Dimensionamiento de equipos y cálculo del personal requerido

En este capítulo se dimensionarán los equipos a utilizar según el diagrama de flujo de proceso a partir de las condiciones iniciales de biogás, el caudal a tratar y las condiciones finales requeridas y se determinará la disposición física de los mismos.

Al final del capítulo, se detalla el personal requerido y el organigrama.

1. CONSIDERACIÓN SOBRE EL CAUDAL

Se van a dimensionar los equipos y estimar la capacidad para un caudal operativo de 1200 m³/h. Se realiza esta suposición teniendo en cuenta la proyección de generación de biogás en el relleno desde 2017 hasta 2027. Al comienzo del proyecto, se tendrá una generación mayor a la aspirada por el soplador. No se captará el total de biogás generado porque se tendría que almacenar una parte y, dado que no estaría purificado, las condiciones para hacerlo se vuelven muy costosas, ya que sí o sí se debe depurar para poder comprimirlo y reservarlo en un gasómetro. Por otro lado, elegir un caudal de 1200 m³/h permite no tener que buscar flexibilidad de los equipos del proceso, ya que los rangos sobre los cuales trabajan incluyen este valor de caudal, el cual va a ser constante durante el periodo de evaluación del proyecto.

2. SOPLADOR

Para poder realizar el dimensionamiento del soplador es necesario determinar las condiciones de presión y temperatura del biogás contenido en el relleno sanitario e investigar los proveedores de estos equipos específicos para biogás.

La presión a la que se encuentra el biogás en el interior del relleno sanitario es de unos 8-10 mbar, y puede estimarse que la temperatura es cercana a los 23 °C.

Conociendo estos datos, se encontró un proveedor en el país que comercializa sopladores para biogás de la firma italiana MAPRO, que es especialista en equipos para impulsión de gas y biogás.

En base a los catálogos disponibles de MAPRO (ver Anexo 3) en su sitio web (<http://www.maproint.com/it-it/SitePages/Home.aspx>), se realizó la elección del soplador de acuerdo al caudal de extracción requerido.

Se adquirirán dos unidades, uno principal y otro auxiliar para ser utilizado en caso de falla o de intervención por mantenimiento del primero.

2.1 SELECCIÓN DE SOPLADOR EN BASE A FICHA TÉCNICA DE LA FIRMA MAPRO

Caudal de operación: 1152 m³/h

Presión de salida máxima: 50 mbar (5000 Pa)

Frecuencia: 50 Hz – 2900 rpm

Potencia del motor: 11 KW

Salto de temperatura: 2 °C

3. CICLON

Anteriormente en el capítulo 4 se explicó el principio de funcionamiento de los ciclones y se tomó la decisión de utilizar un ciclón de la familia de los de alta eficiencia del tipo Stairmand.

A continuación se detallan los cálculos realizados para el dimensionamiento del ciclón.

3.1 CARACTERÍSTICAS CICLÓN STAIRMAND

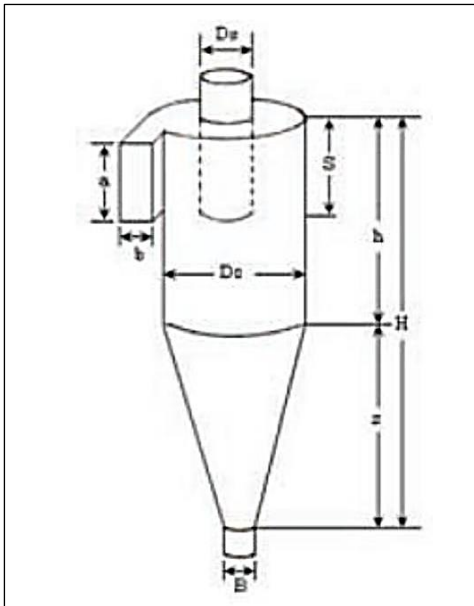


Imagen: Dimensiones de un ciclón

Dimensión	Nomenclatura	Valor
Diámetro del ciclón	Dc	1
Altura de entrada	a/Dc	0,5
Ancho de entrada	b/Dc	0,2
Altura de salida	S/Dc	0,5
Diámetro de salida	Ds/Dc	0,5
Altura parte cilíndrica	h/Dc	1,5
Altura parte cónica	z/Dc	2,5
Altura total del ciclón	H/Dc	4
Diámetro de salida de partículas	B/Dc	0,375
Factor de configuración	G	551,22
Número de cabezas de velocidad	NH	6,4
Numero de vórtices	N	5,5

3.2 DATOS INICIALES

Dimensión	Nombre	Cantidad	Unidad
Velocidad inicial	Vi	22	m/s
Densidad de partícula	ρ_p	1500	Kg/m ³
Temperatura de biogás	T	29	°C
Caudal	Q	0,32	m ³ /s
Presión	P	5000	Pa
Concentración de partículas	C	1,412	g/m ³

Eficiencia requerida	e	95	
Densidad biogás	ρ	1,14	Kg/m ³
Viscosidad	μ	1,40E-05	Kg/m*s

3.3 CÁLCULOS

3.3.1 CÁLCULO DIÁMETRO DEL CICLÓN

Para calcular el diámetro del ciclón se selecciona una velocidad de entrada que está en el intervalo de 15.2 a 27.4 m/s. Para este caso seleccionamos una velocidad de entrada de 22 m/s, que es la suministrada por el soplador. Con este valor se puede determinar el diámetro del ciclón y las otras dimensiones con base en las relaciones establecidas para las familias de ciclones.

Área del ducto de entrada:

$$A = \frac{Q}{v_i} = \frac{0,32 \text{ m}^3/\text{s}}{22 \text{ m/s}} = 0.0145 \text{ m}^2$$

$$A = a \times b$$

Para el ciclón Stairmand:

$$a = 0.5 \times D_c$$

$$b = 0.2 \times D_c$$

$$A = a \times b = (0.5 \times D_c) \times (0.2 \times D_c) = 0.0145$$

Entonces:

$$D_c = \sqrt{\frac{A}{0,5 * 0,2}} = \sqrt{\frac{0.0145 \text{ m}^2}{0,5 * 0,2}} = 0.38 \text{ m}$$

Las otras dimensiones se hallan con base en las proporciones propuestas:

Altura de entrada al ciclón (a):

$$a = 0.5 \times D_c = 0.5 \times 0.38 \text{ m} = 0.19 \text{ m}$$

Ancho de entrada al ciclón (b):

$$b = 0.2 \times D_c = 0.2 \times 0.38 \text{ m} = 0.076 \text{ m}$$

Altura de salida del ciclón (S):

$$S = 0.5 \times D_c = 0.5 \times 0.38 \text{ m} = 0.19 \text{ m}$$

Diámetro de salida del ciclón (Ds):

$$D_s = 0.5 \times D_c = 0.5 \times 0.38 \text{ m} = 0.19 \text{ m}$$

Altura parte cilíndrica del ciclón (h):

$$h = 1.5 \times 0.38 \text{ m} = 0.57 \text{ m}$$

Altura total del ciclón (H):

$$H = 4 \times D_c = 4 \times 0.38 \text{ m} = 1.52 \text{ m}$$

Altura parte cónica del ciclón (z):

$$z = 2.5 \times D_c = 2.5 \times 0.38 \text{ m} = 0.95 \text{ m}$$

Diámetro salida del polvo (B):

$$B = 0.375 \times D_c = 0.375 \times 0.38 \text{ m} = 0.14 \text{ m}$$

3.3.2 CÁLCULO DE LA EFICIENCIA DEL CICLÓN

No existe un método teórico sencillo que permita el cálculo de la eficiencia (definido como el porcentaje de la masa de partículas entrante que es separado en el ciclón) de forma exacta. Esto es, en parte, debido a que, en la práctica, partículas pequeñas que teóricamente deberían salir con el gas, debido a la aglomeración y al barrido y choque con partículas mayores, serán capturadas; mientras, partículas grandes que deberían ser retenidas rebotarán contra las paredes o serán capturadas por turbulencias, escapándose del ciclón.

La teoría de Leith y Licht es la que mejor se adapta al comportamiento experimental. Esta teoría predice las eficiencias de colección de material particulado, basándose en las propiedades físicas del material particulado y el gas de arrastre, y en las relaciones entre proporciones del ciclón.

Para hallar la relación de velocidades se requiere primero estimar la velocidad equivalente y luego la velocidad de saltación.

Velocidad equivalente (W):

$$W = \sqrt[3]{\frac{4 * g * \mu * (\rho_p - \rho)}{3 * \rho^2}}$$

Suponiendo que la corriente gaseosa es biogás, estas son las propiedades del mismo a 25 °C y 4796 Pa:

$$\rho = 1.14 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}$$

$$\mu = 1.40 \times 10^{-5} \frac{\text{Kg}}{\text{m.s}}$$

$$W = \sqrt[3]{\frac{4 * g * \mu * (\rho_p - \rho)}{3 * \rho^2}} = \sqrt[3]{\frac{4 * 9.8 * 1.4 \times 10^{-5} * (1500 - 1.14)}{3 * 1.14^2}} = 0.59 \text{ m/s}$$

Velocidad de saltación (Vs)

$$V_s = \frac{4,913 * W * K_b^{0.4} * D_c^{0,067} * \sqrt[3]{V_i^2}}{\sqrt[3]{1 - K_b}}$$

Siendo $K_b = b/D_c = 0.076 / 0.19 = 0.2$

$$V_s = \frac{4.913 \times 0.59 \times 0.2^{0.4} \times 0.19^{0.067} \times \sqrt[3]{22^2}}{\sqrt[3]{1 - 0.2}} = 12.18 \text{ m/s}$$

Relación entre velocidades:

$$\frac{V_i}{V_s} = \frac{22}{12.18} = 1.8$$

Una vez calculada la relación de velocidades, se necesita determinar el factor de configuración, el tiempo de relajación y el exponente de vórtice.

Volumen del ciclón evaluado sobre la salida (V_{sc})

$$V_{sc} = \frac{\pi}{4} \times (S - \frac{a}{2}) \times (D_c^2 - D_s^2) = \frac{\pi}{4} \times (0.19 - \frac{0.19}{2}) \times (0.38^2 - 0.19^2) = 0.008$$

Longitud natural del ciclón (L): corresponde a longitud necesaria para iniciar el vórtice ascendente, tomada desde la altura superior del ciclón. La longitud natural del ciclón es común para cada familia de ciclones.

$$L = 2,3 * D_s * \sqrt[3]{\frac{D_c^2}{a * b}} = 2.3 \times 0.19 \times \sqrt[3]{\frac{0.38^2}{0.19 \times 0.076}} = 0.94 \text{ m}$$

Condición:

$$L < H - S$$

$$0.94 \text{ m} < 1.52 \text{ m} - 0.19 \text{ m}$$

$$0.94 \text{ m} < 1.33 \text{ m}$$

Ya que cumple la condición, calculamos el volumen evaluado sobre la longitud natural del ciclón:

Factor de dimensiones lineales (K_L)

$$K_L = D_c - (D_c - B) * \left[\frac{S+L-h}{z} \right] = 0.38 - (0.38 - 0.14) \times \left[\frac{0.19+0.94-0.57}{0.95} \right] = 0.24 \text{ m}$$

Volumen del ciclón evaluado sobre la longitud natural (VR)

$$V_R = \frac{\pi}{4} \times D_c^2 \times (h - S) + \frac{\pi}{12} * D_c^2 \times (L + S-h) \times \left[1 + \frac{K_L}{D_c} + \left(\frac{K_L}{D_c} \right)^2 \right] - \frac{\pi}{4} \times D_s^2 \times L$$

$$V_R = \frac{\pi}{4} \times 0.38^2 \times (0.57 - 0.19) + \frac{\pi}{12} * 0.19^2 \times (0.94 + 0.19 - 0.57) \times \left[1 + \frac{0.24}{0.38} + \left(\frac{0.24}{0.38} \right)^2 \right] - \frac{\pi}{4} \times 0.19^2 \times 0.94$$

$$VR = 0.06 \text{ m}^3$$

Factor dimensional de las proporciones volumétricas del ciclón (Kc):

$$Kc = (Vsc + \frac{VR}{2}) / Dc^3$$

$$Kc = (0.08 + \frac{0.06}{2}) / 0.38^3 = 0.68 \text{ m}^3$$

Relación entre la altura de entrada y el diámetro del ciclón (Ka):

$$Ka = \frac{a}{Dc} = 0.19 / 0.38 = 0.5$$

Relación entre la base de entrada y el diámetro del ciclón (Kb)

$$Kb = \frac{b}{Dc} = 0.07 / 0.38 = 0.2$$

Factor de configuración: resulta de relacionar algunas proporciones normalizadas por el diámetro del ciclón; la ecuación siguiente nos presenta el factor de configuración (G):

$$G = \frac{8 * Kc}{(Ka * Kb)^2} = \frac{8 * 0.68}{(0.5 * 0.2)^2} = 550.93$$

Exponente del vórtice: resulta de relacionar la velocidad tangencial y el radio de giro de un movimiento en forma de vórtice. Los análisis teóricos revelan que debe ser igual a 1.0 en ausencia de fricción de pared (vórtice libre). No obstante, las mediciones reales señalan que puede variar de 0.5 a 0.7 de acuerdo con el tamaño del ciclón y la temperatura

$$n = 1 - (1 - 0.67 * Dc^{0.14}) * \left[\frac{T}{283} \right]^{0.3}$$

$$n = 1 - (1 - 0.67 * 0.38^{0.14}) * \left[\frac{53+237}{283} \right]^{0.3} = 0.56$$

Tiempo de relajación (Ti): es el tiempo necesario para que una partícula alcance la velocidad terminal de caída

$$Ti = \frac{\rho p * Dp^2}{18\mu}$$

Para una partícula de $Dp = 7.5 \times 10^{-5} \text{ m}$ tenemos:

$$Ti = \frac{1500 * (7.5 \times 10^{-5})^2}{18 * 1.4 \times 10^{-5}} = 3.35 \times 10^{-2}$$

Los tiempos de relajación para los demás tamaños de partículas se reportan en la tabla siguiente:

Tamaño (µm)		mi	Dp	Ti
5	10	45	7,50E-05	0,03
10	30	25	0,00002	0,00
30	50	15	0,00004	0,01
50	70	10	6,00E-05	0,02
70	100	5	8,50E-05	0,04

Eficiencia fraccional por intervalos de tamaño:

$$n_i = 1 - e \left[-2x \left(\frac{Gx Ti x Q x (n + 1)}{Dc^3} \right)^{0.5} \right]^{n+1}$$

Para una partícula de $D_p = 7.5 \times 10^{-5}$ m tenemos

$$n_i = 1 - e \left[-2x \left(\frac{550.93x 3.35E - 2 x 0.32 x (0.56 + 1)}{Dc^3} \right)^{0.5} \right]^{0.56+1} = 0.99$$

Las eficiencias fraccionales por intervalos de tamaño para los demás tamaños de partículas se reportan en la tabla siguiente:

Tamaño (µm)		mi	Dp	ni
5	10	45	7,50E-05	0,99996389
10	30	25	0,00002	0,98774276
30	50	15	0,00004	0,99894013
50	70	10	6,00E-05	0,9998597
70	100	5	8,50E-05	1

Eficiencia total:

$$n_t = \sum n_i x m_i$$

En la siguiente tabla se detalla la eficiencia total

Tamaño (µm)		mi	Dp	Ti	ni	ni x mi
5	10	45	7,50E-05	3,35E-02	0,99996389	44,9983752
10	30	25	0,00002	2,38E-03	0,98774276	24,6935689
30	50	15	0,00004	9,52E-03	0,99894013	14,9841019
50	70	10	6,00E-05	2,14E-02	0,9998597	9,99859701
70	100	5	8,50E-05	4,30E-02	1	5
					Eficiencia total	99,674643

3.3.3 CÁLCULO DE PÉRDIDA DE PRESIÓN

La caída de presión es un parámetro importante debido a que relaciona directamente los costos de operación. La caída de presión en un ciclón puede deberse a las pérdidas a la entrada y salida, y pérdidas de energía cinética y fricción en el ciclón.

Las eficiencias de remoción en un ciclón se pueden aumentar al incrementar las velocidades de entrada, pero esto también incrementa las caídas de presión. A mayor pérdida de presión aumentan los requerimientos de potencia en el soplador y, por lo tanto, mayor consumo de energía. Existen diferentes ecuaciones para calcular la pérdida de presión en un ciclón.

Las pérdidas de presión menores a 2488.16 pascales (10 in H₂O) son generalmente aceptadas.

Una de las ecuaciones para calcular la pérdida de presión en un ciclón es la desarrollada por Shepherd y Lapple.

$$\Delta P = \frac{1}{2} * \rho * Vi^2 * N_H$$

Para determinar la pérdida de presión que se genera en el ciclón es necesario conocer el número de cabezas de velocidad (N_H)

$$N_H = K * \frac{a * b}{D_S^2}$$

Donde K es una constante que para el caso de entrada tangencial es igual a 16

$$N_H = 16 * \frac{0.19 * 0.07}{0.19^2} = 6.4$$

Por lo tanto la pérdida de presión es:

$$\Delta P = \frac{1}{2} * 1500 * 22^2 * 6.4 = 1970.63 \text{ Pa}$$

3.3.4 RESUMEN DE CÁLCULOS REALIZADOS

Dimensión	Nombre	Unidad	Cantidad
Área de entrada	A	m ²	0,01454545
Área de entrada	A	m ²	0,01454545
Altura entrada del ciclón	a	m	0,19069252
Ancho de entrada del ciclón	b	m	0,07627701
Diámetro del ciclón	Dc	m	0,38138504
Altura de salida del ciclón	S	m	0,19069252
Diámetro de salida del ciclón	Ds	m	0,19069252
Altura parte cilíndrica	h	m	0,57207755
Altura total del ciclón	H	m	1,52554014
Altura parte cónica	z	m	0,95346259
Diámetro de salida partícula	B	m	0,14301939
Velocidad equivalente	W	m/s	0,59531671
Velocidad de saltación	Vs	m/s	12,1817586
Relación entre entrada y salida del ciclón	Kb	-	0,2

Relación entre velocidades	V_i/V_s	-	1,80597898
Volumen del ciclón a la salida	V_{sc}	m/s	0,00816511
Longitud natural del ciclón	L	m	0,94491952
Factor de dimensión lineal	K_L		0,24050141
Volumen evaluado sobre L	V_R	m ³	0,06007706
Factor dimensional de proporciones volumétricas	K_c	m ³	0,68867416
Relación entre altura de entrada y diámetro de ciclón	K_a	-	0,5
Relación entre ancho de entrada y diámetro de ciclón	K_b	-	0,2
Factor de configuración	G	-	550,939329
Exponente del vórtice	η	-	0,56744603
Tiempo de relajación	T_i	S	
Número de cabezas de velocidad	N_H	-	6,4
Pérdida de presión	ΔP	Pa	1970,63
Número de vórtices	N	-	5,5

4 COMPRESOR DE BIOGÁS

La corriente de biogás libre de partículas sólidas y humedad que abandona el ciclón debe comprimirse para la correcta operación de la torre de absorción. Esta operación requiere que el biogás ingrese a no menos de 2 atm de presión absoluta (101325 Pa de presión manométrica).

Para seleccionar adecuadamente el compresor, estableció la presión de entrada al mismo como la resta entre la presión entregada por el soplador y la pérdida de presión en el ciclón se procedió a calcular la relación de compresión según las siguientes condiciones de entrada del biogás al mismo:

Condiciones de entrada al compresor		
Dimensión	Cantidad	Unidad
Temperatura	326	K
Presión	3030	Pa
Caudal	0,32	m ³ /s
Diámetro cañería	7	pulgadas
C_p	35,941	J/ mol.K
C_v	27,531	J/mol.K

Cálculo de relación de compresión RC			
Presión (Pa)	Manométrica	Atmosférica	Absoluta
P1	3030	101325	104355
P2	101325	101325	202650

Con estos datos, se seleccionó el modelo R140 G de compresor de biogás de la firma MAPRO, (ver Anexo 4).

De acuerdo a la relación de compresión en el equipo se calculará la temperatura de salida del biogás comprimido:

Relación de compresión	Resultado
$RC = P2/P1 = 301$	1,94

Temperatura de salida	Resultado
$T2 = T1 * RC^{\frac{k-1}{k}}$	380K=107°C
$k = Cp/Cv$	1,30

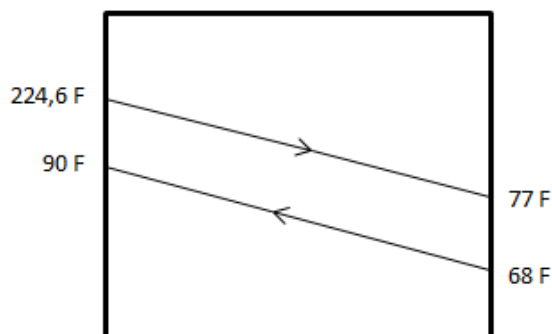
5 INTERCAMBIADOR DE CALOR

La operación en la torre de desorción se hará a 25°C. Para ello, es necesario enfriar el biogás de entrada, el cual incrementa su temperatura luego de la compresión. Para el servicio se diseñará un intercambiador de coraza y tubos que enfriará el biogás utilizando agua de pozo que se extrae a 20°C, siguiendo el método Kern. Para facilitar el cálculo, se trabajarán las unidades correspondientes en el sistema inglés:

Condiciones de proceso:

FLUIDO CALIENTE: BIOGÁS		FLUIDO FRIO: AGUA	
Propiedad	Valor	Propiedad	Valor
T entrada (F) = T ₁	224,6	T entrada (F) = t ₁	68
T salida (F) = T ₂	77	T salida (F) = t ₂	90
Caudal (lb/h) = W _b	2883,07	Caudal (lb/h) = W _a	A calcular
Calor específico (BTU/lb F) = C	0,6	Calor específico (BTU/lb F) = c	1

Esquema de intercambio térmico:



5.1 Balance de calor y caudal de agua

Coraza (Agua):

$$Q = w_s c_{ps} (t_1 - t_2)$$

$$w_s = \frac{Q}{c_{ps} (t_2 - t_1)}$$

$$w_s = \frac{255324,6 \frac{\text{Btu}}{\text{h}}}{1 \frac{\text{Btu}}{\text{lb} \cdot ^\circ\text{F}} (90^\circ\text{F} - 68^\circ\text{F})}$$

$$w_s = 11605,66 \text{ lb/h}$$

Tubos (Biogás):

$$Q = w_t c_{pt} (T_2 - T_1)$$

$$Q = 2883,7 * 0,6(224,6 - 77)$$

$$Q = 255324,6 \text{ BTU/h}$$

Diferencia verdadera de temperatura Δt

	FLUIDO CALIENTE	FLUIDO FRIO	DDIFERENCIAS	VALOR
Alta temperatura (F)	224,6	90	Δt_2	134,6
Baja temperatura (F)	77	68	Δt_1	9
Diferencia (F)	147,6	22	$\Delta t_2 - \Delta t_1$	125,6

$$MLDT = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2,3 \log\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)} = \frac{125,6}{2,3 \log\left(\frac{134,6}{9}\right)} = 46,48 \text{ F}$$

$$R = \frac{T_2 - T_1}{t_2 - t_1} = \frac{224,6 - 77}{90 - 68} = 6,7$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - T_1} = \frac{90 - 68}{224,6 - 68} = 0,14$$

Con R y S se obtiene el factor de corrección Ft para la MLTD (ver Anexo 15, figura 1) , habiendo definido: 1 paso por coraza y 8 pasos por tubos, Ft es:

$$F_t = 0,78$$

$$\Delta t_e = F_t * MLDT = 0,78 * 46,48 = 36,25 \text{ F}$$

Temperatura promedio para evaluar las propiedades físicas de los fluidos

Fluido caliente: Biogás

$$T_a = \frac{(T_1 + T_2)}{2} = \frac{(224,6 + 77)}{2} = 150,8 \text{ F}$$

Fluido frío: Agua

$$t_a = \frac{(t_1 + t_2)}{2} = \frac{(68 + 90)}{2} = 79 \text{ F}$$

Propiedad	Lado Tubo		Lado Coraza	
	Fluido Caliente		Fluido Frío	
Fluido	Gaseoso		Líquido	
Tipo	Biogás		Agua	
Flujo Másico	2883,5	lb-h	255324,6	lb-h
T Entrada	224,6	°F	68	°F
T Salida	77	°F	90	°F
Cp	0,6	BTU/lb °F	1	BTU/lb °F
ρ	6,93	lb/ft ³	62,4	lb/ft ³
μ	0,033	Lb/m s	1,936	Lb/m s
K	0,01	BTU/ft °F h	0,33	BTU/ft °F h

Estimación del Coeficiente Global de Transferencia de Calor Sucio U_d

$$U_d = 50 \frac{\text{Btu}}{\text{h pie}^2 \text{ °F}}$$

Cálculo del área mínima requerida A_r :

$$A_r = \frac{Q}{U_d \Delta t_e}$$

$$A_r = \frac{255324,6 \text{ Btu/h}}{50 \frac{\text{Btu}}{\text{h pie}^2 \text{ °F}} 36,25 \text{ °F}}$$

$$A_r = 140,86 \text{ pie}^2$$

Cálculo del número de tubos N_t :

$$N_t = \frac{A_r}{a''L}$$

Para tubos de longitud $L = 10$ pies y diámetro externo $OD_t = \frac{3}{4}$ " (0,0625 pie), BWG 16, la superficie por pie lineal, a'' , es 0,1963 pie^2 (ver Anexo 15, figura 2)

El área de un tubo A_t es

$$A_t = \pi OD_t L = \pi * 0,0625 \text{ pie} * 10 \text{ pie}$$

$$A_t = 1,96 \text{ pie}^2$$

Número de tubos totales, N_t :

$$N_t = \frac{A_r}{A_t}$$

$$N_t = \frac{140,86 \text{ pie}^2}{1,96 \text{ pie}^2}$$

$$N_t \approx 72$$

Se selecciona un equipo estándar con las siguientes dimensiones y características:

Coraza:

N° de corazas: 1

ID_s = 12 plg

Pasos, n_s = 1

Espaciado entre bafles, B = 2,00 plg

Corte de bafle: 25 %

Coraza:

Area de flujo, a_s:

$$a_s = \frac{ID_s * C' * B}{144 * Pt}$$
$$a_s = \frac{12 \text{ plg} * 0,25 \text{ plg} * 2 \text{ plg}}{144 * 1 \text{ plg}}$$

$$a_s = 0,0417 \text{ pie}^2$$

Velocidad másica, G_s:

$$G_s = \frac{w_s}{a_s}$$

$$G_s = \frac{11605,66 \text{ lb/h}}{0,0417 \text{ pie}^2}$$

$$G_s = 278535 \frac{\text{lb}}{\text{h pie}^2}$$

Número de Reynolds, Re_s:

$$Re_s = \frac{G_s D_e}{\mu}$$

$$D_e = 0,0608 \text{ pie}$$

$$Re_s = \frac{278535 \frac{\text{lb}}{\text{h pie}^2} * 0,0608 \text{ pie}}{1,936 \text{ lb/pie h}}$$

$$Re_s = 8752,2$$

Con Re_s 8752,2 se obtiene el factor de fricción por coraza (ver Anexo 15, figura 4)

$$f_s = 0,0025$$

Pérdida de carga, Δp_s:

$$\Delta p_s = \frac{f_s G_s^2 D_s (N_c + 1) n_s}{5,22 \cdot 10^{10} D_e s \phi_s}$$

Gravedad específica, s:

$$s = 1$$

Tubos:

N_t = 78

L_t = 10,00 pie

OD_t: ¾ plg, BWG 16

Pasos: n_t = 8

Arreglo: triángulo, P_t = 1 plg

Tubos:

Area de flujo, a_f:

$$ID_t = 0,620 \text{ plg} * \frac{1 \text{ pie}}{12 \text{ plg}} = 0,0516 \text{ pie}$$

$$a_t = \frac{\pi ID_t^2 N_t}{4 n_t}$$

$$a_t = \frac{\pi (0,0516 \text{ pie})^2 78}{4 * 8} = 0,020 \text{ pie}^2$$

Velocidad másica, G_t:

$$G_t = \frac{w_t}{a_f}$$

$$G_t = \frac{2883,5 \text{ lb/h}}{0,020 \text{ pie}^2}$$

$$G_t = 144175 \frac{\text{lb}}{\text{h pie}^2}$$

Número de Reynolds, Re_t:

$$Re_t = \frac{G_t ID_t}{\mu_t}$$

$$Re_t = \frac{144175 \frac{\text{lb}}{\text{h pie}^2} * 0,0516 \text{ pie}}{0,033 \text{ lb/pie h}}$$

$$Re_t = 255437$$

Con Re_t 255437 se obtiene el factor de fricción por tubos (ver Anexo 15, figura 3)

$$f_t = 0,00013$$

Velocidad media del fluido dentro de los tubos, V_t:

$$V_t = \frac{w_t}{a_t \rho_t}$$

$$V_t = \frac{2883,5 \text{ lb/h}}{0,020 \text{ pie}^2 * 6,93 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}} * \frac{1 \text{ h}}{3.600 \text{ s}}$$

Coraza:

Número de cruces, $N_c + 1$:

$$N_c + 1 = 12 \frac{L_t}{B} = 12 \frac{10}{2} = 60$$

Razón de viscosidad, ϕ_s :

$$\phi_s = \left(\frac{\mu_s}{\mu_w} \right)^{0,14} \cong 1,00$$

Pérdida de carga por coraza, Δp_s :

Con diámetro interno de coraza:

$$D_s = \frac{ID_s}{12} = \frac{12 \text{ plg}}{12 \text{ plg/pie}} = 1 \text{ pie}$$

$$\Delta p_s = \frac{0,0025 * \left(278535 \frac{\text{lb}}{\text{h pie}^2} \right)^2 * 1 * 60 * 1}{5,22 * 10^{10} * 0,0608 \text{ pie} * 1 * 1}$$

$$\Delta p_s = 3,6 \text{ psi}$$

Cálculo del Coeficiente Pelicular Externo, h_0 :

Para $Re_s = 8725,2$ el régimen resulta turbulento por lo que se obtiene el factor j_H de Colburn para el lado de la coraza: $j_H = 50$ (ver Anexo 15, figura 5)

Coeficiente Pelicular Externo, h_0 :

$$h_0 = \frac{j_H k_s}{D_e} \left(\frac{C\mu}{k} \right)_s^{+1/3} \left(\frac{\mu_s}{\mu_w} \right)^{+0,14}$$

$$h_0 = \frac{50 * 0,33 \frac{\text{Btu}}{\text{h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}}{0,0608 \text{ pie}} \left(\frac{1 * \frac{\text{Btu}}{\text{lb}^{\circ}\text{F}} * 1,936 \frac{\text{lb}}{\text{pie h}}}{0,33 \frac{\text{Btu}}{\text{h pie}^{\circ}\text{F}}} \right)^{1/3} * 1,00$$

$$h_0 = 489,18 \frac{\text{Btu}}{\text{h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

Cálculo del Coeficiente Pelicular Externo, h_0 :

Para $Re_s = 8752,2$ se obtiene el factor j_H de Colburn para el lado de la coraza: $j_H = 50$

Coeficiente Pelicular Externo, h_0 :

$$h_0 = \frac{j_H k_s}{D_e} \left(\frac{C\mu}{k} \right)_s^{+1/3} \left(\frac{\mu_s}{\mu_w} \right)^{+0,14}$$

