



**UNIVERSIDAD NACIONAL
PEDRO RUIZ GALLO**

**FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA
DE INDUSTRIAS ALIMENTARIAS**



ESCUELA PROFESIONAL DE INGENIERÍA QUÍMICA

TESIS

**“ESTUDIO DE PRE-FACTIBILIDAD PARA LA
INSTALACION DE UNA PLANTA DE
PRODUCCION DE HIDROGENO A PARTIR DE
BIOGAS”**

PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE:

INGENIERO QUIMICO

PRESENTADO POR:

Bachiller : Robert Alfonso TERRONES RAMIREZ

Bachiller : Yanin CRUZ BALCAZAR

ASESOR

Ing. Dr. José Luis Venegas Kemper

Lambayeque – Perú

2019



UNIVERSIDAD NACIONAL PEDRO RUIZ GALLO

FACULTAD DE INGENIERIA QUÍMICA E INDUSTRIAS
ALIMENTARIAS



ESCUELA PROFESIONAL DE INGENIERÍA DE INDUSTRIAS ALIMENTARIAS

TESIS

“ESTUDIO DE PRE-FACTIBILIDAD PARA LA INSTALACION DE UNA PLANTA DE PRODUCCION DE HIDROGENO A PARTIR DE BIOGAS”

PARA OPTAR EL TÍTULO DE:

INGENIERO QUIMICO

PRESENTADO POR:

Bachiller : Robert Alfonso TERRONES RAMIREZ

Bachiller : Yanin CRUZ BALCAZAR

Aprobado por:

Ing. M.Sc. Rubén Dario Sachún García
PRESIDENTE

Ing. M.Sc. José Enrique Hernández Oré
SECRETARIO

Ing. M.Sc. Sebastián Huangal Scheineder
VOCAL

Ing. Dr. José Luis Venegas Kemper
ASESOR

LAMBAYEQUE - Perú

2019

AGRADECIMIENTO

A los docentes de la facultad de ingeniería química de la Universidad Nacional Pedro Ruiz Gallo, ya que gracias a sus conocimientos brindados a lo largo de nuestra formación profesional, nos sirvió de cimiento para la realización de la presente TESIS.

Robert TERRONES

Yanin CRUZ

DEDICATORIA

Dedico esta TESIS a mi padre hasta el cielo y a mi madre y hermanos, que gracias a su apoyo incondicional hicieron posible no declinar en momentos de duda y llegar a cristalizar mi formación profesional en la culminación de este proyecto.

También dedico este proyecto a mi enamorada María, por impartir la cuota de alegría en cada instante.

Robert TERRONES

La realización de este proyecto esta dedicado a mis padres, su apoyo incondicional me ha valido para conseguir lo que ahora soy, siguiendo su ejemplo día a día, y así lograr salir adelante en mi formación profesional.

Yanin CRUZ

INDICE

INTRODUCCION	8
I. ESTUDIO DE MERCADO	9
1.1 DEFINICION Y DESCRIPCION DEL PRODUCTO: HIDROGENO	9
1.2 MATERIA PRIMA: BIOGAS.....	16
1.3 ANALISIS DEL MERCADO	19
1.4 CAPACIDAD DE LA PLANTA.	26
1.5 CONCLUSIONES DEL ESTUDIO DE MERCADO	28
1.6 UBICACIÓN DE LA PLANTA	28
II. INGENIERIA DEL PROYECTO	34
2.1 PROCESOS PARA LA OBTENCION DEL HIDROGENO.....	35
2.2 SELECCIÓN DEL PROCESO	44
2.3 DESCRIPCIÓN DETALLADA DEL PROCESO DE OBTENCIÓN DE HIDROGENO A PARTIR DEL BIOGAS.....	45
A. PROCESO DE DESULFURACION:	45
B. REFORMADO CON VAPOR (steam reforming).....	46
C. CONVERSIÓN DE CO.	47
2.4 DIAGRAMA DE FLUJO.	50
2.5 DIAGRAMA DE BLOQUES.	51
2.6 BALANCE DE MASA Y ENERGIA	52
2.7 EQUIPOS PRINCIPALES DEL PROCESO	57
2.8 DISTRIBUCIÓN DE LA PLANTA.....	58
2.9 CONSIDERACIONES AMBIENTALES	63
III. ESTUDIO ECONOMICO.....	65
IV. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	78
4.1 CONCLUSIONES.....	78
4.2 RECOMENDACIONES.	79
REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS	80
APENDICE	82

RESUMEN

Con la finalidad de reemplazar las importaciones de hidrogeno que realiza nuestro país, se realizó el estudio de pre-factibilidad de la instalación de una planta de producción de hidrógeno a partir de biogás.