Tubos:

$$V_t = 5,78 \text{ pie/s}$$

Pérdida de carga por tubos, Δp_t :

La pérdida de carga por tubos es la suma de las pérdidas de carga en el tramo recto de tubos más la pérdida de carga por retorno:

$$\Delta p_t = \Delta p_{tr} + \Delta p_{ret}$$

$$\Delta p_{tr} = \frac{f G_t^2 L_{nt}}{5,22 * 10^{10} ID_t s \phi_t}$$

Gravedad específica, s :

$$s = \frac{\rho_{biogas}}{\rho_{agua}} = \frac{39,2 \text{ } ^\circ\text{F}}{39,2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$s = \frac{6,93 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}}{62,50 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}} = 0,11$$

Razón de viscosidad, ϕ_t :

$$\phi_t = \left(\frac{\mu_t}{\mu_w} \right)^{0,14} \cong 1,00$$

Pérdida de carga en tramos rectos:

$$\Delta p_{tr} = \frac{0,00013 \left(144175 \frac{\text{lb}}{\text{h pie}^2} \right)^2 10 \text{ pie} * 8}{5,22 * 10^{10} * 0,0516 \text{ pie} * 0,11}$$

$$\Delta p_{tr} = 0,73 \text{ psi}$$

Pérdida de carga por retornos:

$$\Delta p_{ret} = \frac{4 n_t}{s} \left(\frac{V_t^2}{2 g'} \right) \frac{\rho_{biogas}}{144} \text{ [psi]}$$

$$\Delta p_{ret} = \frac{4 * 8}{0,11} \left[\frac{\left(5,78 \frac{\text{pie}}{\text{s}} \right)^2}{2 * 32,20 \frac{\text{pie}}{\text{s}^2}} \right] \left(\frac{6,93 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}}{144} \right)$$

$$\Delta p_{ret} = 7,26 \text{ psi}$$

Pérdida de carga total:

$$\Delta p_t = 0,73 \text{ psi} + 7,26 \text{ psi}$$

$$\Delta p_t = 7,99 \text{ psi}$$

Cálculo de los Coeficientes Peliculares, h_i y h_{i0} :

Para $Re_t = 225437$ el régimen resulta turbulento,

Coraza:

$$h_o = \frac{50 * 0,33 \frac{\text{Btu}}{\text{h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}}{0,0608 \text{ pie}} \left(\frac{1 \frac{\text{Btu}}{\text{lb } ^\circ\text{F}} * 0,1936 \frac{\text{lb}}{\text{pie h}}}{0,33 \frac{\text{Btu}}{\text{h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}} \right)^{1/3} * 1,00$$

$$h_o = 489,18 \frac{\text{Btu}}{\text{h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

Tubos:

por lo que se obtiene el factor j_H de Colburn:
 $j_H = 460$ (ver Anexo 15, figura 6)

Coefficiente Pelicular Interno, h_i :

$$h_i = \frac{j_H k_t}{ID_t} \left(\frac{c_p \mu}{k} \right)_t^{+1/3} \left(\frac{\mu_t}{\mu_w} \right)^{+0,14}$$

Considerando $\left(\frac{\mu_t}{\mu_w} \right)^{+0,14} \cong 1,00$

$$h_i = \frac{370 * 0,01 \frac{\text{Btu}}{\text{h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}}{0,0516 \text{ pie}} \left(\frac{0,6 \frac{\text{Btu}}{\text{lb } ^\circ\text{F}} * 0,033 \frac{\text{lb}}{\text{pie h}}}{0,01 \frac{\text{Btu}}{\text{h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}} \right)^{1/3} * 1,00$$

$$h_i = 89,9 \frac{\text{Btu}}{\text{h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

Coefficiente Pelicular Interno Referido al Diámetro Externo, h_{i0} :

$$h_{i0} = h_i \frac{ID_t}{OD_t}$$

$$h_{i0} = 89,9 \frac{\text{Btu}}{\text{h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}} \left(\frac{0,0516 \text{ pie}}{0,0625 \text{ pie}} \right)$$

$$h_{i0} = 74,33 \frac{\text{Btu}}{\text{h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

Coefficiente de Transferencia Global Limpio, U_c :

$$U_c = \frac{h_{i0} h_o}{h_{i0} + h_o}$$

$$U_c = \frac{74,33 \frac{\text{Btu}}{\text{h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}} * 489,18 \frac{\text{Btu}}{\text{h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}}{74,33 \frac{\text{Btu}}{\text{h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}} + 489,18 \frac{\text{Btu}}{\text{h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}}$$

$$U_c = 64,5 \frac{\text{Btu}}{\text{h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

Coefficiente de Transferencia Global Sucio o de Servicio, U_d :

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{U_c} + R_d$$

Coefficiente de ensuciamiento, R_d :

De la literatura se obtienen los coeficientes de ensuciamiento para lado tubo y coraza según norma A.S.M.E, tomando como referencia el lado coraza como gas natural y agua de pozo, el R_d total es:

$$R_d = 0.003 \frac{\text{h pie}^2 \text{ }^\circ\text{F}}{\text{Btu}}$$

Coefficiente de Transferencia Global Sucio, U_d :

$$U_d = \frac{1}{1/64.5 \frac{\text{Btu}}{\text{h pie}^2 \text{ }^\circ\text{F}} + 0.003 \frac{\text{h pie}^2 \text{ }^\circ\text{F}}{\text{Btu}}}$$

$$U_d = 54.04 \frac{\text{Btu}}{\text{h pie}^2 \text{ }^\circ\text{F}}$$

Área disponible, A_{disp} :

$$A_{\text{disp}} = a_t'' N_t L$$

$$A_{\text{disp}} = 0,1963 \frac{\text{pie}^2}{\text{pie}} * 78 * 10 \text{ pie}$$

$$A_{\text{disp}} = 153,11 \text{ pie}^2$$

Área Mínima Requerida o Necesaria, A_{req} :

$$A_{\text{req}} = \frac{Q}{U_d \Delta t_e}$$

$$A_{\text{req}} = \frac{255324,6 \text{ BTU/h}}{54.04 \frac{\text{Btu}}{\text{h pie}^2 \text{ }^\circ\text{F}} * 36.25 \text{ }^\circ\text{F}}$$

$$A_{\text{req}} = 130,25 \text{ pie}^2$$

Porcentaje de Exceso de Area, $\% \varepsilon$:

$$\% \varepsilon = 100 \left(\frac{A_{\text{disp}} - A_{\text{req}}}{A_{\text{req}}} \right)$$

$$\% \varepsilon = 100 \left(\frac{153,11 \text{ pie}^2 - 130,25 \text{ pie}^2}{130,25 \text{ pie}^2} \right)$$

$$\% \varepsilon = 14,93$$

Como $10,00 \leq \% \varepsilon \leq 15,00 \Rightarrow$ el equipo seleccionado cumple con el servicio requerido.

La data sheet de acuerdo a los valores de diseño puede verse en el Anexo 14.

6 TORRES DE ABSORCIÓN Y DE DESORCIÓN

La columna absorbadora se diseñará mediante el esquema de cálculo propuesto por del Dr H. Sawistowski para columnas rellenas. Aunque la función de esta unidad es la eliminación del CO_2 y del SH_2 simultáneamente, el diseño de la misma se efectúa para la eliminación del soluto

SH₂ que posee el biogás, puesto que la cantidad presente de CO₂ no representa mayor dificultad para la absorción, y ya se halla en especificación según lo exigido por ENARGAS (Ver tabla final en Anexo 9 “Especificaciones de ENARGAS”).

El sistema estará conformado por el biogás y una corriente de solvente agua.

En la columna se utilizará un relleno desordenado ya que es más barato y eficiente para este tipo de procesos.

El relleno desordenado o “al azar” seleccionado será de anillos Rasching de porcelana de 1” ya que es económico y efectivo. Se usan anillos y no monturas de Berl ya que estas tienden a apelmazarse al romperse por el desgaste sufrido por la operación y generan una pérdida de carga mucho mayor que los anillos.



Imagen: Anillos Rasching de porcelana o cerámica

Lo primero que se realizará será un análisis de la composición del gas de entrada (corriente denominada B-INT) a la torre absorbidora y estipular las condiciones de operación de la misma:

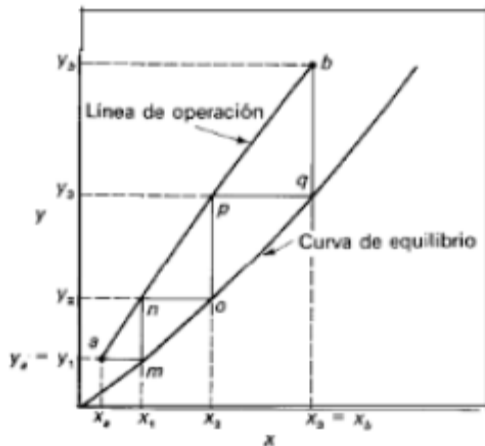
B-INT					
Componente	Peso molecular	kmoles/hora	Fracción molar	%molar	PPM
CH ₄	16	50,324	0,80251	80,25	802.513,23
CO ₂	44	10,447	0,16659	16,66	166.588,86
N ₂	28	1,36	0,02169	2,17	21.690,55
H ₂	2	0,328	0,00524	0,52	5.235,65
O ₂	32	0,246	0,00393	0,39	3.926,74
H ₂ S	34	0,002	0,00003	0,003	30,02
CO	28	0,001	0,00001	0,001	14,96
H ₂ O	18	0	0	0	0
Total		62,71	1		

Condiciones de operación

Condiciones de operación	
Temperatura	25 °C
Presión	1 atm

Se calcularán las dimensiones necesarias para lograr la concentración final de SH₂ menor o igual a 3 ppm en el biogás, de forma que se cumpla con lo especificado por ENARGÁS para el uso en generadores eléctricos (Ver Anexo 9).

El diseño de las torres se basa en la evaluación de la línea de equilibrio para el sistema a tratar:



Esta curva relaciona la concentración del soluto en cada fase y es independiente de las cantidades iniciales de líquido y gas, solo depende de las condiciones de presión y temperatura,

En el caso más general, si el estado de equilibrio varía con la concentración, es una curva. Si el estado de equilibrio no es afectado por la concentración se tiene una recta.

Su obtención es experimental, para el primer caso se tienen pares de valores de concentración de soluto en ambas fases, en el segundo caso se tienen pares de valores de la constante de Henry.

$$y^* = H \cdot x$$

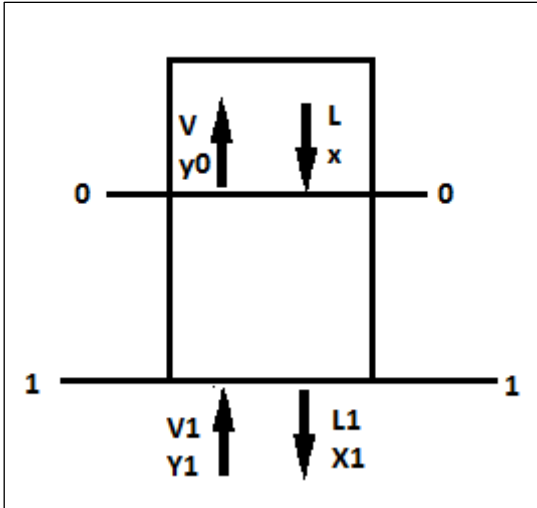
Donde

y^* : fracción molar del soluto en la fase gaseosa.

H : constante de Henry.

x : fracción molar del soluto en la fase líquida.

Además de la línea de equilibrio, para poder diseñar las torres es necesario conocer la línea de operaciones, la misma relaciona la composición de la fase líquida y gaseosa en un mismo plano horizontal de la columna.

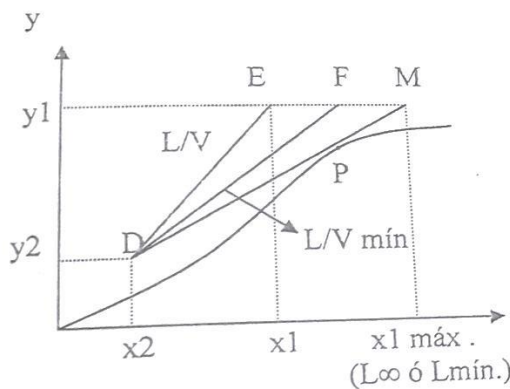


Suponiendo que se trata de soluciones diluidas, se puede considerar con poco error que L y V permanecen constantes, pues la cantidad de soluto que se transfiere de la fase gaseosa a la líquida es muy pequeña para producir variaciones significativas en los volúmenes de V y L . La ecuación de la línea de operaciones queda definida de la siguiente manera:

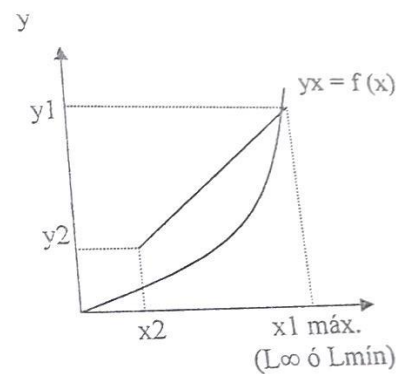
$$y_0 = y_1 + \frac{L \cdot (x - x_1)}{V}$$

Como se observa en la ecuación basta con conocer las fracciones molares del soluto en la fase gaseosa (y_1, y_2) y la fracción molar del soluto en la fase líquida para poder trazar la línea (x_1), las cuales junto con V generalmente se fijan por las necesidades del proceso, pero la cantidad de líquido a utilizar está sujeta a elección.

En las figuras (a) y (b) se refleja cómo se modifica la línea de operaciones al variar la relación L/V .



(a)

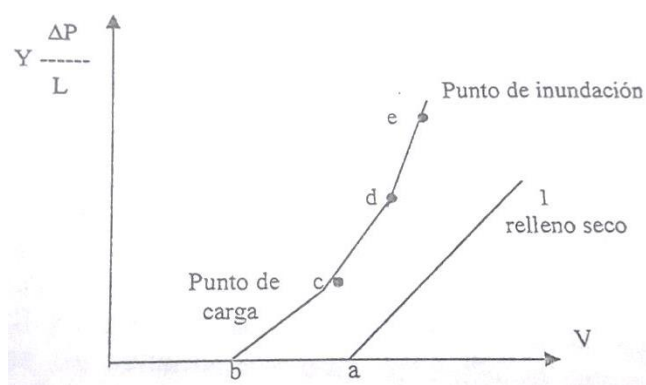


(b)

El tiempo de contacto entre el líquido y el gas debe ser mayor y el absorbedor debe ser más alto, el líquido mínimo que puede utilizarse corresponde a la línea de operaciones DM . En el punto P la fuerza motriz de difusión es cero, el tiempo de contacto requerido para el cambio de concentración deseada es infinito, por lo tanto, se obtiene una torre de altura infinita. Esto representa la relación limitante de líquido-gas, la cual corresponde a una concentración del líquido saliente en equilibrio con el gas entrante.

Estos principios también se aplican a los desorbedores, en donde una línea de operación que toque en cualquier punto a la curva de equilibrio representa una relación máxima de líquido a gas y una concentración máxima de gas saliente.

En una torre que contiene un determinado relleno, regada con un flujo definido de líquido, la velocidad de flujo del gas (V) tiene un límite superior, que se conoce como la velocidad de inundación G_v . Se puede obtener a partir de la relación de la ΔP a través del lecho relleno y la velocidad de flujo del gas. En la figura se representa la relación entre ΔP y V en una torre rellena.



El punto c es conocido como punto de carga, en donde el flujo de gas comienza a impedir el movimiento descendente del líquido, aparecen acumulaciones locales de líquido en distintos puntos del relleno. El punto e se conoce como punto de inundación, en el cual la parte superior del relleno está cubierta con una capa de líquido a través del cual burbujea el gas.

Resulta evidente que la velocidad de operación del gas en una torre deber ser inferior a la velocidad de inundación, deberá operar en la denominada zona o intervalo de carga, comprendida entre los puntos c y e . Cuanto mayor es la velocidad del gas, menor longitud tiene la torre, pero mayores son los costos operativos, por tal motivo generalmente se trabaja en el orden de un 50% de la velocidad de inundación.

A continuación, se detallan los cálculos realizados para el diseño de la torre de absorción (para ver gráficos y tablas utilizados para algunos pasos se deberá ir al Anexo 5)

DATOS INICIALES			
Cantidad	Denominación	Resultado	Unidad
Caudal molar de biogás	V	62,72	Kmol/h
Caudal másico de biogás	V o QWG	1312,15	Kg/h
Fracción molar de SH_2 en gas a la entrada	y_1	0,00031	Fracción molar
Fracción molar de SH_2 en gas a la salida	y_2	0,000031	Fracción molar
Fracción molar de SH_2 en agua a la entrada	x_2	0	Fracción molar
Constante de Henry $SH_2 - H_2O$	H	545	Atm
Factor de operación	FAC 1	1,5	Adimensional
Factor de operación	FAC 2	0,5	Adimensional
Peso molecular	PM H_2O	18	Kg/Kmol

Densidad del biogás	ρ_V	1,14	Kg/m^3
Densidad del agua	ρ_L	1000	Kg/m^3
Viscosidad del agua	μ_{H_2O} o μ_L	1	cp (g/cm .s)
Viscosidad del biogás	μ_V	0,011	cp (g/cm . s)
Caudal mínimo de humectación del relleno	CMH	0,08	$\text{m}^3/\text{h/m}$
Superficie del relleno (anillos Raschig 1")	a'	190	m^2/m^3
Densidad del aire	ρ_{aire}	1,29	Kg/m^3
Difusividad del SH_2 en biogás	DV	0,675	cm^2/s
Difusividad del SH_2 en agua	DL	1,41E-05	cm^2/s
Aceleración de la gravedad	g	9,8	m/s^2

CÁLCULOS				
Cantidad	Denominación	Ecuación	Resultado	Unidad
Fracción molar de SH_2 en el agua en equilibrio	x_1^*	y_1/H	5,69E-07	Fracción molar
Fracción molar de SH_2 en el agua	x_1	$x_1^*/\text{FAC 1}$	3,79E-07	Fracción molar
Fracción molar de SH_2 en el gas en equilibrio	y_1^*	$H \cdot x_1$	2,07E-04	Fracción molar
Caudal molar mínimo de agua	L mín	$[V(y_1-y_2)]/x_1^*$	3075,93	Kmol/h
Caudal molar operativo de agua	L op	L mín . FAC 1	4614,624	Kmol/h
Caudal másico operativo de agua		Lop . PM H_2O	83063,23	Kg/h
Velocidad de inundación	Gv	*De Ecuación de Sawitowski	2000,05	Kg/hm^2
Flujo másico unitario gaseoso operativo	QWGU op	Gv . FAC2	1000,03	Kg/hm^2
Sección de la columna	S	QWG/QWG op	1,31	m^2
Diámetro de la columna	D	$(4 \cdot S/\pi)^{1/2}$	1,29	m

*RESOLUCIÓN DE LA ECUACIÓN DE SAWITOWSKI		
$(g \cdot \varepsilon^3 \cdot \rho_L \rho_V) \cdot (\mu_L/\mu_{H_2O})^{0,2}$	0,99954	
$\text{EXP}(-4 ((L/V)^{0,25}) \cdot (\rho_V/\rho_L)^{0,125})$	0,00793646	
Gv ²	0,0079328	
Gv	0,0891	$\text{lb/ft}^2 \text{ s}$
Gv	2000,05	Kg/hm^2

Para un funcionamiento satisfactorio de la columna, el caudal de líquido debe ser lo bastante alto como para asegurar una buena humectación y debe superar el punto de carga.

Si el caudal operativo de líquido se halla entre el caudal másico mínimo (Lm mín) y máximo (Lm más) por unidad transversal, entonces el relleno se humedecerá satisfactoriamente, no habiendo riesgo de formación de cascadas, lo que podría ocurrir si se supera Lm máx.

COMPROBACIÓN DE LAS CONDICIONES DE CARGA				
Cantidad	Denominación	Ecuación	Resultado	Unidades
Caudal operativo de agua por unidad de área	Lop por unidad de área	Lop/S	52753,95	kg/h m ²
Caudal másico mínimo de humectación	Lm mín	CMH . a' . ρL	15200,00	kg/h m ²
Relación gas líquido en el punto de carga	Vg/VI	(V/Lop).(ρL/ρV)	43,61	Adimensional
Factor de corrección	FA	(ρV/ρaire) ^{1/2}	0,94	Adimensional
Punto para deducir el Caudal de Humectación en el punto de carga	Ordenada de gráfico (ver Anexo 5, figura 1)	FA . Vg/VI	41	
Caudal de humectación	LH (ver Anexo 5, figura 1)	Abcisa del gráfico	0,65	m ³ /h/m
Caudal másico máximo de líquido en la columna	Lm máx	LH. a' . ρL	123500,0	kg/h m ²
Comprobación de la carga de líquido en columna	Lm mín < Lop por unidad de área < Lm máx	15200 < 52753,95 < 123500	Cumple	

Para determinar la altura del relleno requerida para la separación buscada, es necesario conocer alguna medida de la performance del relleno, en este caso, la altura de una unidad de transferencia (HTU), la cual está basada en la teoría de las dos películas, aplicable a sistemas binarios.

CÁLCULO DE LA ALTURA				
Cantidad	Denominación	Ecuación	Resultado	Unidades
Caudal másico de biogás por unidad de área	V	V/s	1000,03	Kg/hm ₂
Densidad del biogás	ρV	ρV/1000	0,00114	g/cm ₃
Densidad del agua	ρL	ρL/1000	1,00	g/cm ₃
Parámetro del relleno	α	Dato de tabla para anillo raschig 1"	7,00	Adimensional
Parámetro del relleno	β	Dato de tabla para anillo raschig 1"	0,39	Adimensional
Parámetro del relleno	γ	Dato de tabla para anillo raschig 1"	0,58	Adimensional
Parámetro del relleno	φ	Dato de tabla para anillo raschig 1"	0,01	Adimensional
Parámetro del relleno	H	Dato de tabla para anillo raschig 1"	0,22	Adimensional
	SCg	μV/(ρV . Dv)	14,2950	Adimensional
	SCL	μL/(ρL . DL)	70921,9858	Adimensional
	Parte de HG (ver Anexo 5, figura 2)	0,305 . (0,205) ^(β-γ)	0,410809	Adimensional
Altura de una unidad de transferencia en fase gaseosa	HG	α . (V ^β /L ^α γ) . SCg ^{0,5} . 0,305 . (0,205) ^(β-γ)	0,2934	m
	Parte de HL (ver Anexo 5, figura 2)	0,305 . (0,0848) ^η	0,176652	Adimensional
Altura de una unidad de transferencia en	HL	Φ . (L ^α η)/(μL.L ^α η) . SCL ^{0,5} . 0,305 .	0,47	m

fase líquida		$(0,0848)^\eta$		
Altura de una unidad de transferencia	HOG	$HG + HL/LV \cdot H$	0,47	m
Diferencia media logarítmica	$(y-y^*)_{ml}$	$[(y_1-y_1^*)-(y_2-y_2^*)]/\ln[(y_1-y_1^*)/(y_2-y_2^*)]$	6,01E-05	Adimensional
Número de unidades de transferencia	NOG	$(y_1-y_2)/(y-y^*)_{ml}$	4,64	Adimensional
Altura de la torre	Z	HOG . NOG	10,77	m

De la altura obtenida, la experiencia indica que se suele agregar un 10% más, quedando en este caso, la altura de la absorbidora en 11,96 m.

Una vez calculada la altura de la torre se debe cotejar que la pérdida de carga esté por debajo de la pérdida admisible, en caso contrario se deberá replantear todo desde el principio o agregar un compresor al gas y una bomba más grande al líquido lo cual encarecería severamente la operación.

PÉRDIDA DE CARGA				
Cantidad	Denominación	Ecuación	Resultado	Unidades
Velocidad del gas	U	$V / \rho V S$	0,24	m/s
Abcisa del gráfico de Perry para Raschig 1" (Ver anexo 5, figura 3)	G/θ	$3940 \cdot u \cdot \rho V^{0,5}$	1025,07	
Ordenada del gráfico con L aprox = 52200	ΔP	-	1,90	cm H ₂ O/m
ΔP total	ΔP _{tot}	ΔP . Z	22,74	cm H ₂ O (0,022 Kg/cm ²)

Se comprueba que la pérdida de carga es muy baja, quedando dentro de lo admisible.

A continuación, se detallan los cálculos realizados para el diseño de la torre de desorción (para ver gráficos y tablas usados en algunos pasos, se deberá ir a los Anexos 5 y 6).

DATOS INICIALES			
Descripción	Ecuación	Resultado	Unidades
Flujo molar de agua	L	4614,624	Kmol/h
Flujo molar de aire	$V = L (x_2-x_1)/y_2^*$	762,048	Kmol/h
Flujo másico de aire	$V \cdot \rho V$	2208,39	Kg/h
Flujo másico de agua	$L \cdot \rho L$	83063,23	Kg/h
Peso molecular	PM aire	29	Kg/Kmol
Peso molecular	PM agua	18	Kg/Kmol
Fracción molar de H ₂ S en agua	x_1	3,79E-08	Fracción molar
Fracción molar de H ₂ S en agua	x_2	3,79E-07	Fracción molar
Fracción molar de H ₂ S en aire	y_1	0	Fracción molar
Fracción molar de H ₂ S en aire	$y_2=(L/V) \cdot x_2 - (L/V) \cdot x_1$	4,58E-05	Fracción molar
Constante de Henry SH ₂ - H ₂ O	H	545,00	Atm
Factor de operación	FAC 1	1,50	Adimensional

Factor de operación	FAC 2	0,50	Adimensional
Densidad del aire	ρV	1,29	Kg/m^3
Densidad del agua	ρL	1000,00	Kg/m^3
Viscosidad del agua	μ_{H2O} o μL	1,000	cp (g/cm .s)
Viscosidad del aire	μV	0,018	cp (g/cm .s)
Caudal mínimo de humectación del relleno	CMH	0,08	$\text{m}^3/\text{h}/\text{m}$
Superficie del relleno (anillos Raschig 1")	a'	190,00	m^2/m^3
Difusividad del SH2 en aire	Dv	0,675	cm^2/s
Difusividad del SH2 en agua	DL	8,10E-01	cm^2/s
Aceleración de la gravedad	g	9,80	m/s^2

CALCULOS			
Descripción	Ecuación	Resultado	Unidades
Abscisa de gráfico (ver Anexo 6, figura 1)	$(L/V). (\rho V / \rho L)^{1/2}$	0,025	Adimensional
Ordenada del gráfico (ver Anexo 6, figura 1)	$y = [(Gv)^2 \cdot a \cdot (\mu L)^{0,2}] / (gc \cdot z \cdot e \cdot \rho V \cdot \rho L)$	0,20	Adimensional
Velocidad de inundación Gv	$Gv^2 = [(Eje y \cdot gc \cdot z \cdot e \cdot \rho V \cdot \rho L) / a \cdot (\mu L)^{0,2}]$	8359,5	$\text{Kg}/\text{h} \cdot \text{m}^2$
Porosidad	ϵ	0,74	Adimensional
Superficie específica del relleno	a'	190	m^2/m^3
Viscosidad del líquido	μL	1	cp
QWGU op	Gv. FAC 2	4179,8	$\text{Kg}/\text{h} \cdot \text{m}^2$
Sección de la columna	$S = V / Gv \text{ op}$	3,11	m^2
Diámetro	$D = (4 \cdot S / \pi)^{1/2}$	1,53	m

VERIFICACION DE LAS CONDICIONES DE CARGA			
Descripción	Ecuación	Resultado	Unidades
Caudal operativo de agua por unidad de área	Lop por unidad de área	Lop = Lop/S 15710,17	$\text{Kg}/\text{h} \cdot \text{m}^2$
Caudal mínimo de humectación	Lh min	CMH. a'. ρL 15200	$\text{m}^3/\text{h} \cdot \text{m}$
Relación gas líquido en el punto de carga	Vg/VI	$(V/L). (\rho L / \rho V)$ 80	Adimensional
Factor de corrección	Fa	$(pv/paire)^{1/2}$ 1	Adimensional
Punto para deducir el LH en el punto de carga	Ordenada de grafico (Ver anexo 6, figura 2)	$(V/L). (\rho L / \rho V).$ Fa 80	Adimensional
Caudal de humectación	LH	Abcisa del gráfico (Ver anexo 6, figura 2) 0,45	Adimensional
Carga máxima de líquido en la columna	Lh max	Lhmax = LH. A. ρL 85500	$\text{Kg}/\text{h} \cdot \text{m}^2$
Comprobación de carga de líquido en la columna	LH min < Lop < LH max	$15200 < 15710 < 85500$ Cumple	

CÁLCULO DE LA ALTURA				
		Ecuación	Resultado	Unidades
Caudal másico de aire por unidad de área	V	V/s	4179,8	Kg/hm ²
Densidad del aire	ρV	ρV/1000	0,001165	g/cm ³
Densidad del agua	ρL	ρL/1000	1	g/cm ³
Parámetro del relleno	α	Dato de tabla para anillo raschig 1"	7	Adimensional
Parámetro del relleno	β	Dato de tabla para anillo raschig 1"	0,39	Adimensional
Parámetro del relleno	γ	Dato de tabla para anillo raschig 1"	0,58	Adimensional
Parámetro del relleno	φ	Dato de tabla para anillo raschig 1"	0,01	Adimensional
Parámetro del relleno	H	Dato de tabla para anillo raschig 1"	0,22	Adimensional
	SCg	μV/(ρV · Dv)	19,074	Adimensional
	SCL	μL/(ρL · DL)	7,09E+04	Adimensional
	Parte de HG (de tabla, ver Anexo 5, figura 2)	0,305 · (0,205) ^(β-γ)	0,410	Adimensional
Altura de una unidad de transferencia en fase gaseosa	HG	α · (V ^β /L ^α γ) · SCg ^{0,5} , 0,305 · (0,205) ^(β-γ)	0,3143	m
	Parte de HL (de tabla ver Anexo 5, figura 2)	0,305 · (0,0848) ^η	0,1766	Adimensional
Altura de una unidad de transferencia en fase líquida	HL	Φ · (L ^η /(μL · L) ^η) · SCL ^{0,5} · 0,305 · (0,0848) ^η	4,70E-01	m
Altura de una unidad de transferencia	HOG	HG + HL/L/V · H	5,15	m
Diferencia media logarítmica	(y-y*) _{ml}	[(y1-y1*)-(y2-y2*)]/ln[(y1-y1*)/(y2-y2*)]	-6,83E-05	Adimensional
Número de unidades de transferencia	NOG	(y1-y2)/(y-y*) _{ml}	0,67	Adimensional
Altura de la torre	Z	HOG · NOG	4,3	m

De la altura obtenida, la experiencia indica que se suele agregar un 10% más, quedando en este caso, la altura de la desorbedora en 4,78 m.

PÉRDIDA DE CARGA				
Cantidad	Unid.	Ecuación	Resultado	Unidades
Velocidad del gas	u	V / ρV S	1,53	m/s
Abcisa del gráfico de Perry para Raschig 1" (Ver Anexo 6, figura 3)	G/θ	3940 · u · ρV ^{0,5}	2282,33	
Ordenada del gráfico con L aprox = 52200	ΔP	-	2,20	cm H2O/m
ΔP total	Δptot	ΔP · Z	10,52	cm H2O (0,0105 Kg/cm2)

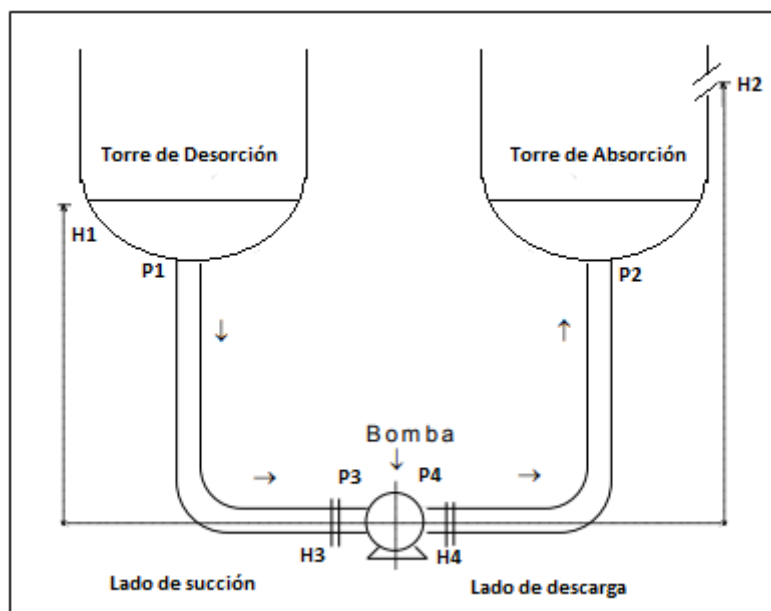
7 BOMBA DE IMPULSIÓN DE AGUA DE PROCESO

El diseño de la bomba se hace de acuerdo al caudal necesario para la operación de las torres de absorción y de desorción.

Para el desarrollo del cálculo de las presiones es necesario realizar un balance de energía mecánica en:

- A. Salida de la torre de desorción (para conocer la presión de succión).
- B. Descarga de la bomba hacia torre absorción (para conocer la presión de descarga).

Esquema para el cálculo



A. Presión de succión (P₃)

$$g\Delta H + \frac{\Delta P}{\rho} + E_v = 0$$

$$g(H_1 - H_3) + \frac{(P_3 - P_1)}{\rho} + E_v = 0$$

Propiedades de la corriente de salida

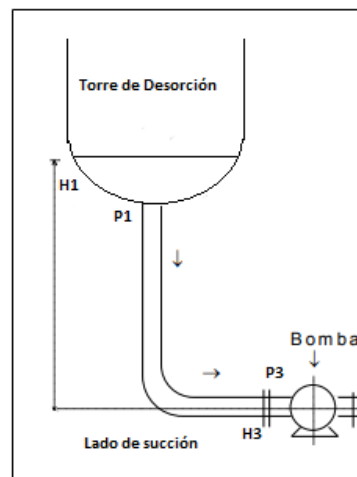
$$Q = 83,049 \text{ m}^3/\text{h} = 0,23 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$T_1 = 25^\circ\text{C}$$

$$P_1 = 101325 \text{ Pa}$$

$$\rho = 1000 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu = 1 \text{ cp} = 10^{-3} \text{ kg/m} \cdot \text{s}$$



La altura de la salida de la torre de desorción es

$$H_1=2 \text{ m}$$

Se calcula la velocidad de flujo másico y el número de Reynolds, teniendo en cuenta que la cañería tiene 10" de diámetro, es decir, 0,254 m

A partir del isométrico de la línea de succión de la bomba se obtienen los siguientes datos

Longitud de cañería recta: (1+1+1+0,5+2+0,5) m = 6 m

Codos 90°: 6

Válvulas exclusas: 2

Expansión brusca: 1

Contracción brusca: 2

$$v = \frac{Q}{\frac{\pi D^2}{4}} = \frac{0,23}{\frac{\pi 0,254^2}{4}} = 4,54 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

El número de Reynolds es

$$Re = \frac{Dv\rho}{\mu} = \frac{0,254 \cdot 4,54 \cdot 10^3}{10^{-3}} = 1,15 \times 10^6$$

Por lo tanto, el flujo es turbulento mediante N° Re y la rugosidad relativa, se obtiene el factor de fricción (ver Anexo 7, figura 1):

$$f = 0.0045$$

La contribución a Ev de las distintas longitudes será

$$\sum_i \left(\frac{v^2 L}{2 D} 4f \right) = 2 \frac{v^2 f}{D} \sum L_i = \frac{2 \cdot 4,54^2 \cdot 0,0045}{0,254} \cdot 6 = 4,38 \frac{\text{m}^2}{\text{s}^2}$$

La contribución a Ev de los accesorios será (ver Anexo 7 figura 2)

$$\sum_i \left(\frac{v^2}{2} e_v \right) = \frac{4,54^2 \cdot (0,45 + 6 \cdot 0,5 + 0,09 \cdot 2)}{2} = 37,41 \frac{\text{m}^2}{\text{s}^2}$$

Balance de energía A:

$$g(H_1 - H_3) + \frac{(P_3 - P_1)}{\rho} + Ev = 0$$
$$9.8(2 - 0) + \frac{(P_3 - 101325)}{1000} + 4,38 + 37,41 = 0$$

$$P_3 = -[9,8 \cdot 2 + 4,38 + 37,41] \cdot 1000 + 101325$$

$$P_3 = 39935 \text{ N/m}^2$$

B. Presión de descarga (P₄)

$$P_2 = 101325 \text{ N/m}^2$$

A partir del plano isométrico de la línea de descarga de la bomba se obtienen los siguientes datos:

Longitud de cañería recta: (1 + 1 + 1 + 0,5 + 1,5 + 2 + 1,5 + 1,5 + 1,5 + 6 + 2 + 6) m = 25,5 m

Codos 90°: 9

Válvulas exclusas: 2

Válvulas de retención: 2

Expansión brusca: 1

Contracción brusca: 2

La contribución a Ev de las distintas longitudes será:

$$\sum_i \left(\frac{v^2 L}{2D} 4f \right) = 2 \frac{v^2 f}{D} \sum L_i = \frac{2 \cdot 4,54^2 \cdot 0,0045}{0,254} \cdot 25,5 = 16,62 \frac{\text{m}^2}{\text{s}^2}$$

La contribución a Ev de la contracción brusca, expansión brusca y los accesorios serán

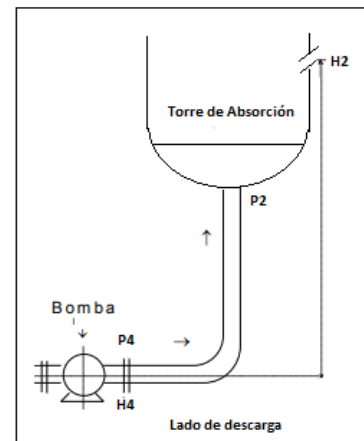
$$\sum_i \left(\frac{v^2}{2} e_v \right) = \frac{4,54^2 \cdot (0,45 \cdot 2 + 9 \cdot 0,5 + 0,2 \cdot 4 + 1)}{2} = 74,20 \frac{\text{m}^2}{\text{s}^2}$$

$$g(H_2 - H_4) + \frac{(P_2 - P_4)}{\rho} + E_v = 0$$

$$9,8(12) + \frac{(101325 - P_4)}{1000} + 16,62 + 74,20 = 0$$

$$P_4 = [16,62 + 74,20 + 9,8 \cdot 12] \cdot 1000 + 101325$$

$$P_4 = 309745 \text{ N/m}^2$$



Cálculo de la altura de la bomba

$$H_{Bomba} = \Delta H + \Delta \left(\frac{v^2}{2\alpha g} \right) + \frac{\Delta P}{\rho g}$$

$$H_{Bomba} = (H_2 - H_1) + \cancel{\Delta \left(\frac{v^2}{2\alpha g} \right)} + \frac{(P_4 - P_2)}{\rho g}$$

$$H_{Bomba} = (12 - 2)m + 0 + \left(\frac{309745 - 39935}{1000 \cdot 9,8} \right) m$$

$$H_{Bomba} = 37,53 \text{ m}$$

Potencia Teórica

Se realiza un balance macroscópico de energía mecánica desde el fondo de la torre de desorción hasta la torre de absorción

$$\Delta \frac{v^2}{2} + g\Delta h + \int_{p1}^{p2} \frac{1}{\rho} dp + W + \sum_i \left(\frac{v^2}{2} \frac{L}{Rh} f \right) + \sum_i \left(\frac{v^2}{2} e_v \right) = 0$$

Seguindo la ecuación

$$g(H_2 - H_1) + \frac{(P_4 - P_3)}{\rho} + W_{eje} + E_V = 0$$

$$9.8(12 - 2) + \frac{(309745 - 39935)}{1000} + W_{eje} + (4.38 + 37.41 + 16.62 + 74.20) = 0$$

$$W_{eje} = 500,51 \frac{J}{Kg}$$

$$W_{eje} = 500,51 \frac{J}{kg} \cdot 200 \frac{kg}{s} = 100102 \frac{J}{s} \cdot \frac{1HP}{745 \frac{J}{s}} = 134,36 HP$$

Con estos datos, se ingresa a las curvas características de las bombas provistas por la firma Sterling y se selecciona el modelo SPL 30032 (Ver Anexo 7).

8 COMPRESOR DE AIRE

Para especificar las características del compresor de aire, se ha tomado en cuenta el caudal a impulsar y la presión de salida demandada, que son las condiciones de entrada del aire a la torre de desorción:

Caudal	3000 m ³ /h
Presión de salida	1 bar

En el anexo 8, se detalla la hoja técnica provista por el proveedor Flowserve para el compresor seleccionado.

9 COMPRESOR DE BIOGÁS PARA DISTRIBUCIÓN

Se requiere para la alimentación del biogás purificado a la Central Térmica de Barragán un compresor que entregue el fluido en la presión requerida, que es de 5 bar y que venza la pérdida de carga de la cañería que lo transporta, que son tubos de acero ASTM A53 GR. A de 8 pulgadas de diámetro y de una extensión total de 1200 m.

De acuerdo al caudal a transportar, el diámetro de cañería, longitud de cañería, velocidad, viscosidad del biogás y presión de salida requerida, se calculará la pérdida de carga que deberá vencer el compresor, para luego especificar la compra del mismo:

$$Q = 1200 \text{ m}^3/\text{h} = 0,33 \text{ m}^3/\text{s}$$

$T_1 = 25^\circ\text{C}$
 $P_1 = 101325 \text{ Pa}$
 $\rho = 1,14 \text{ kg/m}^3$
 $\mu = 1,4 \cdot 10^{-5} \text{ kg/m} \cdot \text{s}$
 $v = 9,8 \text{ m/s}$

Con estos datos, se calcula el número de Reynolds para obtener el factor de fricción:

$$Re = \frac{Dv\rho}{\mu} = \frac{0,2032 \cdot 9,8 \cdot 1,14}{1,4 \cdot 10^{-5}} = 1,63 \times 10^5$$

Del gráfico de Moody (Ver anexo 7, figura 1) se obtiene un factor de fricción $f = 0,005$.

La pérdida de carga a vencer es entonces:

$$2 \frac{v^2 f}{D} * \rho * L = \frac{2 \cdot 9,8^2 \cdot 0,005}{0,2032} * 1,14 * 1200 = 6465,68 \frac{\text{N}}{\text{m}^2} = 0,06 \text{ Bar}$$

Para tal servicio, se seleccionó el compresor de tornillo de la firma AERZEN, modelo VMX (Ver Anexo 16)

10 PERSONAL REQUERIDO PARA OPERACIÓN DE LA PLANTA

Como la planta operara de manera continua, durante todo el año se estima un periodo de 8760 horas, del cual se usarán 8000 horas como operativas y 760 se dejarán como potenciales horas perdidas debido a cortes de luz, paradas de emergencia u otros inconvenientes posibles. El personal estará englobado bajo la gerencia de Explotación y Mantenimiento de CEAMSE y la producción estará planificada en 3 turnos rotativos de 7x2 (este turno ya está instalado en la empresa, en el complejo Norte III).

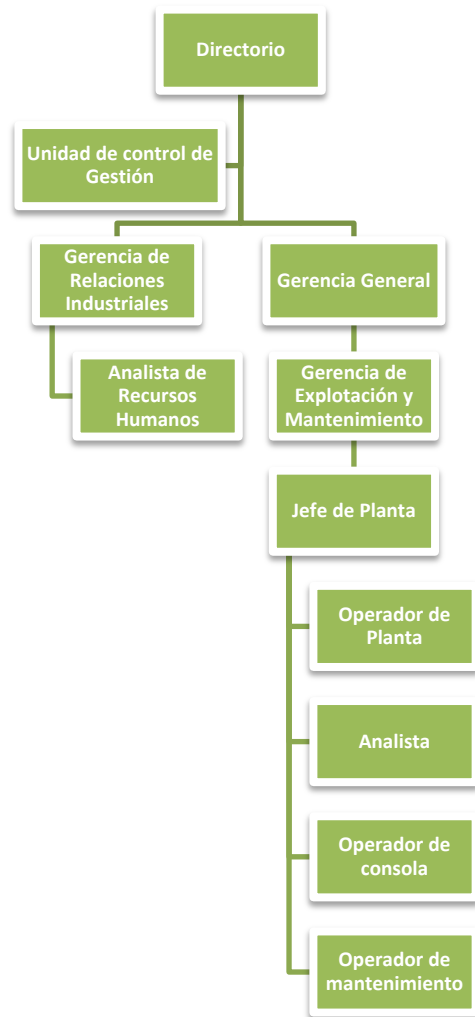
Los turnos se diagramarán de forma tal que se cumplan las siguientes condiciones obligatorias:

- Deben respetarse un periodo de 12 horas entre el final y el principio de una jornada.
- Si la jornada supera las 6 horas, se le adjudicará un descanso al trabajador.
- A ningún empleado, a no ser que sea de forma voluntaria, se le puede asignar el turno de noche más allá de dos semanas consecutivas.
- El número de operario coincidirá en cada turno y cada puesto.
- El horario será publicado con un margen de tiempo para el conocimiento del empleado.

MANO DE OBRA				
Tipo de personal	Turno 1	Turno 2	Turno 3	Total
Jefe de Producción	1	1	0	2
Operador de planta	1	1	1	3
Analista	1	0	0	1
Operador de consola	1	1	1	3
Operador de mantenimiento	1	1	1	3
Recursos Humanos	1	0	0	1
Total	6	4	3	13

A continuación se muestra un organigrama general de cómo estará encuadrado el personal en la planta:

9.1 ORGANIGRAMA



Estudio y evaluación económica

En este capítulo se analizarán los costos de la construcción y puesta en marcha de la planta, teniendo en cuenta todos los factores operativos y de contratación del personal. Luego se calcularán el Valor Actual Neto (VAN) y la Tasa Interna de Retorno (TIR) del proyecto para definir si resulta rentable económicamente en dos escenarios: uno sin financiamiento externo y otro con financiamiento externo de una parte de la inversión inicial requerida.

1 ESTUDIO ECONÓMICO

El objetivo del estudio económico es determinar cuál es el monto de los recursos económicos necesarios para la realización del proyecto, cuál será el costo total de la operación de la planta, así como también otra serie de indicadores que servirán como base para la evaluación económica.

2 INVERSIÓN TOTAL INICIAL

La inversión inicial comprende la adquisición de todos los activos fijos o tangibles e intangibles necesarios para iniciar las operaciones de la empresa.

Se entiende por activo tangible (que se puede tocar) o fijo, los bienes propiedad de la empresa.

Se entiende por activo intangible el conjunto de bienes y propiedades de la empresa necesarios para su funcionamiento, y que incluyen: nombres comerciales, asistencia técnica o transferencia de tecnología, gastos pre-operativos y de instalación y puesta en marcha, contratos de servicios, etc.

Para la cotización de los equipos se usó un simulador (<http://www.mhhe.com/engcs/chemical/peters/data/ce.html>) basado en el libro PLANT DESIGN AND ECONOMICS FOR CHEMICAL ENGINEERS 5° EDITION - Max S. Peters Klaus D. Timmerhaus, que se encuentra de forma gratuita y online y se actualizaron los precios de los equipos según el índice CEPCI (Chemical Engineering Plant Cost Index) tomado de la revista Chemical Engineering (https://www.chemengonline.com/pci/CEPCI_INDEX), ya que permite actualizar las cotizaciones entregadas por el sitio, que son del año 2000.

En la siguiente tabla se resumen los costos de los equipos a instalar:

	Denominación	Cantidad	Costo unitario en USD (año 2000)	Costo ajustado CEPCI en USD año 2018	Subtotal
Equipos	Soplador	2	1.604,20	8.233,02	16.466,04
	Ciclón	1	2.109,90	10.828,36	10.828,36
	Filtro	1	226.028,40	1.160.015,18	1.160.015,18
	Compresor de biogás	2	167.553,10	859.910,26	1.719.820,51
	Bombas	4	6.665,10	34.206,40	136.825,59
	Intercambiador de calor	1	18.678,40	95.860,64	95.860,64
	Torre absorción	1	196.786,20	1.009.939,37	1.009.939,37
	Torre desorción	1	310.434,80	1.593.202,80	1.593.202,80
	Compresor de aire	1	169.088,40	867.789,67	867.789,67
TOTAL					6.610.748,16

Para el ajuste de los precios al año 2018, se multiplicó el costo unitario de cada equipo por la razón entre el índice CEPCI del año 2018 y dicho índice en el año 2000:

Índice de costos de plantas de Ingeniería Química		
Año	CEPCI	Incremento porcentual calculado (sube un 6,6% anual)
2000	314,0	21
2001	334,7	22
2002	356,8	24
2003	380,4	25
2004	405,5	27

2005	432,2	29
2006	460,8	30
2007	491,2	32
2008	523,6	35
2009	558,1	37
2010	595,0	39
2011	634,2	42
2012	676,1	45
2013	720,7	48
2014	768,3	51
2015	819,0	54
2016	873,1	58
2017	930,7	61,4
2018	1611,5	

A continuación se detallan los costos directos e indirectos, basados los porcentajes sobre los equipos adquiridos en el libro Evaluación de Proyectos, Gabriel Baca Urbina, 3ra Edición, editorial Mc Graw-Hill.

A su vez, los costos indirectos son un 5% de los directos, que se computan para el rubro Ingeniería:

	% sobre lo adquirido		Subtotal
Costos directos	Equipo adquirido	USD	5.750.837,90
	Costo de Instalación (15%)	USD	862.625,69
	Instrumentación y control (20%)	USD	1.150.167,58
	Cañerías y tuberías (15%)	USD	862.625,69
	Instalación de servicios (30%)	USD	1.725.251,37
	Instalación eléctrica (15%)	USD	862.625,69
	Obra civil (20%)	USD	1.150.167,58
	Terreno (6%)	USD	345.050,27
	Distribución (20%)	USD	1.322.149,63
	Mejoras del terreno (10%)	USD	575.083,79
Total	USD	16.592.977,88	

	% sobre lo adquirido		Subtotal
Costos indirectos	Ingeniería (5%)	USD	330.537,41
	Total	USD	330.537,41
COSTOS TOTALES			USD 16.923.515,29

Finalmente, la inversión en Capital Fijo contempla la suma de los costos totales más honorarios del contratista y eventuales:

	% del costo total		Total
Inversión Capital Fijo	Costo total	USD	16.592.977,88
	Honorarios del contratista (6%)	USD	1.015.410,92
	Eventuales (10%)	USD	1.692.351,53
	Total	USD	19.631.277,74

**Eventuales: son los eventos imprevisibles, por ejemplo: tormentas, huelgas, cambios en el diseño, etc.*

3 CAPITAL DE TRABAJO

El capital de trabajo se define como la diferencia aritmética entre el activo circulante y el pasivo circulante. Desde el punto de vista práctico está representado por el capital adicional (distinto a la inversión en activo fijo) con que hay que contar para que comience a funcionar la empresa.

$$\text{Capital de trabajo} = \text{activo circulante} - \text{pasivo circulante}$$

Activo circulante

El activo circulante se compone básicamente de tres rubros, los cuales son: inventarios, cuentas por cobrar y caja y bancos.

$$\text{Activo circulante} = \text{inventarios} + \text{cuentas por cobrar} + \text{caja y bancos}$$

- Inventarios: se computa como el costo de la máxima cantidad de materia prima, insumos y producto que pueden almacenarse en la planta. Para este punto se tendrá en cuenta el stock de zeolita, que es el material filtrante a utilizar en el filtro de siloxanos.
- Cuentas por cobrar: inversión necesaria como consecuencia de vender a crédito, lo cual depende de las condiciones de crédito, es decir, el período promedio de tiempo (p.p.r.) en que la empresa recupera el crédito. La fórmula contable es la siguiente:

$$\text{Cx} = \text{cuentas por cobrar} = \left(\frac{\text{ventas anuales}}{365} \right) * \text{p. p. r.}$$

- Caja y bancos: se considera entre un 10% del monto total invertido en inventarios y cuentas por cobrar.

$$\text{Caja y bancos} = 0,10 (\text{Inventarios} + \text{Cx})$$

Pasivo circulante

El pasivo circulante se define como los créditos a corto plazo en conceptos como impuestos y algunos servicios y proveedores.

Un criterio apropiado para el cálculo es tomar como base el valor de la tasa circulante:

$$T_c = \left(\frac{\text{activo circulante}}{\text{pasivo circulante}} \right)$$

Para la evaluación de proyectos es aconsejable utilizar una T_c mayor a 3.

$$\text{Tasa Circulante} = TC = \frac{AC}{PC} \geq 3$$

$$PC = AC/3$$

En las siguientes tablas se resumen los montos previamente detallados, para el cálculo del capital de trabajo:

	Referencia	Total
Inventario (Zeolita)	Capacidad [Tn]	31,85
	Costo Unitario [USD/Tn]	1.800,00
	Total	USD 57.330,00

	Referencia	Total
Cuentas por Cobrar	Ventas	USD 9.020.160
	Plazo 1/2 cobranza (días)	45
	Total	USD 1.112.074,52

	Subtotal Inv + CxC	USD 1.169.404,52
	Relación	10%
Caja y Bancos	Total	USD 116.940,45

	Referencia	Total
ACTIVO CIRCULANTE	Inventario	USD 57.330,00
	Cuentas por Cobrar	USD 1.112.074,52
	Caja y Bancos	USD 116.940,45
	Total	USD 1.286.344,97

	Referencia	Total
PASIVO CIRCULANTE	Activo Circulante	USD 1.286.344,97
	Relación A/P	3,00
	Total	USD 428.781,66

	Referencia	Total
CAPITAL DE TRABAJO	Activo Circulante	USD 1.286.344,97
	Pasivo Circulante	USD 428.781,66
	Total	USD 857.563,32

4 COSTOS DE PRODUCCIÓN

Costos fijos

Para la estimación de los costos fijos se consideran los sueldos de la mano de obra junto con la depreciación, impuestos, seguros, y gastos administrativos.

Para el cálculo de los sueldos se toma en cuenta tanto a los empleados afectados directamente a la producción como los que realizan tareas administrativas.

Los sueldos de todos los trabajadores se estiman en base al valor de la hora de trabajo acordado por A.G.O.E.C. (Asociación Gremial Obreros y Empleados de CEAMSE). En el mismo acuerdo se estipula que los trabajadores cumplen, en promedio, 190 horas mensuales de trabajo. Para todos los casos se ha tenido en cuenta un 25,43% de los aportes patronales destinados a la obra social, ART, Fondo de Empleo, entre otros. Asimismo, cada empleado cobra anualmente 13 sueldos de manera de tener en cuenta el SAC (Sueldo Anual Complementario)

En la siguiente tabla se resumen los sueldos netos de la mano de obra de operación implicada en el presente proyecto:

Mano de obra directa				
Tipo de personal	Total personal	Sueldo mensual pesos	Sueldo mensual USD total	Sueldo Anual USD total
Jefe de Planta	2	49.774,56	2.370,22	38.648,52
Operador de planta	3	34.268,90	2.447,78	39.913,23
Analista	1	20.563,57	489,61	7.983,51
Operador de consola	3	30.925,60	2.208,97	36.019,27
SUBTOTAL				122.564,54

Mano de obra indirecta				
Tipo de personal	Total personal	Sueldo mensual pesos	Sueldo mensual USD total	Sueldo Anual USD total
Operador de mantenimiento	3	32.962,21	2.354,44	38.391,32
Recursos Humanos	1	20.580,20	490,00	7.989,97
SUBTOTAL				46.381,29
TOTAL MANO DE OBRA				168.945,83

Referencia	Total
Depreciación (10% activo fijo)	USD 661.074,82
Impuestos (12% terreno)	USD 126.926,36
Seguros (1% inversión fija)	USD 196.312,78
Mano de obra	USD 168.945,83
Mantenimiento (2% Costo de Eq.)	USD 132.214,96
Total	USD 1.285.474,75

Costos variables

Para el cálculo de los costos variables de producción se consideran las tarifas de electricidad tanto por el consumo eléctrico de los equipos como los de alumbrado (fuente: www.edelap.com.ar/wp-content/uploads/2018/02/cuadro-tarifario_diciembre_2018), y los costos de consumo de agua de enfriamiento que se utiliza en el intercambiador de calor, siendo para el primer caso el consumo eléctrico total anual de 3421440 KWh y el consumo anual de agua en el intercambiador de calor de 45084 m³.

El consumo de los equipos se obtiene del desglose de potencia requerida para cada equipo (Ver anexo 10, tabla 5), mientras que el consumo del agua de enfriamiento se obtiene del diseño del intercambiador de calor. Los costos totales según el programa de producción en el horizonte del proyecto (fijado en 10 años) en función de la capacidad de operación serán entonces:

Año	COSTOS FIJOS	COSTOS VARIABLES	COSTOS TOTALES	CAPACIDAD
1	USD 1.285.474,75	USD 950.000,00	USD 2.235.474,75	100
2	USD 1.285.474,75	USD 950.000,00	USD 2.235.474,75	100
3	USD 1.285.474,75	USD 950.000,00	USD 2.235.474,75	100
4	USD 1.285.474,75	USD 950.000,00	USD 2.235.474,75	100
5	USD 1.285.474,75	USD 950.000,00	USD 2.235.474,75	100
6	USD 1.285.474,75	USD 855.000,00	USD 2.140.474,75	90
7	USD 1.285.474,75	USD 760.000,00	USD 2.045.474,75	80
8	USD 1.285.474,75	USD 665.000,00	USD 1.950.474,75	70
9	USD 1.285.474,75	USD 570.000,00	USD 1.855.474,75	60
10	USD 1.285.474,75	USD 570.000,00	USD 1.855.474,75	60

5 VENTAS

La proyección de ventas según la capacidad instalada en el horizonte del proyecto se puede visualizar en las siguientes tablas:

	Referencia	Total
VENTAS ANUALES	Producción Anual [m3/año]	10.368.000
	Precio de biogás [USD/m3]	USD 0,87
	Total	USD 9.020.160,00

Año	VENTAS [USD]	CAPACIDAD
1	9.020.160,00	100
2	9.020.160,00	100
3	9.020.160,00	100
4	9.020.160,00	100
5	9.020.160,00	100
6	8.118.144,00	90
7	7.216.128,00	80
8	6.314.112,00	70
9	5.412.096,00	60
10	5.412.096,00	60

6 PUNTO DE EQUILIBRIO

El análisis del punto de equilibrio es una técnica útil para estudiar las relaciones entre los costos fijos, los costos totales y los beneficios.

El punto de equilibrio es el nivel de producción en el que son exactamente iguales los beneficios por ventas a la suma de los costos fijos y los variables.

$$Pe = \frac{CF}{\left(1 - \left(\frac{CV}{V}\right)\right)}$$

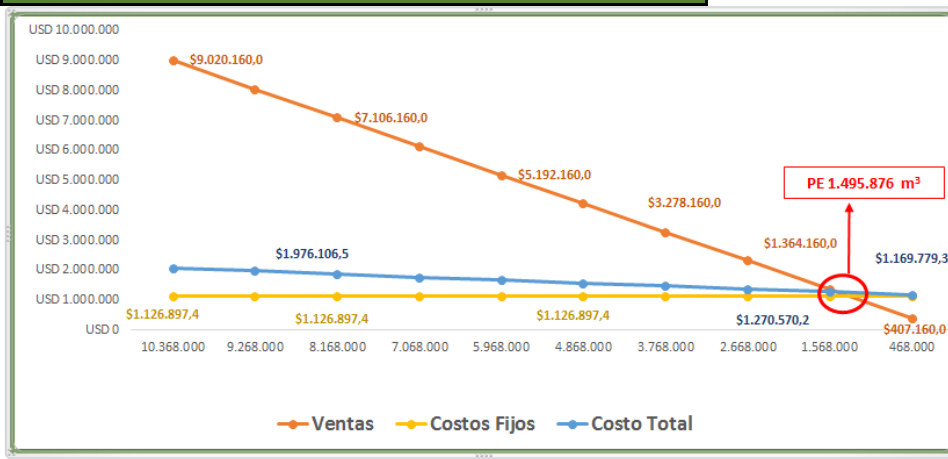
Donde:

CF: costos fijos

CV: costos variables

V: ingresos por ventas

Punto de Equilibrio		
Costos fijos	USD	1.285.474,45
Costos variables	USD	950.000,00
Costos totales	USD	2.235.474,75
Ingresos por ventas	USD	77.573.376,00
Punto de equilibrio (Ventas)	USD	1.301.412,46
Punto de equilibrio (m3)		1.495.876,39



7 EVALUACIÓN ECONÓMICA

La evaluación económica permite conocer la rentabilidad del proyecto mediante la determinación y el análisis de algunos indicadores económicos de uso frecuente en la evaluación de proyectos, como el Valor Actual Neto (VAN) y la Tasa Interna de Retorno (TIR), entre otros.

La base para el cálculo de los indicadores que permitirán definir la viabilidad económico-financiera del proyecto en estudio, a nivel de pre-factibilidad, es el flujo de caja. Este es un informe financiero que presenta el detalle de los flujos de ingresos y egresos de dinero que tiene el proyecto en un período dado. La diferencia entre los ingresos y los egresos netos se conoce como Saldo o Flujo Neto de Caja (FNC). El Flujo Neto de Caja Actualizado (FNCA), es el resultado del FNC modificado a través de la siguiente relación:

$$FNCA = \frac{FNC}{(1 + i)^n}$$

Siendo:

i: tasa de corte, tasa de actualización, tasa de descuento o tasa mínima aceptable de rendimiento (TMAR) del proyecto

n: cantidad de períodos (años) en los que se evalúa el proyecto.

Si no se tiene en cuenta la inflación, la tasa de descuento del proyecto se compone por la suma de una tasa libre de riesgo, más el valor del premio del mercado, el cual contempla el riesgo de la actividad, ligado fundamentalmente a variables internas (experiencia de la empresa en el sector, tipo de organización, entre otras) y externas (tendencia del sector, madurez de la tecnología seleccionada, entre otras).

Se calculan los flujos netos de caja considerando dos escenarios:

Sin financiamiento

Con financiamiento del 25%

8 FLUJOS NETOS SIN FINANCIAMIENTO

Se proyectan los costos e ingresos por ventas en el tiempo de evaluación del proyecto -para el proyecto en estudio se toman 10 (diez) años - teniendo en cuenta la capacidad operativa.

En el año 0 se supone que se realiza la inversión de Capital Inicial (Inversión en Capital Fijo más Inversión en Capital de Trabajo).