Dentro del Capítulo I se puede verificar el Estudio de Mercado en el que basándose en las importaciones históricas de hidrogeno se realizó la proyección para el 2027 dando como resultado un nivel de 4500 toneladas. Una de las industrias que mayormente consumen hidrogeno es la manufactura de producción de margarinas, que se hacen en base a la hidrogenación de aceites vegetales.

En el Capítulo II se realizó el estudio de Ingeniería del Proyecto en donde se evaluaron las condiciones para determinar la ubicación de la planta y la selección del proceso. Teniendo en cuenta que para la producción de biogás se necesita residuos animales se selecciona el Centro Poblado Invernillo - Pomalca, que dispone de cerca de 1800 cabezas de ganado vacuno. Se presenta el balance de masa y de energía para la operación de la planta, así como la descripción de los principales equipos de proceso como su distribución. Y un breve estudio sobre el impacto ambiental.

Finalmente, en el Capítulo III se realizó el Estudio Económico-Financiero. Se estableció que la inversión total del proyecto será de 12 048 277.dólares. El costo de producción será de 2.9 dólares el kilogramo de hidrógeno. A precio de 4.50 dólares por kilogramo (puesto en fabrica) se obtuvo una tasa de retorno sobre la inversión de 39.35% después de impuestos, un periodo de recuperación del dinero de 1.75 años después de impuestos y con un punto de equilibrio de 19.64%. Se concluye finalmente que el proyecto es factible desde el punto de vista de mercado, técnico y económicamente, por lo que se recomienda su instalación.

ABSTRACT

In order to replace the hydrogen imports that our country makes, the pre-feasibility study of the installation of a hydrogen production plant from biogas was carried out.

Within Chapter I you can verify the Market Study in which, based on the historical imports of hydrogen, the projection was made for 2027, resulting in a level of 4500 tons. The largest consumer of hydrogen is the margarine production industry, which is based on the hydrogenation of vegetable oils.

In Chapter II, the Project Engineering study was carried out where the conditions to determine the location of the plant and the selection of the process were evaluated. Taking into account that animal waste is needed for the production of biogas, the Invernillo - Pomalca Village Center is selected, which has about 1800 heads of cattle. The balance of mass and energy for the operation of the plant is presented, as well as the description of the main process equipment as its distribution. And a brief study on the environmental impact and safety at work.

Finally, in Chapter III the Economic-Financial Study was carried out. It was established that the total investment of the project will be 12 048 277. dollars. The cost of production will be 2.63 dollars per kilogram of hydrogen. At the price of 4.50 dollars per kilogram (placed in the factory), an investment return rate of 39.35% after taxes was obtained, a recovery period of 1.75 years after taxes and a break-even point of 19.64%. Finally, it is concluded that the project is feasible from the market point of view, technically and economically, so its installation is recommended.

INTRODUCCION

La demanda de hidrógeno no es exclusiva como fuente de energía, ya que es ampliamente utilizado en las industrias química, de alimentos y en la producción de derivados electrónicos, entre otros, lo que genera una creciente necesidad de producir hidrógeno de una manera sostenible y económicamente viable. Se ha reportado una demanda de más de 50 millones de toneladas anuales (Kapdan y Kargi, 2006), con un crecimiento de más del 10 % anual. El empleo más importante del hidrógeno es en la síntesis del amoníaco. La utilización del hidrógeno está aumentando con rapidez en las operaciones de refinación del petróleo, como el rompimiento por hidrógeno (hydrocracking), y en el tratamiento con hidrógeno para eliminar azufre. Otro uso importante es para la obtención de grasas sólidas a partir de la hidrogenación catalítica de aceites vegetales líquidos insaturados (Laguna, 2014).

Además, cerca del 91% de la energía que se consume en el mundo se suministra por hidrocarburos, los cuales también son una de las principales fuentes de ingreso económico de algunos países de Latinoamérica, incluyendo Perú. El problema de la dependencia hacia los hidrocarburos se puede agravar con el incremento en la demanda de energía debido al constante crecimiento de la población. Es por ello que las nuevas políticas en energía se orientan a diversificar las fuentes de energía, principalmente, al uso de las energías renovables. Una posible solución es el uso del hidrógeno como energético, que se puede obtener a partir de recursos renovables como la biomasa para generar energía limpia en pequeñas ciudades. Se ha demostrado hace buen tiempo que, de los residuos orgánicos, como biomasa renovable, se puede producir biogás. Este biogás contiene entre 55 a 70% de metano, 30 a 45% de dióxido de carbón y trazas de otros gases (Varnero, 2011). De esta manera se resuelve el problema de los residuos sólidos orgánicos, que de otra manera son vertidos sin control, causando no solo daño ambiental sino también de salud a los humanos y animales. El metano puede convertirse por reformación catalítica con vapor a hidrógeno con tecnologías conocidas. Este hidrógeno es un combustible de alto contenido energético (122 kJ/g, 2.75 veces más alto que los combustibles hidrocarbonados) y se le considera un combustible limpio y renovable, siendo el agua el único producto resultante de su combustión.