Primero se calculan los Ingresos Netos de la empresa, resultado de restar a los Ingresos por Ventas, los Ingresos Brutos (los cuales equivalen a un 5% de los Ingresos por Ventas). En segundo lugar, la Utilidad Bruta, que se obtiene de restar los Costos Totales de producción a los Ingresos Netos. Una vez calculada la utilidad bruta, se descuenta el Impuesto a las Ganancias (35% de la Utilidad Bruta), dando como resultado la Utilidad Neta.

A la Utilidad Neta se le suma la Amortización, la cual equivale al 10% anual (para los 10 años de evaluación) del Activo Fijo, para dar como resultado el Flujo de Fondo Anual.

9 FLUJOS NETOS CON FINANCIAMIENTO

Los flujos de fondo con financiamiento se calculan en forma similar a los flujos sin financiamiento, con la particularidad que se deben restar los pagos de deuda año a año, según se calcula mediante la tabla de pago de deuda (Ver anexo 19).

La tabla de pago de deuda se ha considerado de tal modo que el pago anual sea el mismo, con una tasa de interés del 8% anual constante.

La anualidad se calcula entonces mediante la ecuación:

$$A = P \left[\frac{i(1+i)^n}{(1+i)^n - 1} \right]$$

Donde:

P: monto del préstamo en U\$D

i: tasa de interés anual

n: plazo de pago en años

Concepto	Valor	Unidad
Financiamiento	25%	[%]
Plazo de Pagos	10	[Años]
Monto del Préstamo	4.907.819,43	[U\$D]
Tasa de Interés Anual	8%	[%]
Anualidad	731.409,82	[U\$D]

10 CUADROS DE FLUJOS DE FONDOS

En los Anexos 17 y 18 se desarrollan los cuadros de flujo de fondos anuales para ambos casos en evaluación.

11 INDICADORES ECONÓMICOS

Los datos del flujo de caja son la base para la estimación de los siguientes indicadores económicos:

Valor Actual Neto (VAN)

El Valor Actual Neto (VAN), es una medida del beneficio que rinde un proyecto de inversión a través de toda su vida útil. Se define como el valor presente de su flujo de ingresos futuros menos el valor presente de su flujo de egresos futuros.

Es un monto de dinero equivalente a la suma de los flujos de ingresos netos que generará el proyecto en el futuro.

El criterio de aceptación en base a este indicador establece que el proyecto podría ser rentable siempre y cuando el VAN sea mayor o igual a 0, (**VAN ≥ 0**).

Para calcular el VAN se emplea la siguiente relación:

$$VAN = \sum_{j=0}^n \frac{FNC_j}{(1+i)^j}$$

Siendo:

FNC_j: flujo neto de caja en el año j (U\$D)

i: tasa de descuento o tasa mínima aceptable de rendimiento del proyecto. (TMAR en el caso de este proyecto, con un valor de 10% para ambos escenarios)

n: último año del periodo de evaluación del proyecto (para el proyecto en evaluación es 10).

$$TMAR = i$$

Donde

i: premio al riesgo

El premio al riesgo se puede considerar como la tasa de crecimiento real del dinero invertido.

Tasa Interna de Retorno (TIR)

La Tasa Interna de Retorno o Tasa Interna de Rentabilidad (TIR) de una inversión, es el promedio geométrico de los rendimientos futuros esperados de dicha inversión. En términos simples, se conceptualiza como la tasa de descuento con la que el VAN es igual a cero. Se

llama de esta manera porque supone que el dinero que se gana cada año se reinvierte en su totalidad. Expresado de otra manera, se trata de la tasa de rendimiento generado en su totalidad en el interior de la empresa por medio de la reinversión.

La TIR puede utilizarse como indicador de la rentabilidad de un proyecto: a mayor TIR, mayor rentabilidad. Así, se utiliza como uno de los criterios para decidir sobre la aceptación o rechazo de un proyecto de inversión. Para ello, la TIR se compara con una tasa aceptable o tasa de corte. Si la tasa de rendimiento del proyecto, expresada por la TIR, supera a la tasa de corte, el proyecto es rentable desde el punto de vista de este indicador.

Matemáticamente, la TIR es la tasa de descuento i que establece la siguiente igualdad:

$$I_0 = \frac{FNE_1}{(1+i)^1} + \frac{FNE_2}{(1+i)^2} + \dots + \frac{FNE_n}{(1+i)^n}$$

Índice de Valor Actual Neto (IVAN)

Este indicador permite seleccionar proyectos bajo condiciones de racionamiento de capital, es decir, cuando no hay recursos suficientes para implementarlos todos.

La relación algebraica que permite estimar el IVAN es la siguiente:

$$IVAN = \frac{\text{Flujos Descontados}}{\text{Inversión Inicial Actualizada}} = \frac{VAN}{I_0}$$

El criterio permite medir cuánto VAN aporta cada dólar invertido individualmente en cada proyecto.

12 CONCLUSIONES DE LA EVALUACIÓN ECONÓMICA

Para una producción de 1200 m³/hora de biogás purificado, para el periodo en evaluación de 10 años, la suma de los flujos de fondos es suficiente para recuperar la inversión en ambos escenarios evaluados. A su vez, se observa que, pese a la alta inversión inicial, la TIR es superior a la TMAR, y el VAN es positivo en ambos casos.

En la siguiente tabla se detallan los indicadores económicos evaluados para cada escenario:

Indicador	Sin Financiamiento	Con Financiamiento
TMAR	10%	10%
TIR	14,19%	16,23%
VAN	3.475.182,50	3.888.805,21
IVAN	0,17	0,25
Periodo De Recuperación	4, 75 Años	4,3 Años

Como resultado se puede afirmar que el proyecto es rentable y con una TIR que mejora en el caso evaluado con financiamiento externo, dado que la tasa de retorno del proyecto sin financiamiento es superior al interés del préstamo. Ello hace que el capital tenga mayor rendimiento.

BIBLIOGRAFÍA CONSULTADA

“Manual del biogás” – María Teresa Varnero Moreno, Santiago de Chile, 2011

“Manual del Ingeniero químico” – Robert H. Perry, Tomo 1

“Procesos de Transferencia de Calor- Donald Q. Kern

“Convenio colectivo de trabajo de los trabajadores de la A.G.O.E.C” (Asociación Gremial Obreros y Empleados de CEAMSE)

“Plant Design and economics for chemical engineers”, Max S. Peters Klaus D. Timmerhaus

“Evaluación de Proyectos”, Gabriel Baca Urbina 3ra Edición, Mc Graw-Hill

“Apunte Absorción, Cátedra Operaciones Unitarias 2, Ing. Fernando Acedo, año 2014”

“Fenómenos de transporte”, R.B. Bird,

“Procesos de Transferencia de Calor” – Donald Kern

SITIOS WEB CONSULTADOS

www.enargas.gob.ar

www.ceamse.gov.ar

www.opds.gba.gov.ar

The Chemical Engineering Plant Cost Index - Chemical Engineering:
<https://www.chemengonline.com/pci-home>

www.parker.com/Literature/.../pdf -BGAKC-MK4-Datasheet

www.inta.gob.ar

ANEXOS

ANEXO 1

TABLA 1													
PROYECCIONES DE GENERACION Y RECUPERACION DE BIOGAS													
Relleno sanitario, Ensenada, Argentina													
Año	Indice de Disposición (Mg/año)	Residuos Acumulados (Mg)	Generación de Biogás			Eficiencia del Sistema de Recolección (%)	Recuperación de Biogás del Sistema Planeado			Capacidad Maxima Planta de Energia* (MW)	Flugo de Biogas Linea Base (m ³ /hr)	Estimados de Reduccion en Emisiones de Metano**	
			(m ³ /hr)	(cfm)	(mmBtu/hr)		(m ³ /hr)	(cfm)	(mmBtu/hr)			(tonnes CH ₄ /año)	(tonnes CO ₂ eq/año)
2018	0	6.947.850	2.797	1.646	50,0	60%	1.678	988	30,0	2,8	0	5.262	110.509
2019	0	6.947.850	2.487	1.464	44,4	60%	1.492	878	26,7	2,5	0	4.680	98.287
2020	0	6.947.850	2.226	1.310	39,8	60%	1.336	786	23,9	2,2	0	4.189	87.962
2021	0	6.947.850	2.005	1.180	35,8	60%	1.203	708	21,5	2,0	0	3.773	79.223
2022	0	6.947.850	1.817	1.070	32,5	60%	1.090	642	19,5	1,8	0	3.420	71.813
2023	0	6.947.850	1.658	976	29,6	80%	1.326	781	23,7	2,2	0	4.160	87.351
2024	0	6.947.850	1.522	896	27,2	80%	1.218	717	21,8	2,0	0	3.819	80.191
2025	0	6.947.850	1.406	827	25,1	80%	1.125	662	20,1	1,9	0	3.527	74.070
2026	0	6.947.850	1.306	769	23,3	80%	1.045	615	18,7	1,7	0	3.277	68.820
2027	0	6.947.850	1.220	718	21,8	80%	976	575	17,4	1,6	0	3.062	64.299
2028	0	6.947.850	1.146	675	20,5	80%	917	540	16,4	1,5	0	2.876	60.390
2029	0	6.947.850	1.082	637	19,3	80%	865	509	15,5	1,4	0	2.714	56.995
2030	0	6.947.850	1.026	604	18,3	80%	820	483	14,7	1,4	0	2.573	54.032
2031	0	6.947.850	976	575	17,4	80%	781	460	14,0	1,3	0	2.449	51.432
2032	0	6.947.850	933	549	16,7	80%	746	439	13,3	1,2	0	2.340	49.138
2033	0	6.947.850	894	526	16,0	80%	715	421	12,8	1,2	0	2.243	47.101
2034	0	6.947.850	859	506	15,4	80%	688	405	12,3	1,1	0	2.156	45.282

Tabla de resultado de proyección de generación y recuperación de biogás. Fuente EPA

ANEXO 2

Tratamiento Secundario	Diseño	Operación	Costo de Inversión	Costo de Operación	Calidad del tratamiento
<i>Absorción física</i>	Muy Sencillo	Muy Sencilla	Bajo	Bajo	Alta eficiencia de purificación. En algunos casos se obtiene metano puro.
<i>Absorción química</i>	Muy Sencillo	Sencilla	Bajo	Medio	Principalmente se utiliza para remover CO ₂ , H ₂ S y vapor de agua. La eficiencia es alta aunque varía en función del compuesto químico utilizado.
<i>Adsorción en una superficie sólida</i>	Sencillo	Sencilla	Medio	Alto	A partir de una buena elección del absorbente, el proceso puede remover CO ₂ , H ₂ S, humedad y otras impurezas simultánea o selectivamente.
<i>Separación por membrana</i>	Normal	Normal	Medio	Alto	Para alta purificación de metano, la permeabilidad debe ser alta. Aunque los procesos de separación multietapas pueden lograr 98% v/v de metano.
<i>Separación criogénica</i>	Normal	Normal	No hay datos disponibles	No hay datos disponibles	El proceso tiene la ventaja de que permite la recuperación de los componentes puros en forma líquida, que puede transportarse fácilmente. Aunque no presenta alta eficiencia en la remoción de CO ₂ .
<i>Método de conversión química</i>	Complejo	Complejo	Muy alto	Muy alto	Reduce la concentración de gas indeseable a niveles trazas.
<i>Procesos de oxidación</i>	Muy Sencillo	Muy Sencillo	Bajo	Bajo	Solo presenta alta eficiencia en la eliminación de H ₂ S y en algunos casos de vapor de agua.

Resumen de comparación de tratamientos de purificación del biogás. Fuente: Universidad Nacional del Litoral (UNL) y del Consejo Nacional de Investigaciones Científicas y Técnicas (CONICET)

50 Hz

Soffianti - prestazioni con motori a 50 Hz Blowers - performance with 50 Hz motors

Pressione di mandata Outlet pressure		0		50		75		100		125		150		175		200		225		250		275		300																						
Portata aspirata - Flow rate		m³/h		m³/h		m³/h		m³/h		m³/h		m³/h		m³/h		m³/h		m³/h		m³/h		m³/h		m³/h		m³/h																				
Potenza motore - Motor power		kW		kW		kW		kW		kW		kW		kW		kW		kW		kW		kW		kW		kW																				
Tipo Soffiante	CL 20 HS	54	22	0,22	[0 m³/h a/at 70 mbar]																																									
	CL 30-Z HS	84	54	0,4	39	0,4	24	0,4	9	0,4	[6 m³/h a/at 130 mbar]																																			
	CL 3.6/01	35	25	0,25	20	0,25	15,5	0,25	11	0,25	6	0,25																																		
	CL 4/01	52	38	0,37	31	0,37	24	0,37	18	0,37	11	0,37	4	0,37																																
	CL 7/01	80	62	0,55	53	0,55	44	0,55	35	0,55	25	0,55	16	0,75	7	0,75																														
	CL 1R3.5	116	84	0,7	68,5	0,7	53	0,7	37,5	0,7	22	0,7																																		
	CL 10/01	120	100	0,75	90	0,75	80	0,75	70	0,75	60	1,1	50	1,1	40	1,1	30	1,1																												
	CL 40 HS	150	118	0,9(•)	103	0,9(•)	89	0,9(•)	74	0,9(•)	59	0,9(•)	44	1,1	30	1,1																														
	CL 15/01	176	149	1,1	135	1,1	122	1,1	108	1,1	95	1,1	81	1,5	68	1,5	54	1,5	41	1,5																										
	CL 50 HS	212	184	1,5	168	1,5	151	1,5	133	1,5	116	1,5	99	1,5	82	1,5	65	2,2	50	2,2																										
	CL 18/01	252	218	1,5	201	1,5	184	1,5	167	1,5	151	2,2	134	2,2	118	2,2	101	2,2	85	3	68	3	52	3																						
	CL 1R5.5	270	232	1,6	213	1,6	194	1,6	175	1,6	156	1,6	137	1,6	118	2,2	99	2,2	80	2,2																										
	CL 60 HS	300	268	2,2	249	2,2	230	2,2	211	2,2	192	2,2	174	2,2	155	3	136	3	117	3	100	4	82	4																						
	CL 28/1	310	270	2,2	250	2,2	232	2,2	216	2,2	200	2,2	186	2,2	173	3	160	3	147	3	134	3	121	4																						
	CL 22/01	346	306	2,2	286	2,2	266	2,2	246	2,2	226	3	206	3	186	3	167	4	148	4	128	4	108	4																						
	CL 34/1	380	348	3	333	3	317	3	301	3	285	3	269	3	254	4	238	4	223	4	207	5,5	191	5,5																						
	CL 40/1	454	416	3	397	3	378	3	360	3	343	4	326	4	310	4	294	5,5	278	5,5	262	5,5	246	5,5																						
	CL 80-Z HS	518	472	4	449	4	426	4	403	4	380	4	357	4	334	4	311	5,5	288	5,5	265	5,5	242	5,5																						
	CL 46/1	575	512	4	485	4	460	4	436	4	415	4	394	5,5	375	5,5	356	5,5	338	5,5	320	7,5	303	7,5																						
	CL 60/1	685	620	4	590	4	563	4	537	4	512	5,5	488	5,5	464	5,5	440	7,5	416	7,5	392	7,5	368	9,2																						
CL 72/1	820	750	4	718	4	687	4	656	4	625	5,5	594	5,5	563	7,5	532	7,5	502	7,5	471	9,2	441	9,2																							
CL 1R9	1038	962	8,5	924	8,5	886	8,5	848	8,5	810	8,5	772	8,5	734	12,5	696	12,5	658	12,5	620	12,5	582	18,5																							
CL 84/1	1065	990	5,5	952	5,5	914	5,5	876	7,5	838	7,5	800	9,2	762	9,2	723	9,2	684	11	645	11	606	11																							
CL 98/1	1120	1055	7,5	1022	7,5	990	7,5	957	9,2	925	9,2	892	11	860	11	827	11	795	15	762	15	730	15																							
Blower	TBT/M	1235	1152	11	1126	11	1090	11	1054	11	1020	11	990	15	960	15	932	15	905	15	877	15	850	18,5																						

Selección de modelo de soplador. Fuente: catálogo SOFFIANTI MAPRO

Dimensioni / Dimensions

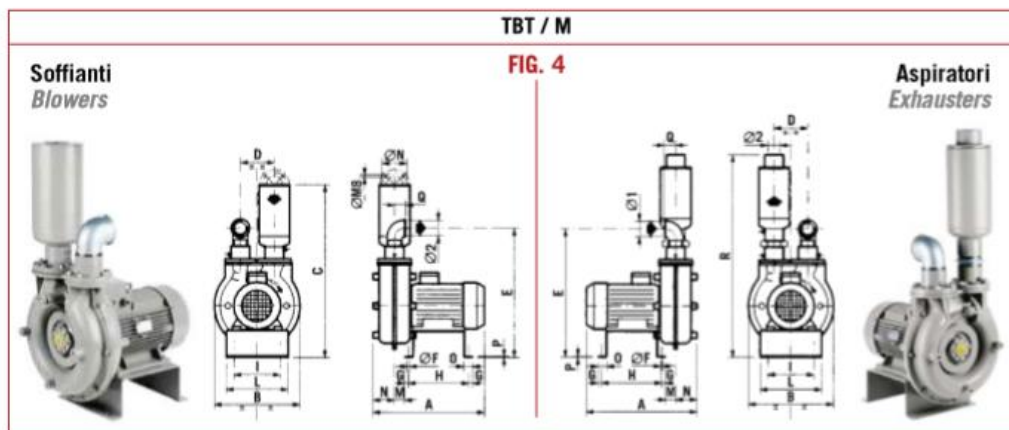
Tipo macchina <i>Machine Type</i>	Figura di riferimento <i>Reference figure</i>	A	B	C	D	E	ØF	G	H	I	L	M	N	O	P	Q	R	S	Attacchi ("gas) <i>Connections ("gas)</i>		Peso <i>Weight</i> (kg)	
																			aspir. <i>inlet</i>	mand. <i>outlet</i>		
CL 3.6/01	Fig. 1	290	310	277	290	115	10	67	16	91	55	70								1"	1"	11
CL 4/01	Fig. 1	290	310	277	290	115	10	67	16	91	55	70	315							1"	1"	12
CL 7/01	Fig. 1	340	360	343	340	125	10	110	16	110	55	70								1" 1/4	1" 1/4	17
CL 10/01	Fig. 1	405	390	383	370	145	10	119	16	118	55	70								1" 1/2	1" 1/2	23
CL 15/01	Fig. 1	447	425	395	405	170	10	130	16	130	55	70								2"	2"	30
CL 18/01	Fig. 1	505	450	486	430	202	10	148	16	166	55	70								2" 1/2	2" 1/2	43
CL 22/01	Fig. 1	535	485	502	465	216	10	170	16	182	55	70								2" 1/2	2" 1/2	52
CL 28/1	Fig. 3	446	370	445	140	85	9	100	160	310	350	-	21	35	5	1	45			2" 1/2	2" 1/2	48
CL 34/1	Fig. 3	560	400	470	160	90	9	100	160	347	387	70	22	35	5					2" 1/2	2" 1/2	66
CL 40/1	Fig. 3	550	416	490	160	90	9	100	160	347	387	70	22	35	5					3"	3"	77
CL 46/1	Fig. 3	680	440	520	180	97	11	60	330	400	450	120	22	45	5					3"	3"	93
CL 60/1	Fig. 3	700	440	520	180	97	11	60	330	400	450	120	22	45	5					3"	3"	103
CL 72/1	Fig. 3	735	466	560	180	107	11	60	330	420	470	185	17	45	5					4"	4"	102
CL 84/1	Fig. 3	765	505	615	180	107	11	60	330	420	470	185	17	45	5					4"	4"	112
CL 98/1	Fig. 3	750	532	640	180	107	11	60	330	420	470	185	17	45	5					4"	4"	120
CL 4/21	Fig. 2	311	275	284	254	33	9	196	160	230	35	65	140	163	420	106	27	368		1"	1"	17
CL 7/21	Fig. 2	403	322	337	298	55	12	222	240	182	35	98	195	230	480	127	36	345		1" 1/4	1" 1/4	26
CL 10/21	Fig. 2	452	350	380	329	60	12	244	240	200	55	115	205	257	585	145	45	375		1" 1/2	1" 1/2	36
CL 12/21	Fig. 3	440	350	420	130	79	9	100	160	288	328	-	19	35	5	6	40			1" 1/2	1" 1/2	42
CL 14/21	Fig. 3	445	370	440	130	79	9	100	160	288	328	-	19	35	5	6	40			2"	2"	42
CL 17/21	Fig. 3	560	400	470	160	90	9	100	160	347	387	70	22	35	5					2" 1/2	2" 1/2	54
CL 20/21	Fig. 3	550	416	490	160	90	9	100	160	347	387	70	22	35	5					2" 1/2	2" 1/2	66
CL 23/21	Fig. 3	590	440	515	160	90	9	100	160	347	387	70	22	35	5					2" 1/2	2" 1/2	82
CL 30/21	Fig. 3	700	440	520	180	97	11	60	330	400	450	120	22	45	5					3"	3"	88
CL 36/21	Fig. 3	675	466	550	180	97	11	60	330	400	450	120	22	45	5					3"	3"	90
CL 42/21	Fig. 3	765	505	615	180	107	11	60	330	420	470	185	17	45	5					3"	3"	106
CL 49/21	Fig. 3	750	532	640	180	107	11	60	330	420	470	185	17	45	5					4"	4"	112
TBT/M	Fig. 4	725	556	1120	220	835	16	25	392	300	400	65	140	50	8	100	1325			4"	4"	220

Dimensioni (mm)

I pesi sono quelli delle macchine con motore di potenza maggiore.

Dimensions (mm)

Weights shown are for the machines fitted with the largest motor power



Dimensiones de soplador según modelo. Fuente catálogo SOFFIANTI MAPRO

ANEXO 4

Compressori monostadio per gas biologico raffreddati ad acqua / Prestazioni
Water cooled single stage rotary compressors for biogas / Performance



Pressione di mandata Outlet pressure [bar g]		1	1,2	1,5	1,8	2	2,3	2,5	2,8	3	3,2										
Portata aspirata Flow rate		m ³ /h	m ³ /h	m ³ /h	m ³ /h	m ³ /h	m ³ /h	m ³ /h	m ³ /h	m ³ /h	m ³ /h										
Potenza assorbita Absorbed power		kW		kW		kW		kW		kW											
giri/min rpm	Tipo compressore Compressor type																				
1450	R 25 G	232	8,8	228	9,6	222	10,8	216	11,9	212	12,7	206	13,8	202	14,6	196	15,7	192	16,5	188	17,3
	R 30 G	290	10,7	285	11,8	278	13,3	266	15	261	15,8	254	17,2	249	18	242	19,3	237	20,2		
	R 40 G	370	14,2	364	15,4	355	17,2	346	18,9	340	20	331	21,5	325	22,5	316	24	310	25	304	26
	R 48 G	432	16,1	426	17,5	416	19,7	406	21,6	400	22,9	382	25,8	375	27	364	28,8	357	30	350	31,2
	R 52 G	488	17,7	480	19,7	469	22,3	458	24,3	450	25,6	439	27,9	431	29,2	420	31,3	412	32,7	404	34
	R 61 G	559	20,4	550	22,2	537	24,9	524	27,4	516	29,2	494	32,7	485	34,2	473	36,5	464	38	456	39,5
975	R 60 G	565	21,8	556	23,8	543	26,5	530	28,9	521	30,5	508	33	499	34,7	486	37	477	38,4	468	40
	R 70 G	652	24,5	642	26,8	627	29,7	612	32,6	588	35,6	573	39	563	41	548	43,8	538	45,8	528	47,5
	R 80 G	802	29,5	790	32,4	772	36	754	39,5	742	41,9	724	45,4	712	47,8	694	51,3	682	53,3	670	55,2
	R 100 G	926	33,5	912	36,7	892	40,9	872	45	839	49	819	54	805	56,7	785	60,7	771	63,4	757	66
	R 121 G	1105	39	1089	43	1064	48,3	1040	53	1002	58	978	63,7	963	67	939	71,8	923	75	907	78
735	R 140 G	1248	45	1230	49,5	1203	56	1176	61,5	1158	65	1131	70,5	1113	74	1086	79,5	1068	83	1050	86,5
	R 160 G	1380	49	1360	54	1330	61	1300	67	1280	71	1250	77	1230	81	1200	87	1180	91	1160	95
	R 180 G	1630	58	1606	64	1570	72	1534	79,5	1510	84	1474	91	1450	95	1414	102	1390	107	1366	111
	R 190 G	1852	65	1824	72	1782	81	1740	90	1690	97	1651	105	1625	111	1586	119	1560	125	1534	130
585	R 250 G	2250	79	2219	86	2140	100	2095	110	2065	116	2020	125	1990	131	1945	141	1915	146	1885	153
	R 300 G	2880	98	2840	107	2750	126	2690	138	2650	146	2590	158	2550	166	2490	178	2450	186	2410	194

PRO

Selección de modelo de compresor de biogás. Fuente catálogo COMPRESSORI MAPRO

Compressori monostadio per gas biologico raffreddati ad acqua / Dimensioni Water cooled single stage rotary compressors for biogas / Dimensions

Il disegno d'ingombro riporta, a titolo indicativo, le dimensioni dei compressori nella tipica composizione di fornitura prevista allorchè il loro utilizzo è quello della miscelazione di fanghi in digesteri anaerobici. I pesi, riportati anch'essi a titolo indicativo, si intendono per gruppi equipaggiati con il motore elettrico di potenza maggiore tra quelle previste per lo specifico tipo di compressore. I motori considerati sono del tipo antideflagrante, con modo di protezione "d", marcatura specifica Ex II 2 G, marcatura complementare Ex-d IIB T3.

La quota "P" fa anch'essa riferimento a compressori equipaggiati con motore elettrico della massima potenza prevista.

La quota "P" può inoltre variare in funzione della marca del motore installato.

Per le dimensioni dei compressori R 250 G ed R 300 G, dei compressori utilizzati per l'alimentazione a motori a gas e per gruppi package specifici, vi preghiamo di contattare il Servizio Vendite MAPRO®.

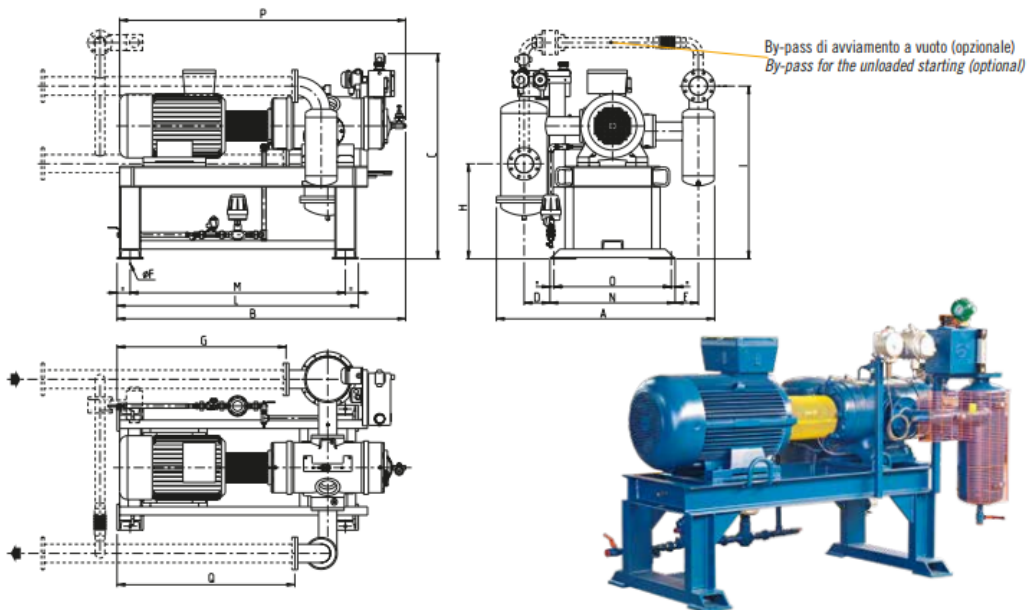
On the drawing below you can find, for informational purposes only, the dimensions of the typical compressors to be used for sludge mixing into anaerobic digesters.

The weights, given as well for informational purposes only, refer to machines equipped with electric motor of highest power among those provided for the specific compressor. The electric motors considered are type of protection "d", flameproof, with specific marking Ex II 2 G, additional marking Ex-d IIB T3.

Also the dimension "P" is for compressors equipped with electric motor of the highest power.

And the dimension "P" can be different depending on the motor brand.

For the dimensions of the compressors R 250 G and R 300 G, of the compressors to be used for gas engines feeding and for the dimensions of any specific "Package", please ask MAPRO® Sales Department.



Tipo compressore Compressor type	A	B	C	D	E	øF	G	H	I	L	M	N	O	P	Q	ASPIRAZIONE INLET	MANDATA OUTLET	Peso Weight (kg)
																EN 1092-1	EN 1092-1	
R 25 G	1000	1480	1380	10	95	16	885	505	800	1220	1080	760	680	1470	915	PN16 DN65	PN16 DN50	570
R 30 G	1000	1480	1380	10	95	16	885	505	800	1220	1080	760	680	1470	915	PN16 DN65	PN16 DN50	570
R 40 G	1270	1680	1380	105	125	16	1000	550	980	1400	1260	800	720	1715	1065			820
R 48 G	1270	1680	1380	105	125	16	1000	550	980	1400	1260	800	720	1715	1065	PN16 DN80	PN16 DN65	860
R 52 G	1270	1680	1380	105	125	16	1000	550	980	1400	1260	800	720	1775	1065			900
R 61 G	1270	1680	1380	105	125	16	1000	550	980	1400	1260	800	720	1775	1065	PN16 DN125	PN16 DN100	930
R 60 G	1650	1890	1580	200	180	20	1050	730	1325	1600	1400	960	900	2015	1135			1500
R 70 G	1675	1890	1580	200	180	20	1050	730	1325	1600	1400	960	900	2015	1135	PN16 DN125	PN16 DN125	1530
R 80 G	1675	2210	1580	200	180	20	1295	730	1325	1850	1650	960	900	2365	1365			1830
R 100 G	1675	2220	1580	200	180	20	1295	730	1325	1850	1650	960	900	2370	1365	PN16 DN150	PN16 DN150	1800
R 121 G	1675	2355	1580	200	180	20	1295	730	1325	1935	1735	960	900	2480	1445			1950
R 140 G	2045	2445	1580	185	435	20	1410	695	1455	2000	1800	1100	1040	2545	1360	PN16 DN200	PN16 DN200	2250
R 160 G	2045	2445	1580	185	435	20	1410	695	1455	2000	1800	1100	1040	2620	1360			2600
R 180 G	2050	2515	1790	190	435	20	1480	830	1740	2200	2000	1100	1040	2620	1360	PN16 DN200	PN16 DN200	3100
R 190 G	2050	2515	1790	190	435	20	1480	830	1740	2200	2000	1100	1040	2620	1360			3050

Dimensioni [mm] - Dimensions [mm]

MAPRO

47

Dimensiones de compresor R 140 G. Fuente catálogo COMPRESSORI MAPRO

ANEXO 5

Figura 1

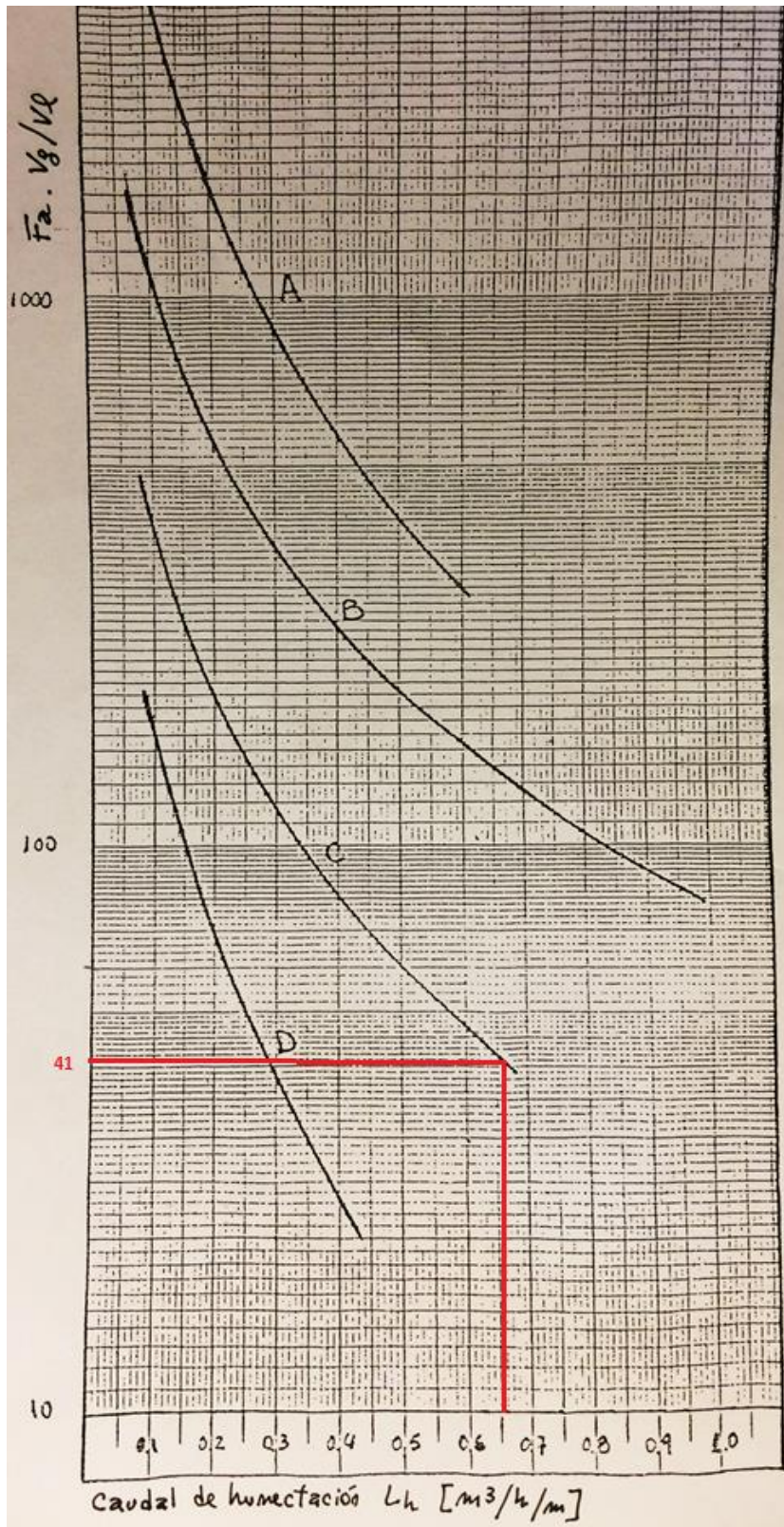


Gráfico caudales de carga para varios rellenos (Morris y Jackson – Absorption towers 1953)
Fuente: apunte Operaciones Unitarias 2 UTN FRLP año 2014

Figura 2

ALTURA DE UNA UNIDAD DE TRANSFERENCIA BASADA EN FASE GASEOSA.

$$H_G = \phi \frac{(G_m')^2}{(L_m')^2} \quad \phi = 0,5 \quad \tau = 0,304 \quad (0,205)^{0,5}$$

H_G [m.] si G_m' y L_m' se dan en $[Kg./h.m^2]$

RELLENO ϕ τ 0,305. (0,205)^{0,5} RANGO DE L' X 1.000

Anillos Rasching	ϕ	τ			
3/8 pulg.	2,320	0,45	0,47	0,313789	0,9-2,4
1 pulg.	7,000	0,39	0,58	0,410809	0,9-2,4
	6,410	0,32	0,51	0,410809	0,9-2,4
1,5 pulg.	17,300	0,38	0,66	0,473786	0,9-3,4
	2,580	0,38	0,40	0,313789	0,9-3,4
2 pulg.	3,820	0,41	0,45	0,322389	0,9-3,4
Berl saddles					
1/2 pulg.	32,400	0,30	0,74	0,610522	0,9-3,4
	0,811	0,30	0,23	0,276425	0,9-3,4
1 pulg.	1,970	0,36	0,40	0,323894	0,9-3,4
1,5 pulg.	5,050	0,32	0,45	0,373547	0,9-3,4

ALTURA DE UNA UNIDAD DE TRANSFERENCIA BASADA EN FASE LIQUIDA

$$H_L = \phi \frac{(L_m')^2}{(G_m')^2} \quad \phi = 0,5 \quad \tau = 0,304 \cdot (0,0848)^{0,5}$$

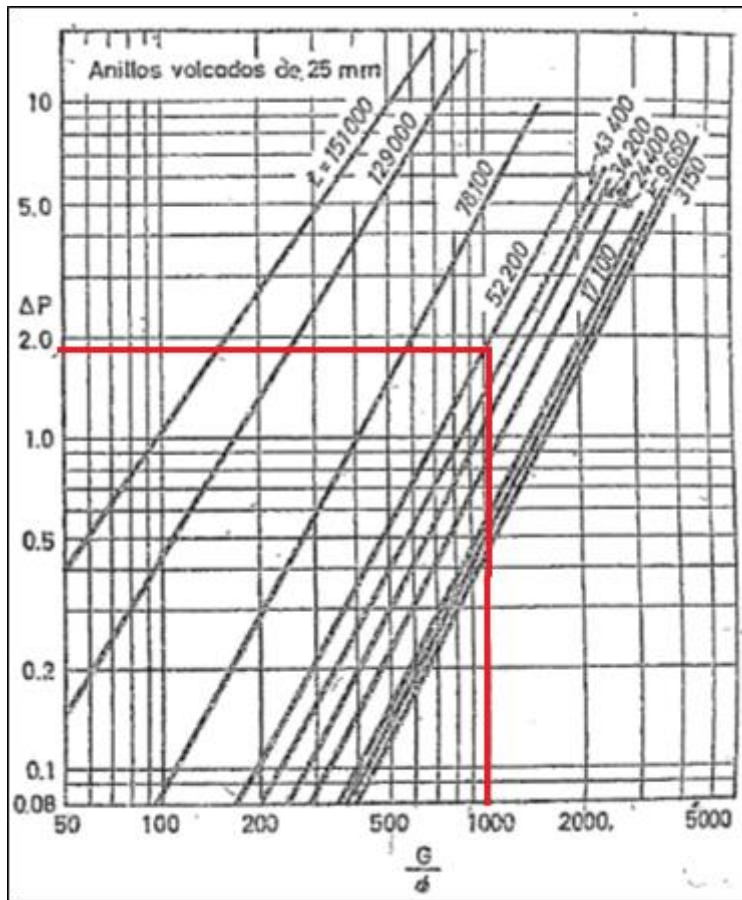
H_L [m.] τ_L [cp] L_m' [Kg./h.m²] ϕ adimensional

RELLENO ϕ τ 0,304 (0,0848)^{0,5} RANGO DE L

Anillos Rasching	ϕ	τ		
3/8 pulg.	0,00182	0,46	0,097709	1953-73240
1/2 pulg.	0,00357	0,35	0,128177	1953-73240
1 pulg.	0,01000	0,22	0,176632	1953-73240
1,5 pulg.	0,01110	0,22	0,176632	1953-73240
2 pulg.	0,01250	0,22	0,176632	1953-73240
Berl saddles				
1/2 pulg.	0,00666	0,28	0,172343	1953-73240
1 pulg.	0,00988	0,28	0,172343	1953-73240
1,5 pulg.	0,00833	0,28	0,172343	1953-73240
Anillos Rasching				
3 pulg. Esp. simple	0,00909	0,28		
1 pulg. Esp. triple	0,01140	0,28		

Tablas para cálculo de HG y HL para relleno de anillos Rasching. Fuente: Anexo de tablas y gráficos, apunte Operaciones Unitarias 2 UTN FRLP año 2014

Figura 3



Pérdida de carga en cm H₂O / m de relleno para anillos Raschig de 1". Fuente: Manual del Ing. Químico, Perry, Tomo 1, sección 10,

ANEXO 6

Figura 1

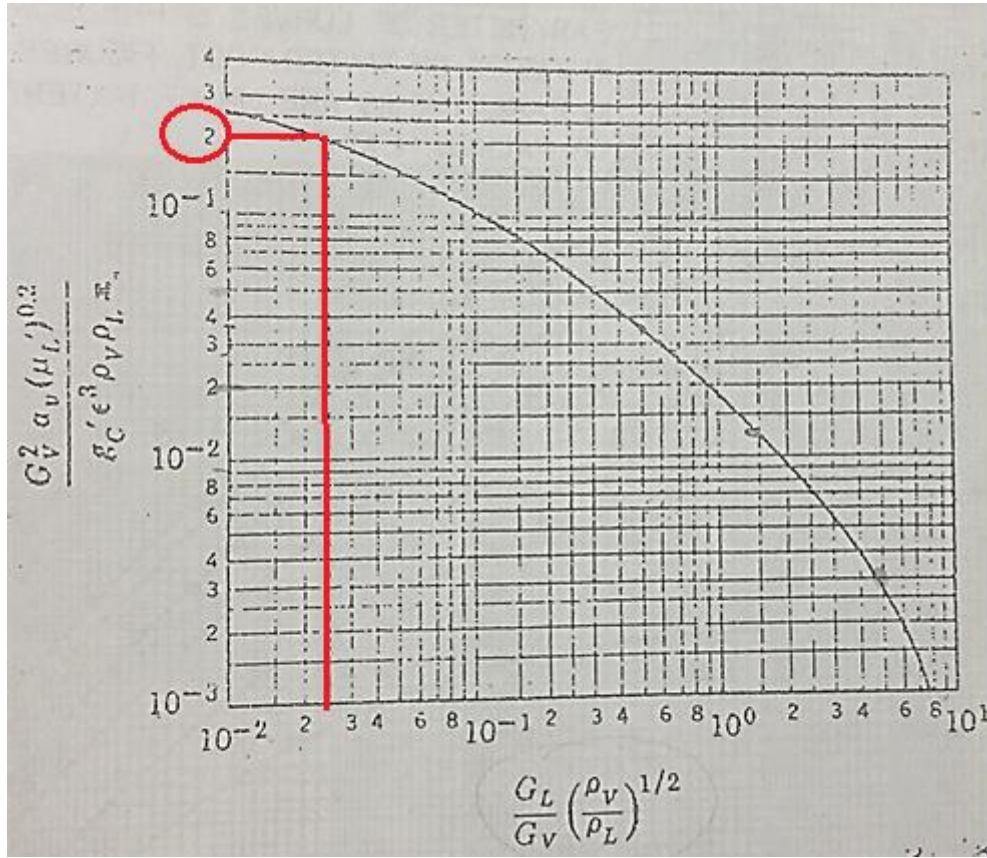


Gráfico para obtener la Velocidad de inundación en la torre de desorción (Gv). Fuente: apunte Operaciones Unitarias 2 UTN FRLP año 2014

Figura 2

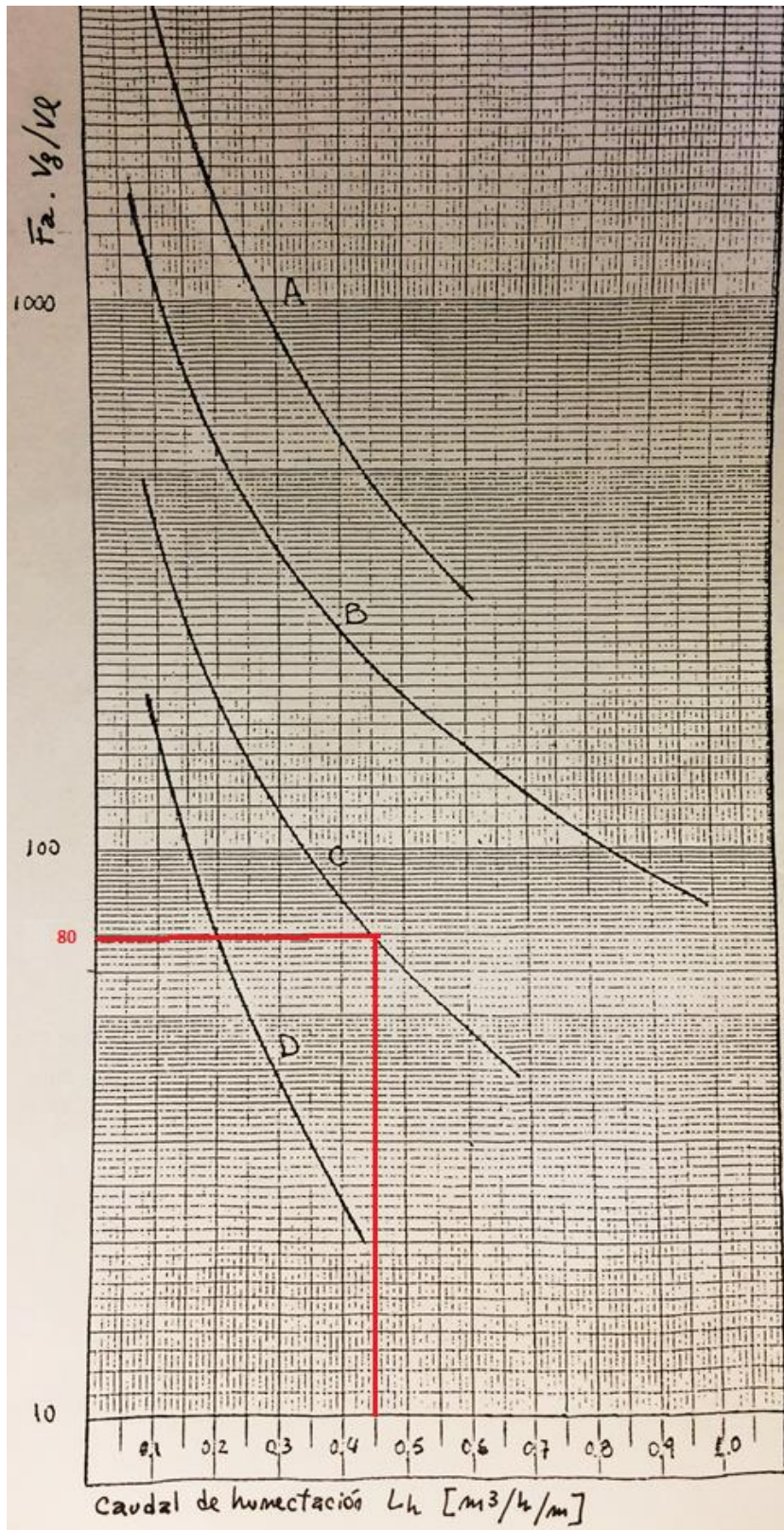
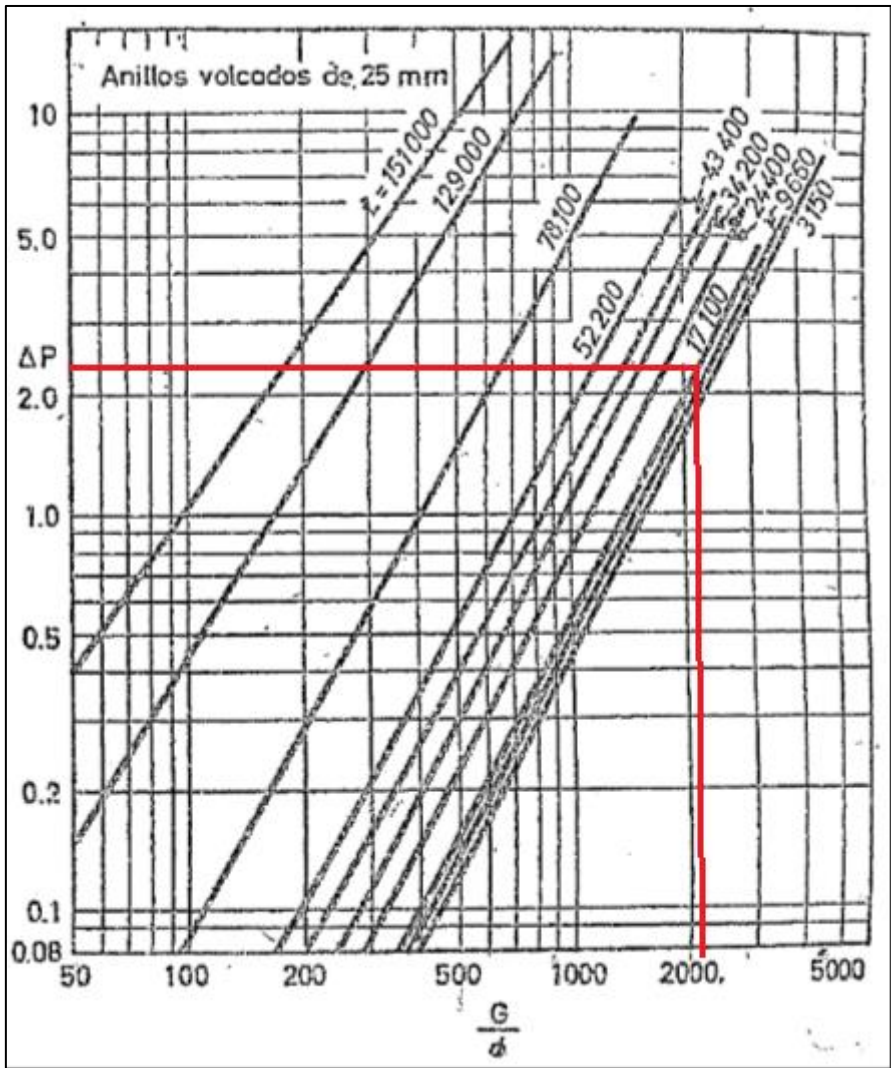


Gráfico caudales de carga para varios rellenos (Morris y Jackson – Absorption towers 1953)
Fuente: apunte Operaciones Unitarias 2 UTN FRLP año 2014

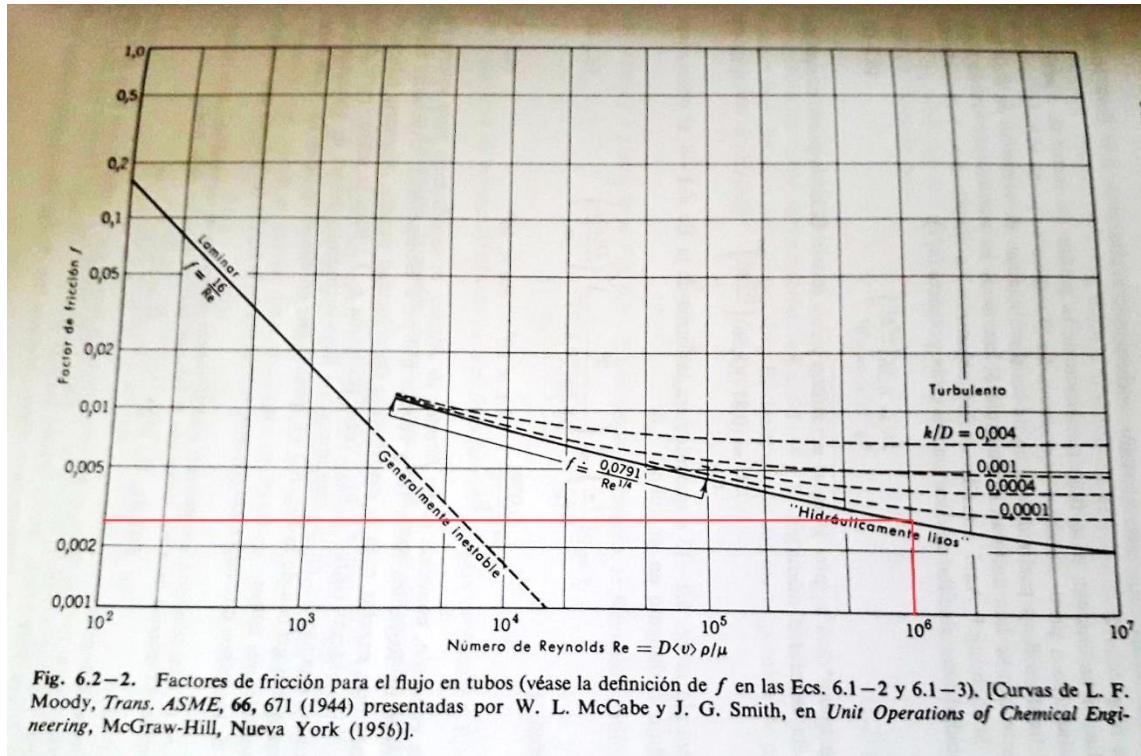
Figura 3



Pérdida de carga en cm H₂O / m de relleno para anillos Raschig de 1". Fuente: Manual del Ing. Químico, Perry, Tomo 1, sección 10,

ANEXO 7

Figura 1



Factor de fricción f para flujo en tubos hidráulicamente lisos. Fuente: Libro Fenómenos de transporte, Bird

Figura2

Obstáculos	
e_s	
<i>Cambios bruscos del área de la sección transversal^b</i>	
Entrada normal de tubería	0,05
Contracción brusca	$0,45(1 - \beta)$
Ensanchamiento brusco ^c	$\left(\frac{1}{\beta} - 1\right)^2$
Orificio (de borde afilado)	$2,7(1 - \beta)(1 - \beta^2)^{1/2}$
<i>Accesorios y válvulas</i>	
Codos de 90° (curvados)	0,4-0,9
Codos de 90° (en ángulo)	1,3-1,9
Codos de 45°	0,3-0,4
Válvula de asiento (abierta)	6-10
Válvula de compuerta (abierta)	0,2

Factores de pérdida por fricción para flujo turbulento. Fuente: Libro Fenómenos de Transporte, Bird, Sección 7-10

Figura 3

Mixed Flow, Volute Casing Pump



SPL 20024...40056

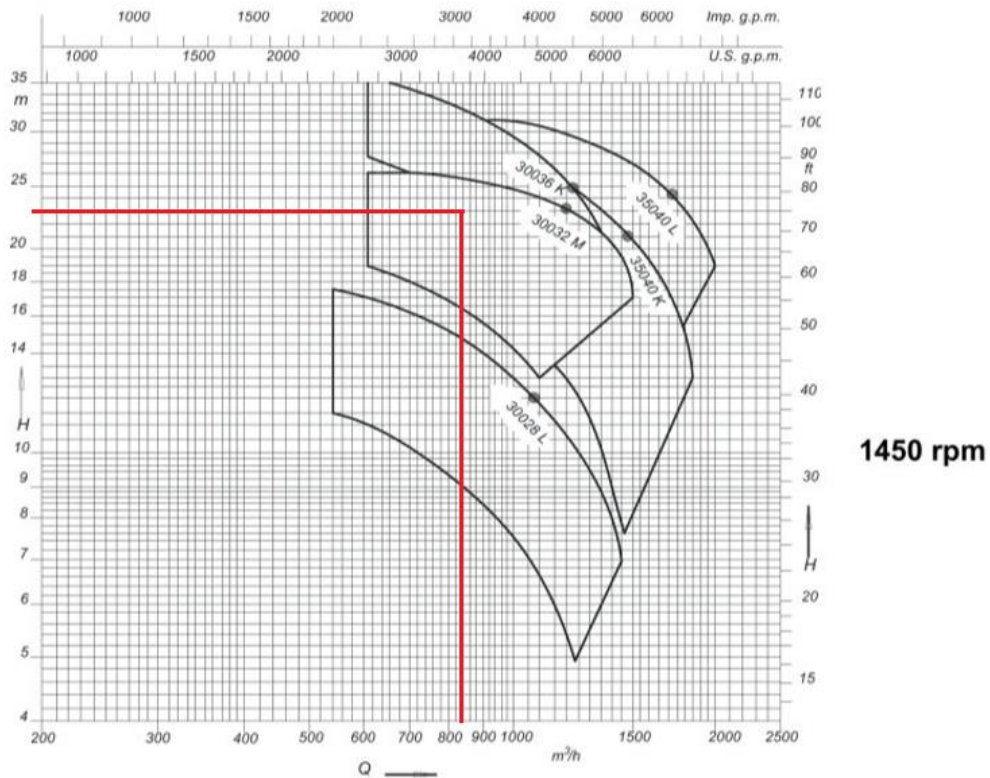
TECHNICAL DATA

Output:	up to 3500 m ³ /h
Delivery head:	up to 33 m
Speed:	up to 1800 rpm depending of the pump size
Medium temperature:	max. 110 °C
Casing pressure:	max. 6 bar
Shaft sealing:	stuffing box or mechanical seal
Flange connections:	ISO DIN 2501, PN 10
Sense of rotation:	clockwise, when seen from the drive on the pump



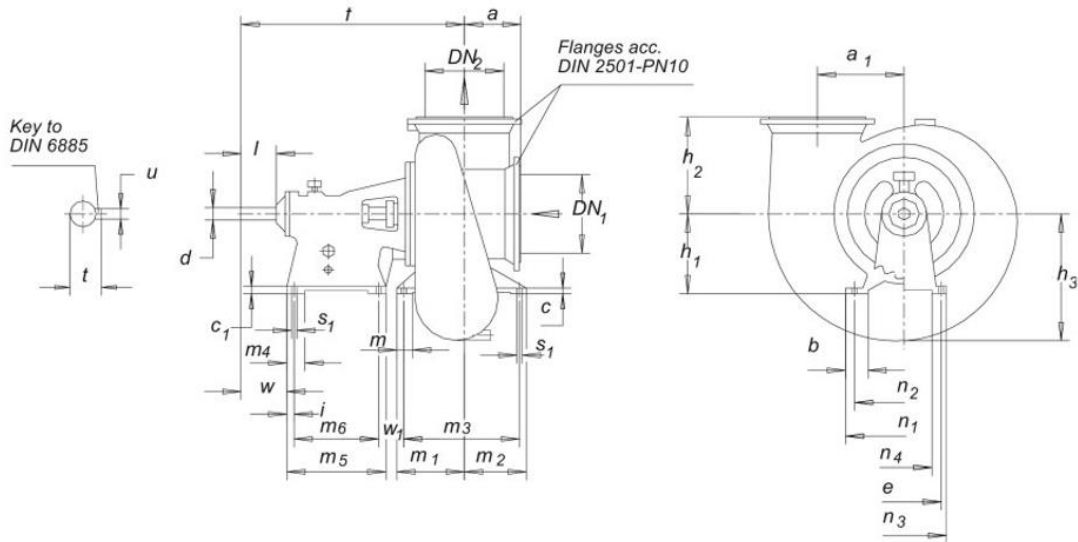
Descripción de las características técnicas de la bomba de impulsión de agua. Fuente: Catálogo de proveedor Sterling (<https://www.sterlingsihi.com/cms/es/Spain/home/.../catalogos-de-productos.html>)

FIELD CHARTS (closed impellers)



Curva característica de modelos disponibles. Fuente: Catálogo de proveedor Sterling (<https://www.sterlingsihi.com/cms/es/Spain/home/.../catalogos-de-productos.html>)

Table of dimensions



Dimensions in mm

Pump size	Supp	Pump dimensions														Foot dimensions														Shaft end			
		DN2	DN1	a	a1	f	h1	h2	h3	b	c	c1	e	i	m	m1	m2	m3	m4	m5	m6	n1	n2	n3	n4	s1	w	w1	d	l	t	u	
20024	45	200	200	155	215	640	250	250	289	70	15	30	235	22.5	60	175	-	-	60	290	245	350	290	270	165	18	115	107,5	40x6	75	43	12	
20028		200	200	160	195	630	250	270	267	70	15	30	235	22.5	60	165	-	-	60	290	245	350	290	270	165	18	115	107,5	40x6	75	43	12	
25024		200	200	190	255	675	250	310	377	70	20	30	235	22.5	60	210	-	-	60	290	245	380	320	270	165	18	115	107,5	40x6	75	43	12	
25028	50	200	200	185	250	775	280	340	336	100	25	30	290	30	70	215	180	335	80	355	295	400	320	336	210	23	155	110	45x6	100	48,5	14	
25032		200	200	180	225	750	280	320	310	100	25	30	290	30	70	190	155	285	80	355	295	450	370	336	210	23	155	110	45x6	100	48,5	14	
30028		200	200	220	310	800	280	350	439	100	25	30	290	30	70	240	235	415	80	355	295	480	400	336	210	23	155	110	45x6	100	48,5	14	
30032		200	200	215	295	800	280	360	397	100	25	30	290	30	70	240	200	380	80	355	295	450	370	336	210	23	155	110	45x6	100	48,5	14	
30036	60	300	300	220	270	815	355	385	373	100	20	32	330	32,5	-	190	160	290	80	400	335	520	440	376	246	23	147	140,5	55m6	100	59	16	
35036		350	350	250	385	895	355	430	564	100	25	32	330	32,5	70	300	275	515	80	400	335	520	440	376	246	23	147	110,5	55m6	100	59	16	
35040		350	350	240	330	865	355	385	448	100	20	32	330	32,5	70	260	210	410	80	400	335	520	440	376	246	23	147	120,5	55m6	100	59	16	
40040	70	400	400	285	450	1045	400	550	642	110	32	35	370	35	80	345	310	585	85	445	375	700	620	416	284	23	209	116	65m6	155	69	18	
40050		400	400	315	425	1020	400	550	567	110	32	35	370	35	80	320	280	530	85	445	375	700	620	416	284	23	209	116	65m6	155	69	18	
40056	80	400	400	350	407	1040	475	550	556	110	30	35	420	37,5	80	290	260	480	95	490	415	700	620	472	320	27	205	127,5	75m6	155	79,5	20	

Dimensiones del modelo seleccionado 30032. Fuente: Catálogo de proveedor Sterling (<https://www.sterlingsihi.com/cms/es/Spain/home/.../catalogos-de-productos.html>)

ANEXO 8

Descripción de las características técnicas del compresor de aire. Fuente: Catálogo de proveedor Flowserve (<https://www.flowserve.com/cms/es/Spain/home/.../catalogos-de-productos.html>)

Liquid ring compressors



KPH 90554, KPH 90567
KPH 10054, KPH 11055

Compression pressures: 0,2 to 1,5 bar
Suction volume flow: 2300 to 10500 m³/h

CONSTRUCTION TYPE

Sterling SIHI liquid ring compressors are displacement compressors of simple and robust construction having following special characteristics:

- Pumping of nearly all gases and vapours
- non polluting due to a nearly isothermal compression
- oil-free, as no lubrication in the working chamber
- additional liquid gas can be handled with the gas flow
- easy maintenance and reliable operation
- low noise and nearly free from vibration
- wide choice of material, therefore applicable nearly anywhere
- incorporated central drain
- no metallic contact of the rotating parts

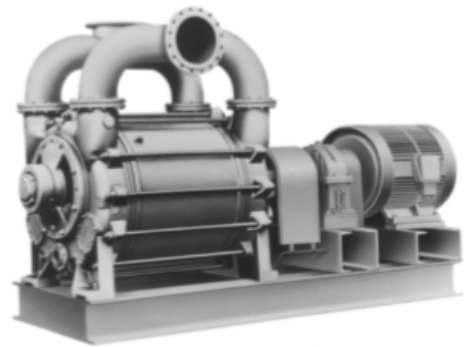
The Sterling SIHI liquid ring compressors KPH 90554, KPH 90567, KPH 10054 and KPH 11055 are single-stage compressors. They can be applied without modifications as vacuum pumps up to a suction pressure of 120 mbar (see catalogue part LI 7, LI 8 and LI 9).

APPLICATION

Handling and compressing of dry and humid gases; entrained liquid can be handled during normal duty. The compressors are applied in all fields where a compression over pressure up to 1,5 bar has to be created by robust compressors and only a small increase in temperature is admissible during compression.

Fields of application are e.g.

- the plastics industry, for the recovery of process gases as vinyl chloride
- the petrochemical industry, for the compression of combustible gases as gasoline vapours or hydrogen
- transport of gases in general e.g. to a reactor



NOTE

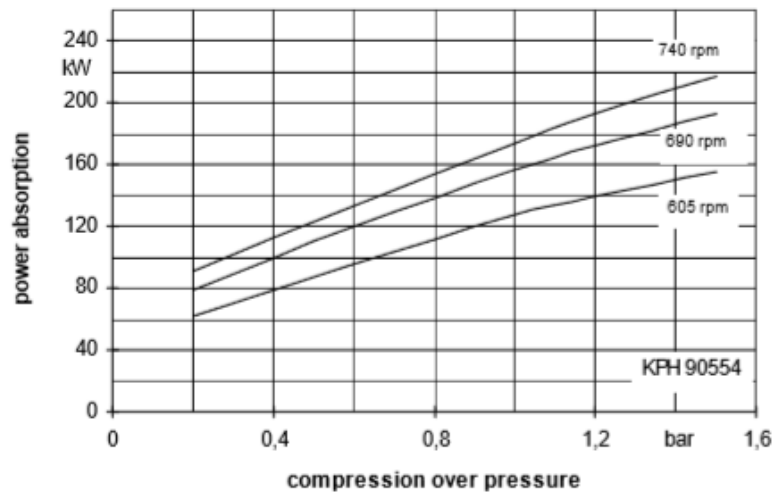
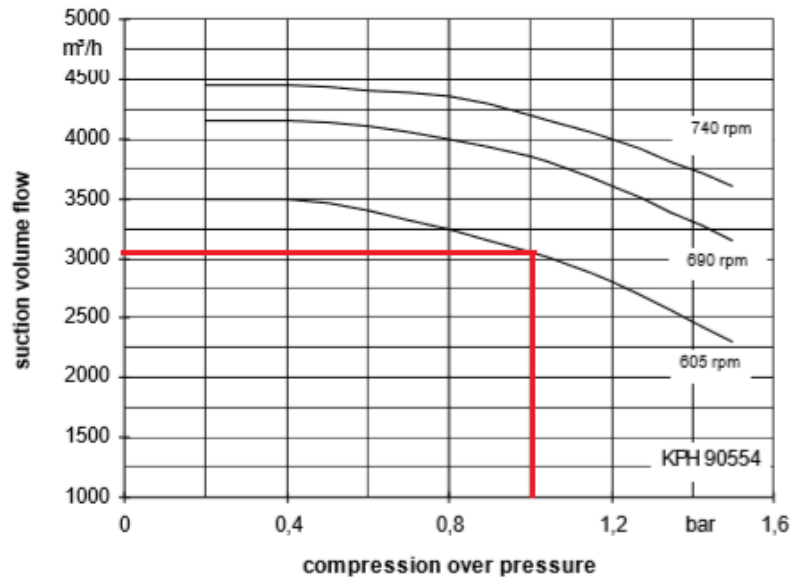
During the operation the compressor must continuously be supplied with service liquid, normally water, in order to eliminate the heat resulting from the gas compression and to replenish the liquid ring, because part of the liquid is leaving the pump together with the gas. This liquid can be separated from the gas in a pressure liquid separator (see catalogue part accessories). It is possible to reuse the service liquid. The compressors are equipped with a device by which the contaminated service liquid can be drained during operation, if necessary. The direction of rotation is clockwise when looking from the drive on the pump.

GENERAL TECHNICAL DATA

Pump type	unit	KPH 90554	KPH 90567	KPH 10054	KPH 11055
Speed	1/min	605 690 740	605 690 740	475 535 590	410 450 485
Max. compression over pressure	bar	1,5		1,5	1,5
Hydraulic test (over pressure)	bar	3		3	3
Moment of inertial of the rotating pump parts and of the water filling	kg · m ²	23,5	28	57,5	175
Sound pressure level of measuring area	dB (A)	92 94 94	92 94 94	91 92 94	91 91 92
Min. pulley diameter permissible in case of V-belt drive	mm	on request		on request	on request
Max. gas temperature	°C	80		80	80
Service liquid					
max. admissible temperature	°C	60		60	60
max. viscosity	mm ² /s	90		90	90
max. density	kg/m ³	1200		1200	1200
volume up to shaft level	liter	160	185	230	410

The combination of several limiting values is not admissible.

Suction volume flow and power absorption KPH 90554

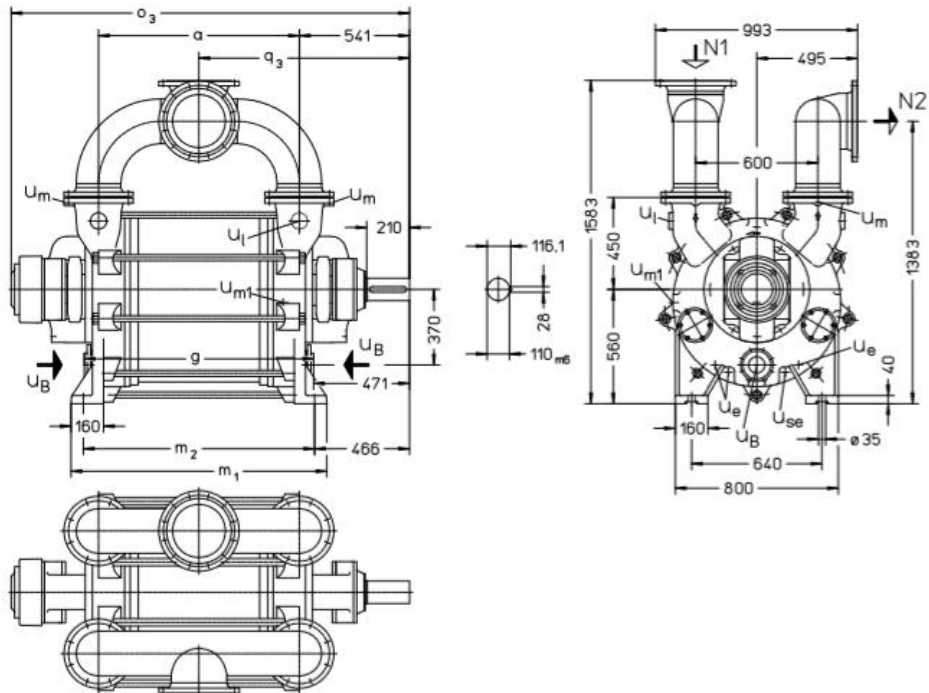


The values indicated for volume and power absorption are valid for compression of dry air at 20°C from atmospheric pressure (1013 mbar) of the respective compression pressure with water at 20°C as service liquid. Tolerance of the curve values is 10%. The compression pressure in bar is indicated as pressure above the atmospheric pressure.

The data indicated change with deviating service conditions, such as deviating physical data of the gas to be handled or of the service liquid (vapour pressure, temperature, density, viscosity) when handling entrained liquid, at a suction pressure deviating from atmospheric pressure handling gas-vapours mixtures.

For determination of service data for deviating service conditions please see catalogue section TH.

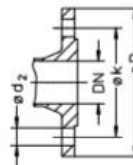
Dimension table KPH 90554, KPH 90567



- N 1 = gas-inlet DN 250
- N 2 = gas-outlet DN 250
- UB = connection for service liquid G 3
- ue = drainage (screwed plug) G ¾
- ul = connection for vent cock G 1 ½
- Um = connection for pressure gauge G ½
- Um1 = connection for drain valve G ¾
- Use = connection for dirt drain ¾

	a	g	m ₁	m ₂	o ₃	q ₃	weight abt. kg
KPH 90554	861	1001	1130	1011	1830	971	2160
KPH 90567	986	1126	1255	1136	1955	1034	2430

flange connections to DIN 2501 PN 10	
DN	250
k	350
D	395
number x d ₂	12 x 22



ANEXO 9

ESPECIFICACIONES DE ENARGAS

Resolución 622/98

Apruébase la Reglamentación de las Especificaciones de Calidad de Gas. Deróganse las Resoluciones Nros. 113/94 y 500/97.

Bs. As., 29/5/98

B.O.: 23/06/98

VISTO el Expediente N° 389/94 del Registro del ENTE NACIONAL REGULADOR DEL GAS (ENARGAS), lo dispuesto por la Ley N° 24.076 y su Reglamentación, aprobada por los Decretos N° 1.738 y 2.255 del 18 de setiembre de 1992 y 2 de diciembre de 1992, respectivamente, y

CONSIDERANDO:

Que mediante Resolución ENARGAS N° 500/97 se fijó, a partir de la puesta en vigencia de la misma, la aplicación de la "Reglamentación de las Especificaciones de Calidad de Gas" y sus Anexos I y II.

Que la resolución antes mencionada, introducía el concepto de punto de inyección a los sistemas de Transporte y Distribución de Gas Flexibilizado, de acuerdo a lo establecido en el Anexo II, el cual debía mezclarse con Gas de Corrección transportado desde aguas arriba de dicho punto.

Que la mezcla resultante del Gas Flexibilizado con el Gas de Corrección, debía reunir como mínimo los parámetros de calidad indicados en el Anexo I.

Que para esta operación es necesario celebrar Acuerdos de Corrección de Calidad de Gas entre los productores involucrados, según rezaba la "Reglamentación de las Especificaciones de Calidad de Gas" de la Resolución ENARGAS N° 500/97.

Que atento a realizar dichos acuerdos, las empresas productoras, obtendrían una bonificación por el exceso de calidad de su gas, implicando esto una utilización racional de los recursos y no debiendo traducirse por ningún concepto en un aumento de costos por la implementación de esa reglamentación.

Que la antedicha resolución tenía carácter transitorio hasta el 31 de mayo de 1998.

Que las partes involucradas, Productores, Transportistas y Distribuidores/Cargadores, debían observar el desempeño y practicidad de esos nuevos procedimientos, hasta el 31 de enero de 1998.

Que dentro de los treinta días posteriores al vencimiento del plazo de observación citado, los actores involucrados, podían poner a consideración de esta Autoridad Regulatoria, sus propuestas escritas con los cambios y/o adecuaciones que de manera fundada consideraran necesarios introducir, a partir de la experiencia concreta de la aplicación de la "Reglamentación de las Especificaciones de Calidad de Gas" y sus Anexos.

Que con fecha 11 de Marzo de 1998, distintos actores de la industria, integrantes del Grupo de Trabajo de Calidad de Gas que fuera constituido a fines de agosto de 1996 en el Instituto Argentino del Petróleo y Gas (IAPG), remitieron, por intermedio de dicho instituto, un documento que dice representar la opinión consensuada de la industria del gas, frente a las modificaciones y complementaciones que requerirían algunos aspectos de los Anexos I y II de la Resolución ENARGAS N° 500/97 (fs. 1126 a 1154).

Que dichos Anexos I y II, establecían solamente como se determinaban los parámetros de Calidad de Gas Natural y especificaban la Calidad para la Recepción de Gas en condición Flexibilizada, respectivamente.

Que en el documento del IAPG, no se presentó ninguna solicitud de modificación al cuerpo de la "Reglamentación de las Especificaciones de Calidad de Gas" de la Resolución ENARGAS N° 500/97.

Que esto demuestra palmariamente, que se estableció una base sólida para una regulación técnicamente aceptable, que pueda garantizar tanto la calidad del gas a los usuarios como su continuidad en el tiempo.

Que sin perjuicio de esto, el equipo de trabajo de Calidad de Gas del ENARGAS, efectuó una revisión pormenorizada de la resolución citada, sugiriendo a esta Autoridad Regulatoria, algunas modificaciones al texto de la "Reglamentación de las Especificaciones de Calidad de Gas", sólo a los efectos aclaratorios, sin introducir cambios conceptuales.

Que por otro lado, el antes mencionado equipo de trabajo, realizó un análisis de la propuesta enviada por el IAPG, efectuando las observaciones y modificaciones que se juzgaron apropiadas.

Que nuevamente las empresas de la industria tuvieron oportunidad de analizar dichas modificaciones, produciendo a su vez nuevos aportes.

Que observadas y consideradas todas las sugerencias y aportes, esta Autoridad Regulatoria considera oportuno aprobar un texto que represente una regulación técnicamente correcta, asegurando la continuidad de la provisión de gas en calidad a los usuarios y conjuntamente contemplando la racionalidad en el uso de los recursos.

Que el Directorio del ENARGAS se encuentra facultado para emitir este acto por los Artículos 30, 52, inciso b) y 86, de la Ley N° 24.076 y su Decreto Reglamentario N° 1.738/92.

Por ello

EL DIRECTORIO DEL ENTE NACIONAL REGULADOR DEL GAS

RESUELVE:

Artículo 1°.- Poner en vigencia, la "REGLAMENTACION DE LAS ESPECIFICACIONES DE CALIDAD DE GAS" que integra la presente, junto a sus ANEXOS I y II, y los CUADROS I, II, III y IV.

Art. 2°.- La reglamentación aprobada en el artículo anterior, complementa y modifica, el Artículo 3° del Reglamento de Servicio de Transporte de Gas, y el Artículo 4° del Reglamento de Servicio de Distribución de Gas.

Art. 3°.- Derógase a partir de la vigencia de la presente las Resoluciones ENARGAS N° 113/94 y N° 500/97 y sus respectivos Anexos.

Art. 3°.- La presente Resolución entrará en vigencia a partir del día de su publicación en el BOLETIN OFICIAL.

Art. 4°.- Comuníquese, publíquese, dese a la DIRECCION NACIONAL DEL REGISTRO OFICIAL y archívese.

Reglamentación de las especificaciones de Calidad de Gas

I. *Objetivos:* Los siguientes procedimientos regirán la actividad de los sujetos de la Ley 24.076, con el objeto de reglamentar las condiciones que aseguran la Calidad del Gas Natural suministrado a los Consumidores y la protección de las instalaciones de Transporte y Distribución del gas natural.

Cabe destacar que los presentes procedimientos deben operar bajo cualquier circunstancia de comunicación disponible y que su incumplimiento generará penalidades.

II. *Lineamientos Básicos:* El gas natural a inyectar en los sistemas de transporte y distribución deberá reunir las especificaciones de calidad necesarias a efectos de asegurar:

2.1. *La calidad del producto suministrado a los Consumidores y sus instalaciones en general.*

2.2. *La protección de las instalaciones de las Transportistas de gas natural.*

2.3. *La protección de las instalaciones de las Distribuidoras y Cargadores de gas natural.*

III. *Procedimientos*

3.1. *Operador de Punto de Recepción:* Para el caso que existan dos o más productores en un mismo punto de recepción, deberán acordar la designación de una persona física o jurídica que se desempeñe como "Operador de Punto de Recepción", asumiendo éste las responsabilidades previstas en la presente norma. Producida la designación, la misma deberá ser comunicada a la Transportista y ésta al ENARGAS.

3.2. *Puntos de Verificación de Calidad:* Las verificaciones de Calidad de Gas se efectuarán en los puntos que a continuación se detallan:

3.2.1. *Puntos de Recepción:*

i: Puntos de Recepción General y de Gas de Corrección: son los puntos de ingreso de gas con las condiciones de calidad mínimas establecidas en el Cuadro I, al sistema de transporte, pactados entre las Transportistas con cada Cargador en sus Contratos de Transporte, donde se medirá, mediante los procedimientos indicados en el Anexo I, la Calidad del Gas suministrado al/los Cargador/es por cada Productor u Operador del Punto, cuando exista más de un Productor que inyecte en dicho punto.

ii: *Puntos de Recepción en Condición Flexibilizada*: son los puntos de ingreso de gas al sistema de transporte, pactados entre las Transportistas con cada Cargador donde el/los Productor/es inyecta gas al sistema de transporte en Condición Flexibilizada, con Acuerdos de Corrección de Calidad de Gas y respetando las limitaciones establecidas en el Anexo II.

3.2.2. *Puntos de Entrega*: son los puntos, pactados entre las Transportistas con cada Cargador, con acuerdo del ENARGAS, donde se verificará la Calidad del Gas entregado al cargador.

3.2.3. *Puntos Interiores de Red*: son los puntos representativos del sistema de distribución, ubicados por los Distribuidores y Subdistribuidores en sus redes, con acuerdo del ENARGAS.

IV. *Acuerdos de Corrección de Calidad de Gas*: Un Productor que en forma temporaria o permanente desee inyectar gas al sistema de transporte, que no cumpla con las condiciones establecidas en el Anexo I, pero que se encuentre dentro de las condiciones de flexibilización establecidas en el Anexo II, deberá previamente celebrar con otro/s Productor/es Acuerdos de Corrección de Calidad de Gas. Este gas se denominará "Gas en Condición Flexibilizada", mientras que el gas aportado por otro/s Productor/es para corregir la Calidad del Gas en Condición Flexibilizada se denominará "Gas de Corrección".

En los Puntos de Recepción donde más de un Productor aporte gas natural al Sistema de Transporte, la condición del gas en Condición Flexibilizada o del Gas de Corrección corresponderá a la mezcla total de dichos aportes y el Acuerdo de Corrección de Calidad de Gas deberá estar refrendado por el Operador de dicho/s punto/s en su carácter de tal. El Operador de Punto de Recepción no podrá rehusarse a refrendar los Acuerdos de Corrección de manera infundada.

4.1. Los Acuerdos de Corrección de Calidad de Gas deberán contener:

a) los requerimientos que tendrá el Gas en Condición Flexibilizada;

b) el/los Punto/s de Recepción en Condición Flexibilizada, el/los cual/es deberá/n situarse aguas abajo del/de los Punto/s de Recepción del Gas de Corrección a fin de que éste/éstos corrija/n la calidad del gas en Condición Flexibilizada;

c) la relación máxima de volúmenes permitidos; de modo tal que el procedimiento garantice, en cada Punto de Recepción en Condición Flexibilizada, que al mezclarse con el Gas de Corrección, el gas resultante cumpla con las especificaciones establecidas en el Cuadro I.

i. a) los requerimientos que tendrá el Gas de Corrección; b) la relación mínima de volúmenes permitidos; c) el/los Punto/s de Recepción de Gas de Corrección.

ii. cuando comprendiese/n más de un Punto de Recepción en Condición Flexibilizada: el orden de prelación de los cortes o reducción de la inyección ante la verificación de que el gas natural mezclado se encontrase fuera de especificación (Cuadros I y II).

iii. el acuerdo previo de la Transportista involucrada, el que no podrá ser negado sino por razones fundadas.

iv. la obligación de los Productores de notificar a la Transportadora involucrada y al/los Cargador/es afectado/s acerca de eventuales desvíos a los límites máximos especificados en cada Acuerdo de Corrección de Calidad de Gas.

v. que las compensaciones incluidas en estos Acuerdos de Corrección de Calidad de Gas no serán consideradas parte del precio del gas natural.

vi. que dentro de los 10 (diez) días de suscripto/s, copia/s de este/estos Acuerdo/s, deberá/n ser entregado/s a la Transportista y Cargador/es involucrado/s, para que éstos puedan cumplir en tiempo y forma con su remisión al ENARGAS.

4.2. Para el caso de contratos existentes a la fecha de entrada en vigencia de esta Reglamentación, las partes involucradas deberán adecuarlos a la presente norma en un plazo no mayor a 90 días.

V. *Responsabilidades*: Se establece el siguiente régimen de responsabilidades:

5.1. Los Operadores de Punto de Recepción serán responsables de administrar los volúmenes de gas natural inyectados en un determinado Punto de Medición.

5.2. Los Productores serán responsables de la Calidad de Gas en los Puntos de Recepción.

5.3. Las Transportistas serán responsables de verificar la Calidad de Gas en los Puntos de Recepción.

5.4. Los Transportistas y/o Cargadores serán responsables de verificar la Calidad de Gas en los Puntos de Entrega, según lo establecido en los Acuerdos a que se refiere el punto 3.2.2..

5.5. Cuando el Cargador sea un Distribuidor o Subdistribuidor será responsable de verificar la calidad de gas en los Puntos Interiores de Redes.

5.6. Los Transportistas y/o Cargadores, tendrán la obligatoriedad de remitir al ENARGAS, en un plazo no mayor de 5 (cinco) días, copia del/los Acuerdo/s de Corrección de Calidad de Gas que debe/n recibir del/los productor/res según 4.1. - vi..

5.7. En caso que debido a la inyección de gas fuera de especificación, la calidad del gas en el sistema de la Transportista se apartara de las especificaciones establecidas en la presente Reglamentación, la Transportista deberá notificar al Cargador, remitiendo al ENARGAS un informe circunstanciado de lo actuado.

Si, pese a la notificación de la Transportista, el Cargador continuara nominando gas al productor que fuera responsable de dichas desviaciones, se hará pasible de las sanciones que contempla esta Reglamentación.

Sin perjuicio de lo anterior, el Transportista estará habilitado a rechazar las nominaciones, a fin de impedir o reducir el acceso de dicho gas, si estimara que el mismo compromete la seguridad de su sistema, debiendo notificar inmediatamente tal situación al Cargador y al Productor correspondiente, remitiendo al ENARGAS un informe circunstanciado de lo actuado.

5.8. En el caso que el Cargador nomine la reducción necesaria al Productor que está inyectando gas fuera de especificación, y este último no acatare la disminución, dicho Productor será pasible de las sanciones que contempla esta Reglamentación.

Lo establecido en el punto 5.7. no exime a los Productores de cumplir con lo establecido en el artículo 4.1. iv..

5.9. Las responsabilidades que se establecen en el presente, son sin perjuicio de aquellas contractuales que cada uno de los actores haya asumido en forma particular y, especialmente, de las que les caben a los Comercializadores, como sujetos de la Ley (Ley 24.076, Capítulo V, Artículo 9), en lo que hace a la calidad de gas que comercializan.

VI. Sistema en Estado de Emergencia: No obstante lo establecido en el artículo V del presente, cuando los sistemas de transporte y/o distribución sean declarados en condiciones de Emergencia, de acuerdo con lo previsto en los "Reglamentos Internos de los Centros de Despacho" aprobados por el ENARGAS, el Comité de Emergencias previsto en dichos reglamentos podrá, como último recurso y sólo a efectos de satisfacer demanda ininterrumpible, permitir el ingreso de gas natural fuera de especificación, mientras dure la situación de Emergencia.

VII. Penalidades: Se establece el siguiente régimen de penalidades, independientemente de las establecidas en el apartado 10.1.1.2 de los Reglamentos Internos de los Centros de Despacho (fuera del estado de emergencia descripto en VI).

7.1. Si se detectara gas fuera de especificación en los gasoductos de transporte o redes de distribución y la Transportista no hubiera efectuado las notificaciones respectivas al Cargador, al Productor correspondiente y al ENARGAS, la Transportista será pasible de la aplicación de una penalización, de acuerdo a los términos del Cap. X de las Reglas Básicas de la Licencia.

7.2. Si las Transportistas rechazaren las nominaciones del Cargador a fin de impedir el ingreso de gas fuera de especificación en los Puntos de Recepción, de conformidad con lo establecido en los puntos 5.7. y 5.8. del presente, se considerará que el/los Productor/es involucrado/s no está/n en condiciones de suministrar gas natural en especificación de calidad. En este caso, el/los Productor/es será/n pasibles de las penalidades establecidas en sus contratos de suministro por incumplimiento de la obligación de entrega.

7.3. Si la Transportista hubiese rechazado las nominaciones a fin de impedir o reducir la inyección del gas flexibilizado, de conformidad con lo establecido en los puntos 5.3. y 5.7. del presente, y el/los Cargador/es no implementase/n las acciones necesarias para llevar a cabo dichos cortes o reducciones, la Transportista aplicará una penalidad a el/los Cargador/es correspondiente/s de conformidad a la escala indicada en 7.4., que se trasladará en un 50 % a la tarifa abonada por los Consumidores.

7.4. Si la Transportista hubiese ordenado el corte o la reducción de la inyección del gas flexibilizado, de conformidad con lo establecido en los puntos 5.3. y 5.7. del presente, y el/los Cargador/es hubiese/n implementado las acciones necesarias para llevar a cabo dichos cortes o reducciones, pero el/los Productor/es, una vez recibida la comunicación no procediese/n al corte o la reducción requerida, la Transportista aplicará a el/los Productores una penalidad de conformidad a la siguiente escala, que se trasladará en un 50 % a la tarifa abonada por los consumidores más de 72 horas 200 % 7.5.

Si en los Puntos de Entrega a las Distribuidoras se verificase la existencia de gas fuera de las especificaciones establecidas en el Cuadro II, y tal desvío se debiera a incumplimientos en las condiciones de calidad indicadas en el Cuadro I, imputables a el/los Productor/es; la/s Distribuidora/s afectada/s deberán notificar tales hechos a la Transportista correspondiente y al ENARGAS. Una vez notificada, la Transportista deberá ordenar el corte o la reducción de la inyección del gas flexibilizado al/los Productor/es responsable/s del desvío en la calidad del gas, en caso de que este persistiera. Caso contrario, la/s Distribuidora/s afectada/s podrá/n ser penalizada/s en los términos del Cap. X de las Reglas Básicas de la Licencia.

7.6. Si en los Puntos Interiores de Red se verificase gas fuera de las especificaciones establecidas en el Cuadro III y dicho desvío no fuese responsabilidad de el/los Productor/es o de la Transportista; la Distribuidora será pasible de penalización según los términos del Cap. X de las Reglas Básicas de la Licencia.

7.7. El mecanismo de traslado del 50 % de la penalidad a la tarifa abonada por los Consumidores, consistirá en la confección, por parte del Transportista afectada, de una nota de crédito sobre las facturas de transporte del período siguiente al pago de la penalidad, en favor de cada cargador no Distribuidor de ese sistema que no haya sido responsable del incumplimiento y en favor de todos los Distribuidores afectados, sean o no responsables del incumplimiento de esta reglamentación. El crédito será proporcional a los volúmenes entregados en el período penalizado.

Las Distribuidoras que reciban la nota de crédito deberán, a su vez, trasladar el importe completo recibido a aquellos usuarios que adquieran gas, informando al ENARGAS los importes así recibidos durante cada mes del período estacional, al momento de efectuar la presentación de los Cuadros Tarifarios a que se refiere el punto 9.4.2.4. de las Reglas Básicas de la Licencia de Distribución.

A los efectos del traslado a las tarifas de dicho importe, se dividirá el mismo, debidamente ajustado, por el total de metros cúbicos vendidos por la Distribuidora en el período estacional siguiente pero del año anterior. El resultado de ese cociente se restará a la expresión G1 definida en el punto 9.4.2.6. de las Reglas Básicas de Distribución.

Cada vez que la Transportista, aplique una penalidad según lo establecido en los puntos 7.3 y/o 7.4. , deberá remitir al ENARGAS un informe circunstanciado de lo actuado.

VIII. Costos de Verificación del Cumplimiento de los Acuerdos de Corrección y de la Calidad del Gas Mezcla: Los costos asociados a la implementación y seguimiento de los Acuerdos de Corrección de Calidad de Gas serán soportados por los Productores.

IX. Entregas directas al Sistema de Distribución: Un Productor, que inyecta gas natural directamente al Sistema de Distribución, que desee suscribir un Acuerdo de Corrección de Calidad de Gas, deberá someterse a las reglas establecidas en el presente, considerándose para la Distribuidora, las reglas aplicables a la Transportista.

X. Casos de Excepción: Lo dispuesto en la presente reglamentación no obsta a que esta Autoridad Regulatoria, considerando las particularidades de un sistema de distribución, características de la zona, demanda comprometida, etc., pueda autorizar, excepcionalmente y cuando la solicitud de un Distribuidor o Subdistribuidor esté debidamente fundada, el abastecimiento de gases fuera de las calidades mínimas especificadas, y siempre que no se comprometa la seguridad pública.

XI. Observaciones generales.

11.1. Reglamentos del Servicio.

Por aplicación de la presente reglamentación se modifica, reemplaza y/o complementa parte de los Reglamentos del Servicio vigentes según lo definido a continuación:

- Derogación de las Resoluciones ENARGAS Nº 113/94 y ENARGAS Nº 500/97.

- Complemento y modificación del Art. 3º del Reglamento del Servicio de Transportistas.

- Complemento y modificación del Art. 4º del Reglamento del Servicio de Distribuidores.

ANEXO I

DETERMINACION DE LOS PARAMETROS DE CALIDAD DEL GAS NATURAL Se considerará que el gas natural en los sistemas de transporte y distribución cumple con las Especificaciones de Calidad definidas en los Cuadros I, II y III, cuando no se registren desvíos respecto de los parámetros allí establecidos, en los valores medidos o determinados de acuerdo a la metodología aquí expresada.

A tal efecto, serán considerados los valores promedio diarios o periódicos de las determinaciones o mediciones realizadas, según corresponda de conformidad con los puntos del presente documento.

Para todos los casos, las versiones de las Normas indicadas a continuación, serán las últimas revisiones de éstas autorizadas por el ENARGAS. Las partes interesadas podrán proponer a esta Autoridad Regulatoria, el uso de otras versiones de la Normas, a medida que éstas se vayan actualizando.

Para el caso en que se requieran adoptar valores de las constantes físicas correspondientes a los componentes del gas natural, o tablas de contenido de vapor de agua en el gas natural, necesarios a los efectos del cálculo y que no estuviesen indicados en ninguna de las Normas mencionadas a continuación, se utilizarán los indicados en el "ENGINEERING DATA BOOK", última edición.

1. Instalaciones para el muestreo

Los puntos definidos para la toma de muestras (según se indica en el artículo 3.2. de la Reglamentación) deberán estar acondicionados al efecto, contando las instalaciones con los dispositivos necesarios y suficientes para obtener las mismas en forma adecuada. Las Licenciatarias deberán contar con los planos típicos de detalle para estas instalaciones donde consten los accesorios para la maniobra de muestreo (válvulas, conexiones, protecciones, forma de intervenir la vena fluida, etc.), como así también con los procedimientos escritos para efectuar la operación, referencia a normas, etc.

La ubicación, registros operativos y frecuencia de análisis de los Puntos Interiores de Red, serán establecidos por los Distribuidores y Subdistribuidores con acuerdo del ENARGAS.

2. Análisis cromatográficos

La composición química del gas natural, en los sistemas de transporte y distribución, será determinada por cromatógrafos de línea o de laboratorio. En todos los casos, la toma de muestra se realizará en las instalaciones descriptas en 1.

2.1. Puntos de Verificación de Calidad con Cromatógrafo "On-Line" Disponible

En aquellos puntos donde se cuente con un cromatógrafo operando en forma "on-line", el valor de las mediciones realizadas por éste estará disponible en tiempo real.

La información en los Puntos de Recepción deberá estar disponible (en tiempo real) para el Transportista.

La información correspondiente tanto a los Puntos de Entrega como a los Puntos de Recepción, deberá estar disponible para el Cargador, teniendo éste la responsabilidad de contar con la información del día operativo anterior.

Hasta tanto los valores de las mediciones no pudieran ser transmitidos, el Transportista/Cargador requerirá al Productor/Transportista el reporte del cromatógrafo en el que conste el promedio diario y los valores promedio horario. Dicha información se enviará antes de las 8:00 horas del día operativo siguiente.

2.2. Puntos de Verificación de Calidad sin Cromatógrafo "On-Line" Disponible

2.2.1. Con Muestreo Continuo Periódico

En los puntos con muestreadores continuos, se obtendrá una muestra periódica proporcional al caudal, la que será analizada por cromatografía gaseosa. La frecuencia de realización de los análisis será presentada al ENARGAS con su respectiva fundamentación.

En caso que algún Productor/Transportista/Distribuidor, prevea instalar un muestreador continuo proporcional al tiempo, deberá presentar previamente, una justificación detallada ante el ENARGAS, para su aprobación. Si a la fecha de puesta en vigencia de esta Resolución, se encontraran operando muestreadores de este tipo, los responsables de esta instalación deberán declararlos ante el ENARGAS para su aprobación.

La determinación analítica de la composición del gas se realizará según los procedimientos establecidos por las Normas ASTM D 1945, GPA 2261 o IRAM-IAP A 6852 y la GPA 2286 para análisis extendido. En cuanto a las muestras involucradas se tomarán de acuerdo a las recomendaciones establecidas por el fabricante del muestreador y por las Normas ASTM D 5287 o ISO 10715.

El Transportista/Cargador deberá contar con el resultado de la cromatografía correspondiente al período en cuestión, dentro de las veinticuatro (24) horas subsiguientes a la extracción de la muestra. 2.2.2. Control Operativo: muestreo puntual.

Se podrá utilizar esta metodología exclusivamente para un seguimiento operativo de la Calidad de Gas, para la realización de contrastes, auditorías por parte del ENARGAS y/o suplir eventuales fallas en los sistemas "on-line", esto último con una frecuencia adecuada.

La toma de muestras se realizará conforme a las recomendaciones establecidas en la última revisión autorizada por el ENARGAS, de la Norma GPA 2166 y la determinación analítica de la composición del gas seguirá los lineamientos de la normativa expresada en el punto 2.2.1..

3. Cálculo del Punto de Rocío de Hidrocarburos

La determinación del Punto de Rocío de Hidrocarburos a 5.500 kPa de presión absoluta, se hará en forma analítica a partir de la composición cromatográfica del gas y la Ecuación de Estado de Peng Robinson.

Se establece el siguiente criterio de extensión parafínica:

Análisis cromatográfico con extensión hasta C6+: se considerará el porcentaje molar de cada componente desde metano hasta pentanos, con una apertura del C6+ en nC6, nC7 y nC8+. Los porcentajes relativos de cada uno de estos componentes se determinarán, para cada punto de muestreo (según se indica en el artículo 3.2. de la presente Reglamentación) en particular, de acuerdo a los resultados de los análisis extendidos hasta C8+, sin inversión de flujo, que se llevarán a cabo periódicamente y en una cantidad acordada con el ENARGAS, la cual dependerá de la condición operativa de cada punto en cuestión.

Los análisis extendidos se realizarán en laboratorios acordados mutuamente por las partes y con acuerdo del ENARGAS, calibrando los cromatógrafos con patrones estándar certificados conteniendo hidrocarburos parafínicos desde metano hasta normal pentano, nC6, nC7 y nC8.

Análisis cromatográfico con extensión hasta C9+: se considerará el porcentaje molar de cada componente desde metano hasta octanos, asimilando el porcentaje molar de nonanos y superiores al N-Octano.

3.1. Puntos de Verificación de Calidad con Cromatógrafo "On-Line" Disponible

Para definir la cromatografía para el cálculo posterior del punto de rocío, se considerará la composición de gas promedio-día determinada por el cromatógrafo.

3.2. Puntos de Verificación de Calidad sin Cromatógrafo "On-Line" Disponible

3.2.1. Con muestreo continuo periódico

La composición promedio obtenida para el período analizado, según lo establecido en el punto 2.2.1., se utilizará para la determinación del punto de rocío de hidrocarburos correspondiente a este período. 3.2.2. Determinación operativa del punto de rocío

No obstante lo mencionado en los puntos 2.1. y 2.2., la determinación del punto de rocío de hidrocarburos por medio del método de Bureau of Mines deberá utilizarse para control operativo.

4. Determinación de los porcentajes molares de Nitrógeno y Dióxido de Carbono

4.1. Puntos de Verificación de Calidad con cromatógrafo "On-Line" Disponible

Se considerará el promedio-día de los porcentajes molares de nitrógeno y dióxido de carbono obtenidos por el cromatógrafo "on-line".

4.2. Puntos de Verificación de Calidad sin cromatógrafo "On-Line" Disponible

Se considerarán los porcentajes molares de nitrógeno y dióxido de carbono obtenidos por cromatografía gaseosa de las muestras correspondientes a dichos puntos. La frecuencia de las mediciones será la establecida en el punto 2.2.1..

5. Determinación del Oxígeno

Se considerará el porcentaje molar de oxígeno obtenido por medio de un método físico-químico instrumental convenido por las partes y con acuerdo del ENARGAS. Esta determinación se realizará al menos una vez por mes durante un período de evaluación y consolidación de datos de seis meses contados a partir de la entrada en vigencia de la presente Reglamentación. Posteriormente, en el caso que dicho período de evaluación muestre contenidos de oxígeno superiores o iguales a 0,1 % molar, se continuará con la evaluación de dicha corriente; mientras que si los contenidos de oxígeno son inferiores a 0,1 % molar, la frecuencia de la determinación será de por lo menos una vez cada seis meses.

6. Determinación del contenido de vapor de agua

Se determinará diariamente mediante la utilización del método del Bureau of Mines a presión de línea, de acuerdo al procedimiento establecido en la Norma ASTM D 1142 o su equivalente IRAM-IAP A 6856.

Podrán ser utilizados higrómetros, convenido entre las partes y con acuerdo del ENARGAS. No obstante en caso de controversia o discrepancia en los valores así medidos, se utilizará el método del Bureau of Mines como medición de referencia.

7. Determinación de Sulfuro de Hidrógeno

Se utilizará un método físico-químico instrumental específico convenido por las partes y con acuerdo del ENARGAS. Esta determinación se realizará al menos una vez al día, en aquellos puntos de verificación de calidad que cuenten con antecedentes de concentraciones de sulfuro de hidrógeno superiores a 1,5 mg/sm³ de gas.

Para el caso de puntos de verificación de calidad que cuenten con antecedentes de concentraciones de sulfuro de hidrógeno menores de 1,5 mg/sm³ de gas y hasta 0,75 mg/sm³, la periodicidad de la determinación será al menos quincenal. En estos casos podrá utilizarse un instrumento cromático siguiendo los lineamientos de la Norma GPA 2377, en cuyo caso se deberán realizar contrastes bimestrales con un instrumento físico-químico específico.

A los efectos de control operativo, y para el caso de antecedentes de concentraciones de sulfuro de hidrógeno menores a 0,75 mg/sm³, se podrá utilizar un instrumento cromático siguiendo los lineamientos de la norma GPA-2377, con una frecuencia por lo menos mensual.

8. Determinación del poder calorífico superior y densidad relativa

El poder calorífico del gas natural se determinará a partir del análisis cromatográfico, según el método de cálculo descrito en las Normas GPA-2172, ISO 6976 o IRAM-IAP A 6854. El valor así obtenido será el utilizado para la corrección de los volúmenes de gas medido, según sea la frecuencia de las mediciones mencionadas en el punto 2..

La densidad relativa del gas natural, a partir de su composición, se determinará en un todo de acuerdo a lo establecido en los Reportes AGA N° 3 y N° 7. En virtud de ello, son de aplicación las Normas GPA-2172, ISO 6976 o IRAM-IAP A 6854.

9. Determinación del Índice de Wobbe

El índice de Wobbe del gas natural distribuido se determinará mediante la metodología especificada en la Norma ISO 6976. La frecuencia de las determinaciones serán las establecidas en los puntos 2.1. y 2.2., según corresponda.

10. Determinación de impurezas sólidas

La determinación será a través de un procedimiento de filtrado y el instrumental específico y periodicidad, se convendrán entre las partes con acuerdo del ENARGAS.

Todos los sistemas de Transporte y Distribución estarán preservados de impurezas sólidas a partir de la operación y mantenimiento de equipos de separación y filtrado de máxima eficiencia (instalados en cada punto de recepción y en cada punto de entrega) cuyos registros de presión diferencial y verificación de los elementos filtrantes estarán disponibles ante el requerimiento del ENARGAS y las partes involucradas.

Dicha verificación de los elementos filtrantes, será registrada toda vez que se proceda al cambio de los mismos y deberá contener como información disponible para ser auditada la siguiente: Peso de los elementos filtrantes en la fecha de su colocación y en la fecha de su remoción, volumen filtrado, etc.

Las Transportistas/Distribuidoras deberán realizar análisis de las partículas retenidas para determinar sus características físico-químicas (granulometría, composición, etc.) con una frecuencia adecuada a sus sistemas.

11. Determinación del Azufre entero total

La determinación se hará por medio de un método e instrumental convenido por las partes, con acuerdo del ENARGAS. La precisión y alcances del método, serán adecuadas para los límites fijados en las Licencias de Transporte y Distribución.

Para el caso de puntos de Verificación de Calidad que cuenten con antecedentes de concentraciones de compuestos sulfurados mayores de 10 mg/sm³ de gas, la periodicidad de la determinación será como mínimo mensual.

Para el caso de puntos de Verificación de Calidad que cuenten con antecedentes de concentraciones de compuestos sulfurados menores de 10 mg/sm³ de gas, la periodicidad de la determinación será por lo menos trimestral.

A los efectos de control operativo, y para el caso de antecedentes de concentraciones de compuestos sulfurados menores de 10 mg/sm³ de gas se podrá utilizar un instrumento cromático.

12. Precisión de las Determinaciones

12.1. Composición cromatográfica y contenido de inertes

Se utilizará el criterio establecido por la Norma de aplicación.

Por ejemplo: La precisión de la determinación del contenido de inertes totales, fijado el límite del 4,50 % molar, se encuentra en +/- 0,10. Es decir porcentajes molares de inertes totales entre 4,40 % y 4,60 % molar, se encuentran comprendidos dentro de la tolerancia dada por la Norma referida. Análogamente para el caso específico del contenido de CO₂.

12.2. Punto de Rocío de Hidrocarburos

A partir de las precisiones establecidas por las Normas para la determinación cromatográfica de la composición del gas natural y del procedimiento analítico indicado en el punto 2., se establece la precisión en la determinación del punto de rocío de hidrocarburos en +/- 1° C.

12.3. Punto de Rocío de Agua

En virtud de no estar definida la precisión para la determinación establecida en la Norma ASTM D 1142- (Art. 7), se asume una precisión equivalente a la indicada para Punto de Rocío de Hidrocarburos de +/- 1° C.

12.4. Poder Calorífico, Densidad e Índice de Wobbe

Se utilizará la precisión indicada en el procedimiento de cálculo establecido por la Norma de aplicación.

Con respecto al factor de conversión para la 'Caloría a 15 °C', dado que no está incluida en dichas publicaciones, el mismo se indica a continuación:

1 kcal a 15°C {kcal15 } » 4,1855 kJoule {kJ} = 3,967088 BTU (IRAM 23)

La precisión en la determinación será la indicada por el instrumento, no pudiendo ser esta superior a +/- 10 %.

13. Calibración y contraste de los instrumentos: Los instrumentos serán calibrados y/o contrastados con gases patrones estándar debidamente certificados y con la periodicidad establecida por el fabricante y las normas de aplicación. El Transportista/Cargador auditará los instrumentos del Productor/Transportista e informará al Cargador los cronogramas de dichas auditorías, al efecto de que éste pueda estar presente durante la realización de las mismas en caso que así lo requiera. Si el Transportista o Cargador instalase equipos de control de calidad de gas en los puntos de Verificación de Calidad, éstos serán responsables de contrastar los mismos, como así también de informar con la debida anticipación a las restantes partes involucradas los cronogramas de calibración.

La frecuencia de los contrastes será establecida por las partes de acuerdo con las características propias de los equipos, teniéndose en cuenta lo descripto en el Reglamento del Servicio de la Licencia de Transporte/Distribución y lo estipulado por el fabricante.

Para los contrastes podrán utilizarse patrones estándar de trabajo con acuerdo de las partes.

De observarse desviaciones en los resultados y/o mal funcionamiento de los equipos, cualesquiera de las partes podrá solicitar el contraste del mismo, independientemente de la frecuencia establecida.

Las precisiones admisibles serán las establecidas por las Normas de aplicación y las indicadas por el fabricante.

14. Verificación de las Mediciones

El Transportista/Cargador podrá en todo momento auditar las mediciones de calidad de gas realizadas por el Productor/Transportista o realizar sus propias mediciones en presencia de las partes interesadas. De detectarse en este caso, desviaciones superiores a las establecidas en el punto 12., los nuevos valores obtenidos serán considerados como los que corresponden desde la última medición realizada.

15. Criterio de Punto de Entrega Único

Se define Punto de Entrega Único, a los puntos de entrega que están vinculados inequívocamente a un único tramo de gasoducto entre plantas compresoras, siempre y cuando dentro de dicho tramo no exista ningún punto de inyección de gas natural.

Se considerarán tramos distintos de gasoducto, el troncal y el/los paralelo/s cuando exista la posibilidad de tener diferentes calidades de gas en cada uno de ellos.

Cuando resulte de aplicación el Criterio de Punto de Entrega Único, se podrá utilizar la medición de los parámetros de la calidad del gas circulante por ese tramo de gasoducto, como representativa de los puntos de entrega.

Este criterio no obsta de efectuar los contrastes y mediciones que deban realizarse en los puntos interiores de las redes abastecidas.

CUADRO 1: ESPECIFICACIONES DE CALIDAD DEL GAS NATURAL Para la protección y la seguridad de las instalaciones de Transporte

Contenidos máximos	
Dióxido de Carbono (CO ₂)	20% molar
Agua (H ₂ O)	65 mg/sm ³
Total de Inertes (N ₂ + CO ₂)	22% molar
Sulfuro de Hidrógeno (SH ₂)	3 mg/sm ³
Azufre entero	15 mg/sm ³
Hidrocarburos condensables (HC)	-4°C @ 5.500 kPa Abs.
Oxígeno (O ₂)	0,5% molar
Partículas sólidas	22,5 kg/MM de sm ³ (tamaño ≤ 5 um)
Partículas líquidas	100 l/MM de sm ³
Poder Calórico superior	Min. 8.850 kcal/sm ³ Máx. 10.200 kcal/sm ³
Temperatura	50°C
Otras consideraciones	Libre de arenas, polvos, gomas, aceites, glicoles y otras impurezas indeseables

ANEXO 10

Tabla 1

Lista de corrientes		
CORRIENTE	INICIO	FINAL
BIO-SOP	SOPLADOR	CICLON
BIO-CIC	CICLON	TORRE ABS
BIO-ABS	TORRE ABS	FILTRO SILOX
BIO-FIL	FILTRO SILOX	CENTRAL
AGUA-ABS	TORRE DES	TORRE ABS
AGUA-DES	TORRE ABS	TORRE DES
AIRE-1	COMPRESOR	TORRE DES
AIRE-2	TORRE DES	ATM
E-CIC	CICLON	CICLON

Listado de corrientes

Tabla 2

COMPONENTE	KG/H								
	BIO-SOP	BIO-CIC	BIO-ABS	BIO-FIL	AGUA-ABS	AGUA-DES	AIRE-1	AIRE-2	E-CIC
CH4	805,19104	805,19104	805,19104	805,19104	0,00000	25,19470	0,00000	25,19470	0,00000
CO2	459,64800	459,64800	459,64800	459,64800	0,00000	359,72540	0,00000	359,72540	0,00000
O2	7,87968	7,87968	7,87968	7,87968	0,00000	0,00000	4.032,00000	4.032,00000	0,00000
H2O	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	830.499,89000	720.000,00000	0,00000	0,00000	0,00000
N2	38,08512	38,08512	38,08512	38,08512	0,00000	0,00000	13.272,00000	13.272,00000	0,00000
H2	0,65664	0,65664	0,65664	0,65664	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000
CO	0,02627	0,02627	0,02627	0,02627	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000
H2S	0,06400	0,06400	0,00640	0,00640	0,00640	0,00640	0,00000	0,00064	0,00000
SILOX	4,96E-07	4,96E-07	4,96E-07	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000
SOLIDOS	1,62715	0,00651	0,00651	0,00651	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	1,62065
TOTAL	1.313,18	1.311,56	1.311,50	1.311,50	830.499,90	720.384,92651	17.304,00000	17.688,92075	1,62065

Balace de materia por componente.

Tabla 3

B-CIC					
Componente	Peso molecular	kmoles/hora	Fracción molar	%p/p	PPM
CH4	16,0	50,324	0,80251	80,25	802.513,23
CO2	44,0	10,447	0,16659	16,66	166.588,86
O2	32,0	0,246	0,00393	0,39	3.926,74
H2O	18,0	0,000	0,00000	0,00	0,00
N2	28,0	1,360	0,02169	2,17	21.690,55
H2	2,0	0,328	0,00524	0,52	5.235,65
CO	28,0	0,001	0,00001	0,001	14,96
H2S	34,0	0,002	0,00003	0,003	30,02
Total		62,71	1,00000		

Composición del biogás crudo en PPM. Fuente: Balance de materia

Tabla 4

B-ABS					
Componente	Peso molecular	kmoles/hora	Fracción molar	%p/p	PPM
CH4	16,0	50,324	0,80253	80,25	802.534,91
CO2	44,0	10,447	0,16659	16,66	166.593,36
O2	32,0	0,246	0,00393	0,39	3.926,84
H2O	18,0	0,000	0,00000	0,00	0,00
N2	28,0	1,360	0,02169	2,17	21.691,14
H2	2,0	0,328	0,00524	0,52	5.235,79
CO	28,0	0,001	0,00001	0,00150	14,96
H2S	34,0	0,0002	0,000003	0,00030	3,00
Total		62,71	1,00000		

Composición del biogás purificado en PPM. Fuente: Balance de materia

Tabla 5

POTENCIA REQUERIDA		
EQUIPO	UNIDAD	CANTIDAD
SOPLADOR	HP	14,75
COMPRESOR AIRE	HP	268,2
COMPRESOR BIOGAS	HP	71,7
BOMBA 1	HP	10,05
BOMBA 2	HP	10,05

Potencia requerida por cada equipo, según información proporcionada por los fabricantes de cada uno.

ANEXO 11

Figuras 1 y 2: Hoja técnica publicada por el proveedor de filtro de siloxanos.

El modelo elegido de acuerdo al caudal a trabajar es el BGAK 1200.

Product Data Sheet

BioGas AutoKleen – Siloxane Removal System

Product description

The BioGas AK is a Siloxane Removal System (SRS) installed in the biogas supply line of a gas to energy installation, decontaminating landfill and sewage gas of siloxanes and other VOC's

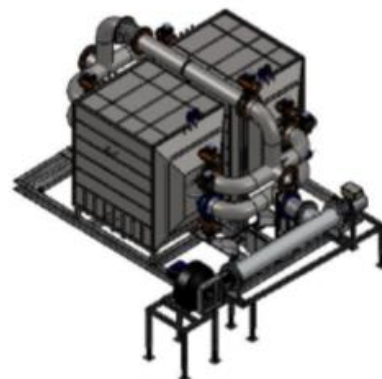
The system is designed to remove the contaminants from the gas in one online housing whilst regenerating a second offline housing automatically. Once regenerated the cleaned housing is automatically switched to become the duty unit and will continue in this process loop.

Product features

- Low on-going maintenance costs
- Media guarantee (5 years/1800 regenerations)
- Media Hydrophobic
- Skid mounted
- Microprocessor controlled
- Small outline and footprint
- Filter media automatically regenerated
- Stainless steel construction
- No engine warranty issues
- Environmentally safe
- No filter medium disposal cost
- Multiple fail safe detection features
- ATEX approved CE compliant (Zone 1 and 2)
- Optional Modus TCP/IP connection
- Optional Remote GSM monitoring
- Optional Vent Air Burner (VAB – Mini Flare)
- Optional Virtual Vent Stack (VVS 150 ft)
- Installation under pressure or suction
- Available in 3 x layouts for tight spaces



BioGas BGAK on WwTW site.



3D Schematic of BioGas AK



PpTek Ltd is a member of the Renewable Power Association (RPA)



PpTek is a Full member of the IDGTE



Product Data Sheet

Model	Layout	Size	Max Gas Flow Nm ³ /hr	Approx weight
BGAK 400	S	3.8m L x 2.0m W x 1.8m H	350	950 kg
BGAK 600	L	5.7m L x 1.9m W x 1.6m H	700	1,600 kg
BGAK 600	S	4.6m L x 3.4m W x 1.6m H	700	1,600 kg
BGAK 1200	L	5.7m L x 1.9m W x 1.6m H	1,400	1,600 kg
BGAK 1200	S	4.6m L x 3.4m W x 1.6m H	1,400	1,600 kg
BGAK 2000	L	5.7m L x 1.9m W x 2.1m H	2,100	1,800 kg
BGAK 2000	S	4.6m L x 3.4m W x 2.1m H	2,100	1,800 kg
BGAK 3000	L	5.5m L x 2.5m W x 1.9m H	3,500	2,300 kg
BGAK 3000	S	4.3m L x 3.9m W x 1.9m H	3,500	2,300 kg
BGAK 4000	L	5.5m L x 2.5m W x 1.9m H	3,500	2,300 kg
BGAK 4000	S	4.3m L x 3.9m W x 1.9m H	3,500	2,300 kg
BGAK 5000	L	5.5m L x 2.6m W x 2.2m H	4,200	2,800 kg
BGAK 5000	S	4.7m L x 3.9m W x 2.2m H	4,200	2,800 kg
BGAK 5000E	L	7.2m L x 2.1m W x 2.2m H	4,200	2,800 kg
BGAK 5000E	S	5.8m L x 3.2m W x 2.2m H	4,200	2,800 kg

<p>Specifications</p> <p>1 Gas pressure</p> <p>1.1 Max pressure drop over filter unit <10mb</p> <p>1.2 Max pressure for unit < 350 mb (higher by special order)</p> <p>1.3 Can be installed under pressure or suction</p> <p>2 Electrical system</p> <p>2.1 All spark sources ATEX protected.</p> <p>2.2 Separate mounted panel outside zone connected by ducted or surface cable and pneumatic tubes.</p> <p>2.3 Mitsubishi PLC controller for automatic operation.</p> <p>2.4 Optional kiosk for local control panel</p> <p>3 Total power requirements</p> <p>3.1 Average electrical consumption of 60 - 100 kWhr /day</p> <p>3.2 Supply min 100 amps 3 x Phase Neutral and Earth</p>	<p>4 Safety controls fitted</p> <p>4.1 3 x Over temperature of regeneration process.</p> <p>4.2 3 x Thermal cut outs on process air heater.</p> <p>4.3 Air flow detection on regeneration unit.</p> <p>4.4 Auto restart after power failure.</p> <p>4.5 Unit pressure drop.</p> <p>4.6 Temperature resilient bubble tight Viton valves.</p> <p>4.7 Valve position indicators</p> <p>4.8 Pneumatically operated actuators via ATEX approved solenoids with limit / position switches</p> <p>4.9 Unit default on error is system bypass.</p> <p>4.10 Optional Modus TCP/IP connection for monitoring. Remote monitoring.</p> <p>5 On site requirements</p> <p>5.1 Level concrete plinth 1m larger than relevant sizes shown above . The min distance from the engine supply inlet 1m Min distance from the gas supply after the particle scrub filter 1m</p> <p>5.2 Supply pipe diameter: 150- 300 mm</p> <p>5.3 Feed pipe to engine diameter: 150 – 300 mm</p> <p>5.5 Compressed air: min 5.5 bar 250 Litre receiver</p>
---	---



PpTek Ltd is a member of the Renewable Power Association (RPA)



PpTek is a Full member of the IDGTE



Fuente

<http://www.parker.com/Literature/Hiross%20Zander%20Division/PDF%20Files/Bulletins/BGAKC-MK4-Datasheet.pdf>

ANEXO 12

DATA SHEET TORRE ABSORBEDORA

UTN FRLP	INTEGRACION V	HOJA DE ESPECIFICACION						
DENOMINACION	Torre de absorcion			FECHA	2/3/2019			
UNIDAD	T-1			REVISION	2			
SERVICIO	Agua / Biogas			LOCACION	La plata			
DATOS GENERALES								
DENOMINACION	Torre de absorcion							
FUNCION	Absorber H2S de la corriente de Biogas							
DATOS DE OPERACIÓN								
FLUIDOS	UNIDAD	ENTRADA FONDO	ENTRADA TOPE	SALIDA FONDO	SALIDA TOPE			
CAUDAL	Kg/h	1312,15	830632	1312,15	830632			
TEMPERATURA	°C	25	25	25	25			
PRESION	Kpa	101,325	101,325	101,325	101,325			
DENSIDAD	Kg/m3	1,14	1000	1000	1,14			
CAIDA DE PRESION	Kg/cm2	0,022						
DATOS DE CONSTRUCCION								
MATERIAL DE CONSTRUCCION	ACERO AL CARBONO SA-516 Gr. 60		ESQUEMA DEL EQUIPO					
PRESION DE DISEÑO	Kpa	275,79						
TEMPERATURA DE DISEÑO	°C	25						
GEOMETRIA	CILINDRICO							
GEOMETRIA CABEZAL	SEMI ESFERICO							
PESO DE COLUMNA VACIA	Kg	6236						
PESO DE COLUMNA OPER	Kg	9075						
ALTURA CABEZAL	m	0,38						
ALTURA CUERPO	m	11,97						
ALTURA TOTAL	m	12,35						
DIAMETRO INTERNO	m	1,29						
CONEXIONES BRIDADAS	uni	4						
ESPESOR CABEZAL	m	0,02						
ESPESOR CUERPO	m	0,02						
DISEÑO DISPOSITIVO INTERNO								
TIPO DE RELLENO	Anillo Rasching							
MATERIAL DE RELLENO	Porcelana							
DIAMETRO INTERNO	mm	165,1						
DIAMETRO EXTERNO	mm	190,5						
DIAMETRO EQUIVALENTE	mm	165,1						
POROSIDAD	—	0,73						
AREA ESPECIFICA	m2/m3	262,5						
ALTURA DEL RELLENO	mm	400						
PERDIDA DE CARGA	Kg.cm2/m	0,2						

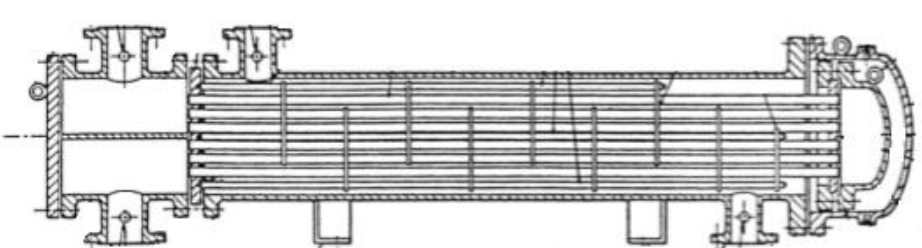
ANEXO 13

DATA SHEET TORRE DESORBEDORA

UTN FRLP		INTEGRACION V		HOJA DE ESPECIFICACION	
DENOMINACION		Torre de desorcion		FECHA	2/3/2019
UNIDAD		T-2		REVISION	2
SERVICIO		Agua/ Aire		LOCACION	La plata
DATOS GENERALES					
DENOMINACION		Torre de desorcion			
FUNCION		Desorber H2S de la corriente de agua			
DATOS DE OPERACIÓN					
FLUIDOS	UNIDAD	ENTRADA FONDO	ENTRADA TOPE	SALIDA FONDO	SALIDA TOPE
CAUDAL	Kg/h	4179	830632	4179	830632
TEMPERATURA	°C	25	25	25	25
PRESION	Kpa	101,325	101,325	101,325	101,325
DENSIDAD	Kg/m3	1,16	1000	1000	1,16
CAIDA DE PRESION	Kg/cm2	0,01			
DATOS DE CONSTRUCCION					
MATERIAL DE CONSTRUCCION	ACERO AL CARBONO SA-516 Gr. 60		ESQUEMA DEL EQUIPO		
PRESION DE DISEÑO	Kpa	275,79			
TEMPERATURA DE DISEÑO	°C	25			
GEOMETRIA	CILINDRICO				
GEOMETRIA CABEZAL	SEMI ESFERICO				
PESO DE COLUMNA VACIA	Kg	6236			
PESO DE COLUMNA OPER	Kg	9075			
ALTURA CABEZAL	m	0,38			
ALTURA CUERPO	m	4,78			
ALTURA TOTAL	m	5,16			
DIAMETRO INTERNO	m	1,53			
CONEXIONES BRIDADAS	uni	4			
ESPESOR CABEZAL	m	0,02			
ESPESOR CUERPO	m	0,02			
DISEÑO DISPOSITIVO INTERNO					
TIPO DE RELLENO	Anillo Rasching				
MATERIAL DE RELLENO	Porcelana				
DIAMETRO INTERNO	mm	165,1			
DIAMETRO EXTERNO	mm	190,5			
DIAMETRO EQUIVALENTE	mm	165,1			
POROSIDAD	—	0,73			
AREA ESPECIFICA	m2/m3	262,5			
ALTURA DEL RELLENO	mm	400			
PERDIDA DE CARGA	Kg.cm2/m	0,2			

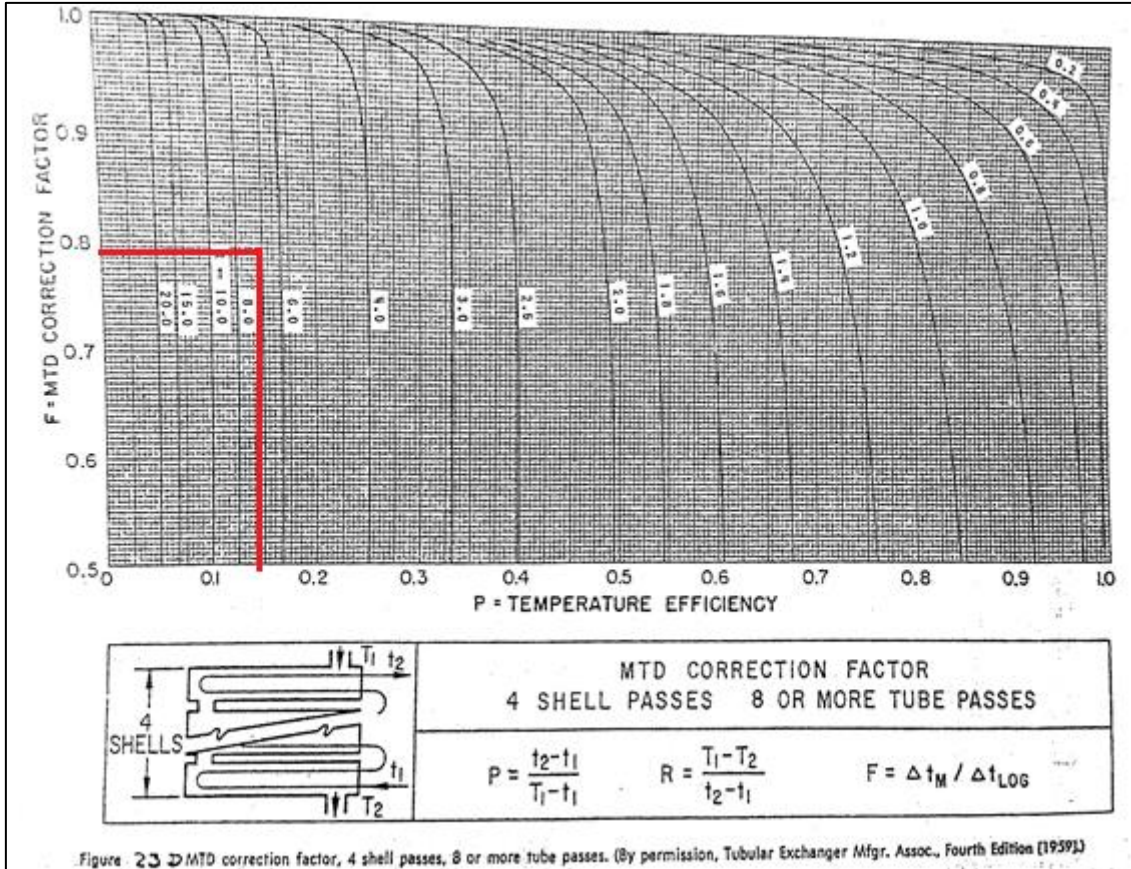
ANEXO 14

DATA SHEET INTERCAMBIADOR DE CALOR

UTN FRLP		INTEGRACION V		HOJA DE ESPECIFICACION			
DENOMINACION		Intercambiador de calor		FECHA		1/10/2018	
UNIDAD		E-1		REVISION		1	
SERVICIO		Agua / Biogas		LOCACION		La plata	
PERFORMANCE							
COLOCACION DE FLUIDO		TUBO		CORAZA			
NOMBRE		BIOGAS		AGUA			
CAUDAL		2883,07 lb/h		11605,66 lb/h			
DENSIDAD		6,93 lb/ft ³		62,4 lb/ft ³			
VISCOSIDAD		0,033 lb/m s		1,936 lb/ m s			
CALOR ESPECIFICO		0,6 BTU/lb °F		1 BTU/ lb °F			
PESO MOLECULAR		0,063 lb/mol		0,035 lb/mol			
CONDUCTIVIDAD		0,01 BTU / ft °F h		0,33 BTU / ft °F h			
TEMPERATURA (ENTRADA / SALIDA)		224,6 / 77 °F		68 / 90 °F			
PRESION DE OPERACIÓN		40 psi		40 psi			
VELOCIDAD		5,78 ft/s		1,23 ft/s			
PERDIDA DE CARGA		7,99 psi		3,6 psi			
RESISTENCIA A ENSUCIAMIENTO		0,003 h ft ² °F/ BTU					
CALOR INTERCAMBIADO		255324,6 BTU / h					
LMTD CORREGIDA		36,25 °F					
COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA GLOBAL		SUCIO		54,04 BTU/h °F ft ²		LIMPIO	
						64,5 BTU/h °F ft ²	
CONSTRUCCION EN CORAZA							
		TUBOS		CORAZA			
PRESION		40 psi		40 psi			
N° DE PASOS		8		1			
N° DE TUBOS	78	OD: 3/4"	PITCH: 1 plg	BWG: 16	LONG: 10 ft	MATERIAL: A ¹	
CORAZA		ID: 12"	BAFLES: 25%		ESPACIADO: 2 plg		
CLASE	TEMA						
CABEZAL FRONTAL:	A						
CABEZAL POSTERIOR:	S						
CORAZA :	E						
DISEÑO							
							
AES							

ANEXO 15

Figura 1



Factor de corrección Ft para la MLTD, para 1 paso por coraza y 8 por tubos. Fuente: Apunte Tablas y correlaciones, cátedra Tecnología de la Energía Térmica, UTN FRLP, año2016

Figura 2

TABLA 10. DATOS DE TUBOS PARA CONDENSADORES E INTERCAMBIADORES DE CALOR

Tubo OD, plg	BWG	Espesor de la pared,	DI, plg	Area de flujo por tubo, plg ²	Superficie por pie lin. pies ²		Peso por pie lineal, lb, de acero
					Exterior	Interior	
1/2	12	0.109	0.282	0.0625	0.1309	0.0748	0.493
	14	0.083	0.334	0.0876		0.0874	0.403
	16	0.065	0.370	0.1076		0.0969	0.329
	18	0.049	0.402	0.127		0.1052	0.258
	20	0.035	0.430	0.145		0.1125	0.190
3/4	10	0.134	0.482	0.182	0.1963	0.1263	0.965
	11	0.120	0.510	0.204		0.1335	0.884
	12	0.109	0.532	0.223		0.1393	0.817
	13	0.095	0.560	0.247		0.1466	0.727
	14	0.083	0.584	0.268		0.1529	0.647
	15	0.072	0.606	0.289		0.1587	0.571
	16	0.065	0.620	0.302		0.1623	0.520
	17	0.058	0.634	0.314		0.1660	0.469
	18	0.049	0.652	0.334		0.1707	0.401
1	8	0.165	0.670	0.355	0.2618	0.1754	1.61
	9	0.148	0.704	0.389		0.1843	1.47
	10	0.134	0.732	0.421		0.1916	1.36
	11	0.120	0.760	0.455		0.1990	1.23
	12	0.109	0.782	0.479		0.2048	1.14
	13	0.095	0.810	0.515		0.2121	1.00
	14	0.083	0.834	0.546		0.2183	0.890
	15	0.072	0.856	0.576		0.2241	0.781
	16	0.065	0.870	0.594		0.2277	0.710
	17	0.058	0.884	0.613		0.2314	0.639
18	0.049	0.902	0.639	0.2361	0.545		
1 1/4	8	0.165	0.920	0.665	0.3271	0.2409	2.09
	9	0.148	0.954	0.714		0.2498	1.91
	10	0.134	0.982	0.757		0.2572	1.75
	11	0.120	1.01	0.800		0.2644	1.58
	12	0.109	1.03	0.836		0.2701	1.45
	13	0.095	1.06	0.884		0.2775	1.28
	14	0.083	1.08	0.923		0.2839	1.13
	15	0.072	1.11	0.960		0.2896	0.991
	16	0.065	1.12	0.985		0.2932	0.900
	17	0.058	1.13	1.01		0.2969	0.808
18	0.049	1.15	1.04	0.3015	0.688		
1 1/2	8	0.165	1.17	1.075	0.3925	0.3063	2.57
	9	0.148	1.20	1.14		0.3152	2.34
	10	0.134	1.23	1.19		0.3225	2.14
	11	0.120	1.26	1.25		0.3299	1.98
	12	0.109	1.28	1.29		0.3356	1.77
	13	0.095	1.31	1.35		0.3430	1.56
	14	0.083	1.33	1.40		0.3492	1.37
	15	0.072	1.36	1.44		0.3555	1.20
	16	0.065	1.37	1.47		0.3587	1.09
	17	0.058	1.38	1.50		0.3623	0.978
18	0.049	1.40	1.54	0.3670	0.831		

Datos de tubos para intercambiadores de calor. Fuente: Apunte Tablas y correlaciones, cátedra Tecnología de la Energía Térmica, UTN FRLP, año2016

Figura 3

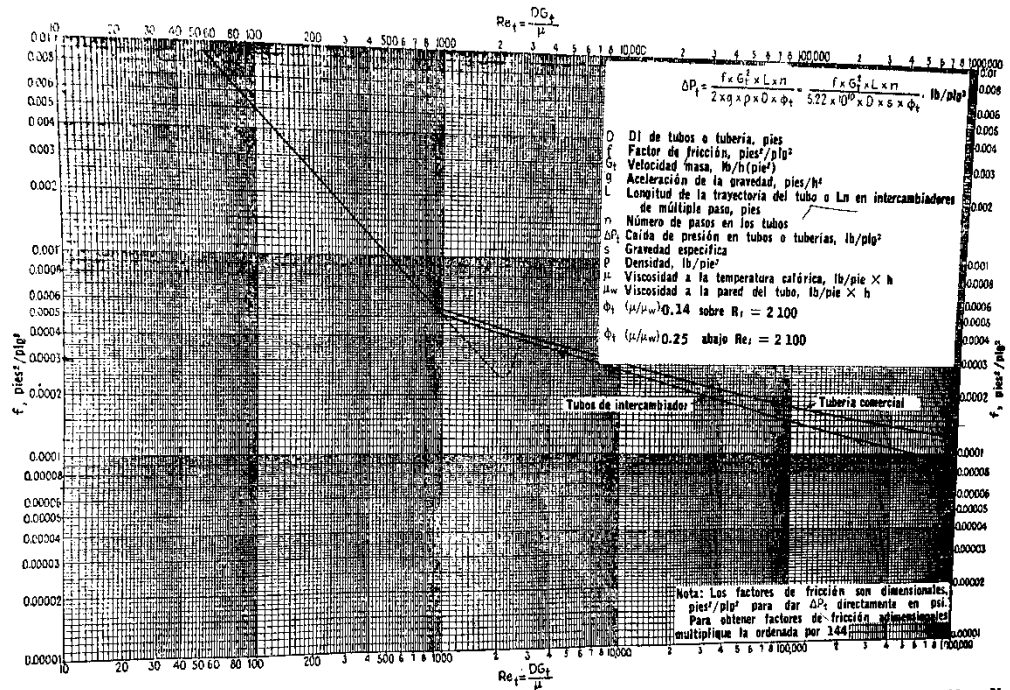
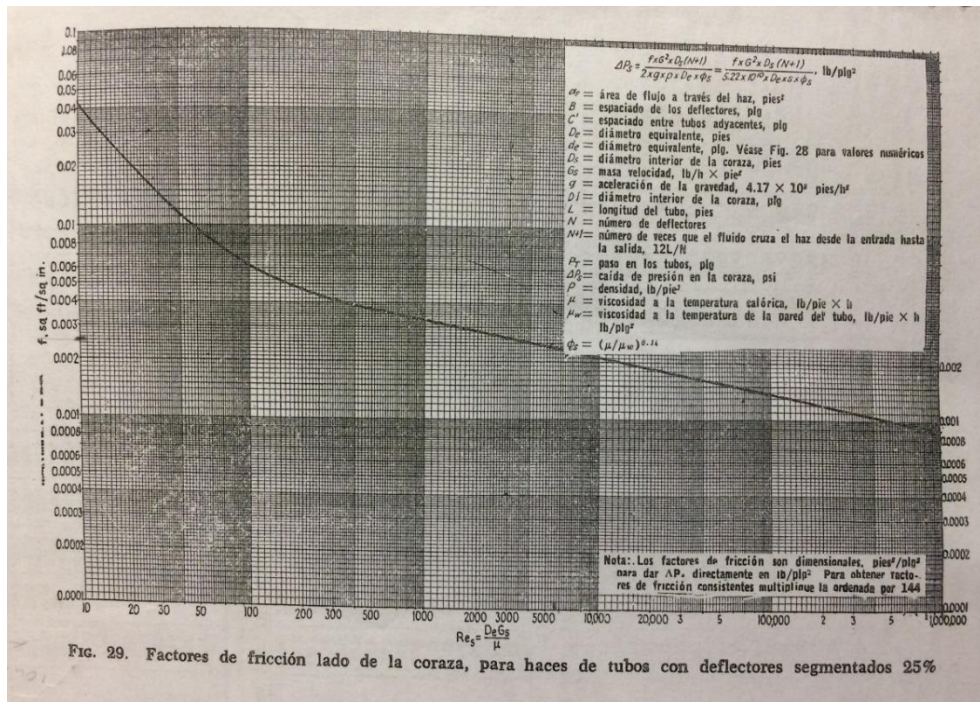


FIG. 26. Factores de fricción, para lado de tubo. (Standards Exchanger Manufacturers Association, 2a. ed., New York, 1949)

941

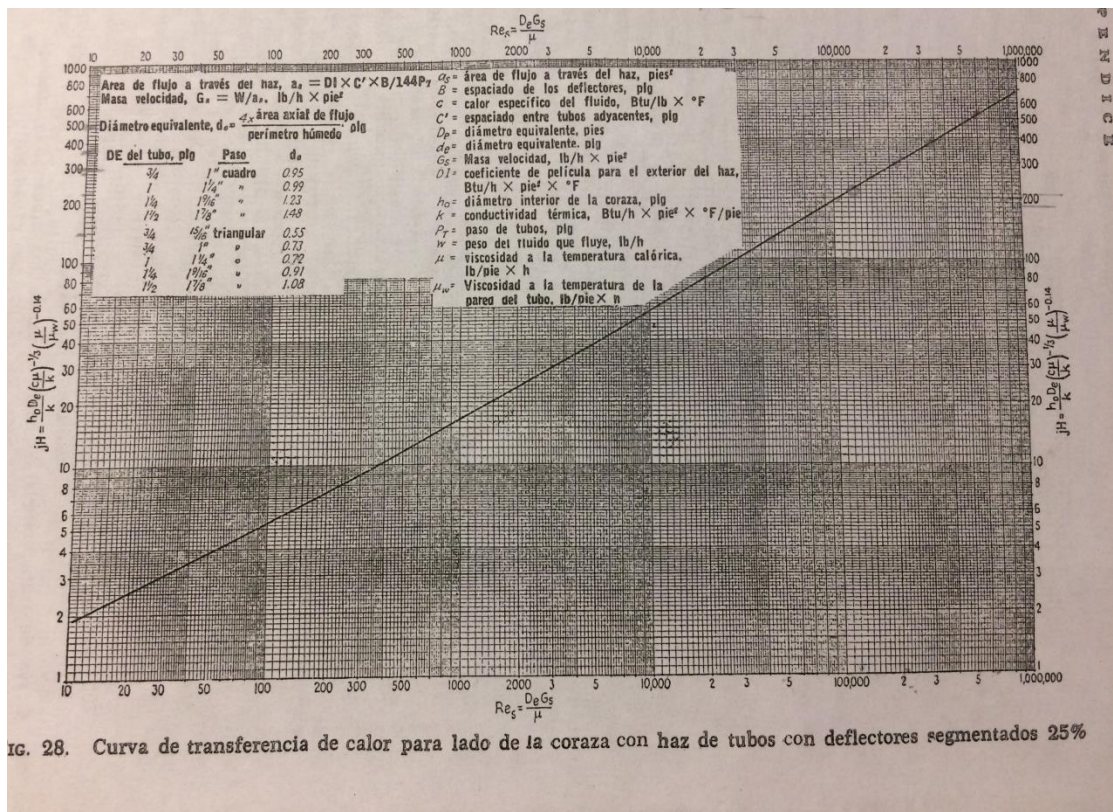
Factor de fricción para lado tubos. Fuente: Apunte Tablas y correlaciones, cátedra Tecnología de la Energía Térmica, UTN FRLP, año2016

Figura 4



Factor de fricción lado coraz. Fuente: Apunte Tablas y correlaciones, cátedra Tecnología de la Energía Térmica, UTN FRLP, año2016

Figura 5



Factor jH para lado coraza. Fuente: Apunte Tablas y correlaciones, cátedra Tecnología de la Energía Térmica, UTN FRLP, año 2016.

Figura 6

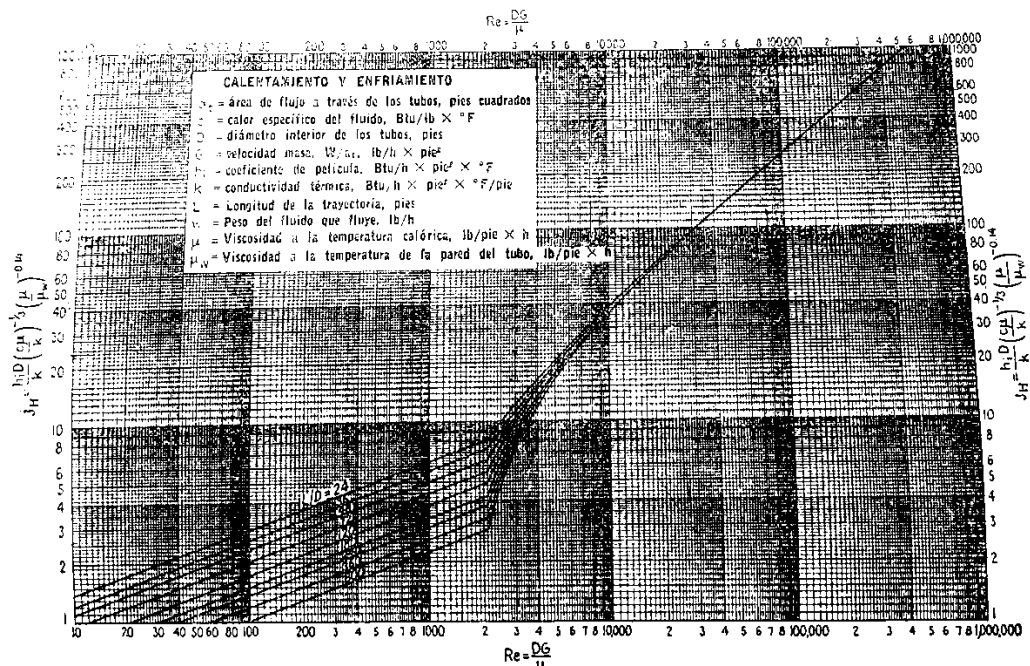


Fig. 24. Curva de transferencia de calor lado de tubos. (Adaptada de Sieder y Tate)

Factor jH lado tubos. Fuente: Apunte Tablas y correlaciones, cátedra Tecnología de la Energía Térmica, UTN FRLP, año 2016

Figura 7

P E N D A J E

947

TABLA 9. DISPOSICION DE LOS ESPEJOS DE TUBOS (CUENTA DE TUBOS. (Continúa). ARREGLO TRIANGULAR

Tubos de 3/4" DE, arreglo triangular de 15/16 plg						Tubos de 3/4" DE, arreglo triangular de 1 plg					
Coraza DI, plg	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P	Coraza DI, plg	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
8	36	32	26	24	18	8	37	30	24	24	
10	62	56	47	42	36	10	61	52	40	36	
12	109	98	86	82	78	12	92	82	76	74	78
13 1/4	127	114	96	90	86	13 1/4	109	106	86	82	74
15 1/4	170	160	140	136	128	15 1/4	151	138	122	118	110
17 1/4	239	224	194	188	178	17 1/4	203	196	178	172	166
19 1/4	301	282	252	244	234	19 1/4	262	250	226	216	210
21 1/4	361	342	314	306	290	21 1/4	316	302	278	272	260
23 1/4	442	420	386	378	364	23 1/4	384	376	352	342	328
25	532	506	468	446	434	25	470	452	422	394	382
27	637	602	550	536	524	27	559	534	488	474	464
29	721	692	640	620	594	29	630	604	556	538	508
31	847	822	766	722	720	31	745	728	678	666	640
33	974	938	878	852	826	33	856	830	774	760	732
35	1102	1068	1004	988	958	35	970	938	882	864	848
37	1240	1200	1144	1104	1072	37	1074	1044	1012	986	870
39	1377	1330	1258	1248	1212	39	1206	1176	1128	1100	1078

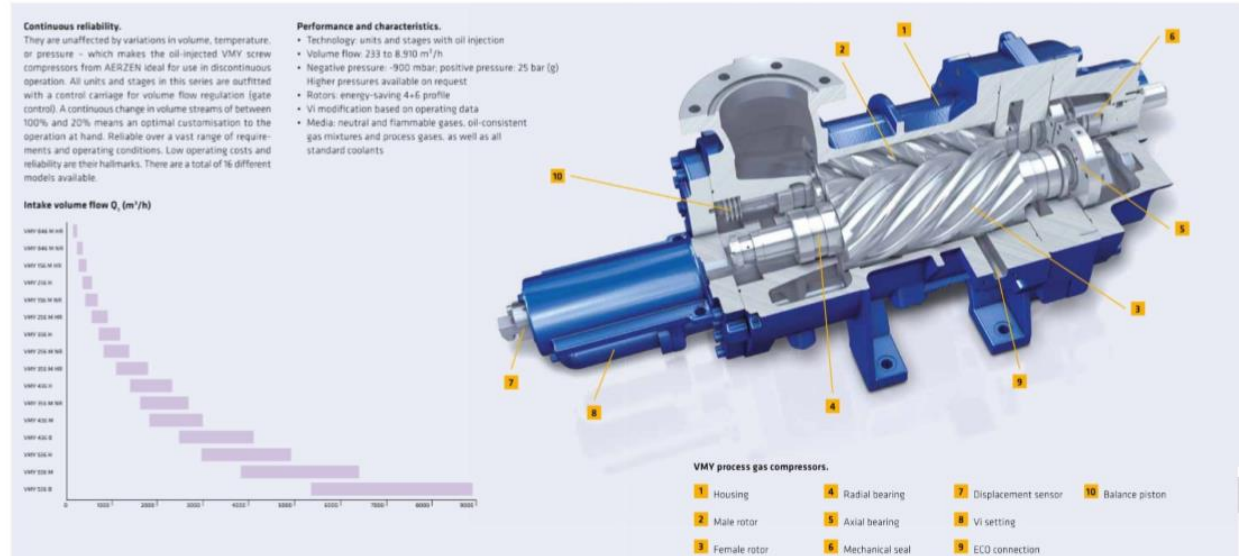
Tabla para selección de equipo. Fuente: Apunte Tablas y correlaciones, cátedra Tecnología de la Energía Térmica, UTN FRLP, año 2016

ANEXO 16

Figura 1

VMY PROCESS GAS COMPRESSOR. THE BEST SOLUTION FOR VARIABLE VOLUME STREAMS.

Compressors in the VMY series have built their reputation in closed cooling circuits. Demonstrated their great efficiency in open process systems (chemistry, petro chemistry, energy production), and proven themselves in closed-loop cooling systems. They are the ideal machines for gases with low molecular weights, high compression ratios, and variable configurations.



Descripción de las características técnicas del compresor de tornillo. Fuente: Catálogo de proveedor Aerzen (<http://pdf.directindustry.es/pdf-en/aerzener-maschinenfabrik-gmbh/aerzen-process-gas-solutions/19244-769996.html>)

Figura 2

OIL-INJECTED SCREW COMPRESSORS



Model VMY .36



Model VMY .56/046

<ul style="list-style-type: none"> • Gas gathering onshore, offshore 	<ul style="list-style-type: none"> • Gas gathering onshore, offshore
<ul style="list-style-type: none"> • Natural gas compression • Fuel gas boosting (gas turbine) 	<ul style="list-style-type: none"> • Natural gas compression • Fuel gas boosting (gas turbine)
<ul style="list-style-type: none"> • H₂ and CH gas mixtures, flare/tail gas, butane and propane recovery 	<ul style="list-style-type: none"> • H₂ and CH gas mixtures, flare/tail gas, butane and propane recovery
<ul style="list-style-type: none"> • LNG, LPG, cryogenic, ammonia boosting 	<ul style="list-style-type: none"> • BOG (Ethylene) • Turbine fuel gas
<ul style="list-style-type: none"> • Volume flow approx. 700 - 10,000 m³/h • Negative pressure -999 mbar • Positive pressure 25 bar (g) 	<ul style="list-style-type: none"> • Volume flow approx. 444 - 2,700 m³/h • Positive pressure 25 bar (g)

Descripción de las características operativas del compresor de biogás VMY.56/046. Fuente: Catalogo proveedor Aerzen (<http://pdf.directindustry.es/pdf-en/aerzener-maschinenfabrik-gmbh/aerzen-process-gas-solutions/19244-769996.html>)

ANEXO 17 - Tabla de flujo de fondos para el caso sin financiamiento

FLUJO ANUAL DE FONDOS [USD] SIN FINANCIAMIENTO	AÑOS										
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
+ Ingresos	-	9.020.160,00	9.020.160,00	9.020.160,00	9.020.160,00	9.020.160,00	8.118.144,00	7.216.128,00	6.314.112,00	5.412.096,00	5.412.096,00
- Ingresos Brutos (5%)	-	-451.008,00	-451.008,00	-451.008,00	-451.008,00	-451.008,00	-405.907,20	-360.806,40	-315.705,60	-270.604,80	-270.604,80
Ingresos Netos	-	8.569.152,00	8.569.152,00	8.569.152,00	8.569.152,00	8.569.152,00	7.712.236,80	6.855.321,60	5.998.406,40	5.141.491,20	5.141.491,20
- Costos Totales	-	-2.235.474,75	-2.235.474,75	-2.235.474,75	-2.235.474,75	-2.235.474,75	-2.140.474,75	-2.045.474,75	-1.950.474,75	-1.855.474,75	-1.855.474,75
- Amortizacion	-	-661.074,82	-661.074,82	-661.074,82	-661.074,82	-661.074,82	-661.074,82	-661.074,82	-661.074,82	-661.074,82	-661.074,82
Utilidad Bruta	-	5.672.602,44	5.672.602,44	5.672.602,44	5.672.602,44	5.672.602,44	4.910.687,24	4.148.772,04	3.386.856,84	2.624.941,64	2.624.941,64
- IIGG (35% de la UB)	-	-1.985.410,85	-1.985.410,85	-1.985.410,85	-1.985.410,85	-1.985.410,85	-1.718.740,53	-1.452.070,21	-1.185.399,89	-918.729,57	-918.729,57
Utilidad Neta	-	3.687.191,58	3.687.191,58	3.687.191,58	3.687.191,58	3.687.191,58	3.191.946,70	2.696.701,82	2.201.456,94	1.706.212,06	1.706.212,06
+ Amortizacion	-	661.074,82	661.074,82	661.074,82	661.074,82	661.074,82	661.074,82	661.074,82	661.074,82	661.074,82	661.074,82
- Inversion de Capital Fijo	-19.631.277,74	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
- Capital de Trabajo	-857.563,32	-	-	-	-	-	-	-	-	-	857.563,32
Flujo de Fondos	-20.488.841,05	4.348.266,40	4.348.266,40	4.348.266,40	4.348.266,40	4.348.266,40	3.853.021,52	3.357.776,64	2.862.531,76	2.367.286,88	3.224.850,19
PERÍODO DE RECUPERO	-20.488.841,05	-16.140.574,66	-11.792.308,26	-7.444.041,86	-3.095.775,46	1.252.490,94	5.105.512,46	8.463.289,10	11.325.820,86	13.693.107,74	16.917.957,94

VAN	USD 3.475.182,50
IVAN	0,17
RECUPERO	4,75 Años
TIR	14,19%
TMAR	10,00%

----->

No recuperado al año 4	\$ 3.095.775,46
Flujo año Siguiente (5)	\$ 4.348.266,40
Fracción del 4to año	0,71

ANEXO 18 - Tabla de flujo de fondos para el caso con 25 % de financiamiento externo

FLUJO ANUAL DE FONDOS [U\$D] CON FINANCIAMIENTO	AÑOS										
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
+ Ingresos por ventas		9.020.160,00	9.020.160,00	9.020.160,00	9.020.160,00	9.020.160,00	8.118.144,00	7.216.128,00	6.314.112,00	5.412.096,00	5.412.096,00
+ Financiamiento	4.907.819,43	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
- Ingresos Brutos (5%)	-	-451.008,00	-451.008,00	-451.008,00	-451.008,00	-451.008,00	-405.907,20	-360.806,40	-315.705,60	-270.604,80	-270.604,80
Ingresos Netos	4.907.819,43	8.569.152,00	8.569.152,00	8.569.152,00	8.569.152,00	8.569.152,00	7.712.236,80	6.855.321,60	5.998.406,40	5.141.491,20	5.141.491,20
- Costos Totales	-	-2.235.474,75	-2.235.474,75	-2.235.474,75	-2.235.474,75	-2.235.474,75	-2.140.474,75	-2.045.474,75	-1.950.474,75	-1.855.474,75	-1.855.474,75
- Amortización	-	-661.074,82	-661.074,82	-661.074,82	-661.074,82	-661.074,82	-661.074,82	-661.074,82	-661.074,82	-661.074,82	-661.074,82
Utilidad Bruta	4.907.819,43	5.672.602,44	5.672.602,44	5.672.602,44	5.672.602,44	5.672.602,44	4.910.687,24	4.148.772,04	3.386.856,84	2.624.941,64	2.624.941,64
- IIGG (35% de la UB)	-	-1.985.410,85	-1.985.410,85	-1.985.410,85	-1.985.410,85	-1.985.410,85	-1.718.740,53	-1.452.070,21	-1.185.399,89	-918.729,57	-918.729,57
Utilidad Neta	4.907.819,43	3.687.191,58	3.687.191,58	3.687.191,58	3.687.191,58	3.687.191,58	3.191.946,70	2.696.701,82	2.201.456,94	1.706.212,06	1.706.212,06
+ Amortización	-	661.074,82	661.074,82	661.074,82	661.074,82	661.074,82	661.074,82	661.074,82	661.074,82	661.074,82	661.074,82
- Inversion de Capital Fijo	-19.631.277,74	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
- Capital de Trabajo	-857.563,32	-	-	-	-	-	-	-	-	-	857.563,32
- Pago de deuda	-	-731.409,82	-731.409,82	-731.409,82	-731.409,82	-731.409,82	-731.409,82	-731.409,82	-731.409,82	-731.409,82	-731.409,82
Flujo de Fondos	-15.581.021,62	3.616.856,58	3.616.856,58	3.616.856,58	3.616.856,58	3.616.856,58	3.121.611,70	2.626.366,82	2.131.121,94	1.635.877,06	2.493.440,37
PERÍODO DE RECUPERO	-15.581.021,62	-11.964.165,04	-8.347.308,46	-4.730.451,88	-1.113.595,30	2.503.261,27	5.624.872,97	8.251.239,79	10.382.361,73	12.018.238,79	14.511.679,16

VAN	USD 3.888.805,21
IVAN	0,25
RECUPERACION	4,3 Años
TIR	16,23%
TMAR para cálculo	10,00%

----->

No recuperado al año 4	\$ 1.113.595,30
Flujo año Siguiete (5)	\$ 3.616.856,58
Fracción del 5to año	0,31

ANEXO 19

Tabla de pago de préstamo

Año	Interés	Pago Principal	Pago a fin de año	Saldo de Deuda
0				\$ 4.907.819,4
1	\$ 392.625,6	\$ 338.784,3	\$ 731.409,8	\$ 4.569.035,2
2	\$ 365.522,8	\$ 365.887,0	\$ 731.409,8	\$ 4.203.148,2
3	\$ 336.251,9	\$ 395.158,0	\$ 731.409,8	\$ 3.807.990,2
4	\$ 304.639,2	\$ 426.770,6	\$ 731.409,8	\$ 3.381.219,6
5	\$ 270.497,6	\$ 460.912,3	\$ 731.409,8	\$ 2.920.307,3
6	\$ 233.624,6	\$ 497.785,2	\$ 731.409,8	\$ 2.422.522,1
7	\$ 193.801,8	\$ 537.608,1	\$ 731.409,8	\$ 1.884.914,0
8	\$ 150.793,1	\$ 580.616,7	\$ 731.409,8	\$ 1.304.297,3
9	\$ 104.343,8	\$ 627.066,0	\$ 731.409,8	\$ 677.231,3
10	\$ 54.178,5	\$ 677.231,3	\$ 731.409,8	\$ 0,0
Total	2.406.278,78	4.907.819,43	7.314.098,21	