La industria de amoníaco y de refinación de petróleo requieren inmensas cantidades de hidrogeno. La hidrogenación de aceites vegetales para la producción de margarinas tiene un consumo menor. Teniendo en cuenta que la producción de biogás a partir de la biodigestión de residuos sólidos no representa grandes volúmenes, en el presente proyecto se toma como base de estudio el uso de hidrogeno para la hidrogenación de aceites vegetales.

I. ESTUDIO DE MERCADO

1.1 DEFINICION Y DESCRIPCION DEL PRODUCTO: HIDROGENO

El hidrógeno es el elemento más abundante y simple del universo, sin embargo en el planeta Tierra se le encuentra mayoritariamente asociado a otros elementos y no existe a granel como molécula en la naturaleza, es decir como hidrógeno gaseoso (H_2). Está presente por ejemplo en el agua, en los combustibles fósiles y en general formando parte de los seres vivos (biomasa) (WIKIPEDIA, 2018).

El hidrógeno como el primer elemento de la tabla periódica. En condiciones normales es un gas incoloro, inodoro e insípido, compuesto de moléculas diatómicas (H_2), consta de un núcleo de unidad de carga positiva y un solo electrón. Tiene número atómico 1 y peso atómico de 1.00797. El hidrógeno es el elemento más ligero que existe. Se presenta de forma estable en moléculas biatómicas, H_2 , y en condiciones atmosféricas es un gas incoloro, inodoro y no es tóxico. (Diana, 2017).

El proceso de producción más común del hidrógeno es a partir del gas de síntesis y vapor de agua, es el método más adecuado debido a que el porcentaje de purificación que presentará el producto será 99% mol. (Universidad de Sevilla, 2009).

Tabla 1.1
Propiedades fisicoquímicas del hidrogeno.

PROPIEDAD	MAGNITUD / UNIDAD
Pto. ebullición a 1 atm	-252.8°C
Pto. Crítico	-239.7°C
Pto. Fusión a 1 atm	-259.2°C
Densidad gas (STD)	0.0834 Kg/m ³
Líquido (-253°C)	70.8 Kg/m ³
Sólido (-262°C)	76.0 Kg/m ³
Peso molecular	2.016 g/gmol
Peso específico a 21.1°C	0.06960
Volumen específico del gas a 21.1°C	11.99 m ³ /kg
Apariencia y color	Gas incoloro y sin olor

Nota: Tomada de hoja de seguridad de LINDE GROUP (Lide y Kehiaian, 2004).

ABUNDANCIA Y ESTADO NATURAL.

En la naturaleza se encuentra libre en muy pequeña proporción principalmente en el gas natural, en los gases procedentes de las erupciones volcánicas y en las capas altas de la atmósfera, pero los espectros estelares y solares muestran que es abundante en el Sol y en otras estrellas y es, de hecho, el elemento más común en el universo. Combinado con otros elementos se distribuye ampliamente sobre la tierra, donde el compuesto más importante y abundante de hidrógeno es el agua, H_2O . Está presente en la materia viva así como también en muchos minerales. Forma una parte esencial de todos los hidrocarburos y una variedad extensa de otras sustancias orgánicas. (EDUCA MADRID ORG)

PROPIEDADES FISICO-QUIMICAS DEL HIDRÓGENO.

- El hidrógeno es una mezcla de dos formas diferentes, ortohidrógeno y parahidrógeno; el hidrógeno ordinario contiene aproximadamente tres cuartos de la forma orto y un cuarto de la forma para. Los puntos de fusión y ebullición de ambas formas difieren ligeramente de los del hidrógeno ordinario. El parahidrógeno se obtiene prácticamente puro por adsorción del hidrógeno ordinario sobre carbón a unos $- 225^{\circ}C$.
- Se conocen tres isótopos del hidrógeno. El núcleo de cada átomo de hidrógeno ordinario se compone de un protón. El Deuterio, representa en el hidrógeno ordinario alrededor del 0.02%, y contiene un protón y un neutrón en el núcleo, siendo su masa atómica de dos. El Tritio, un isótopo radioactivo inestable, contiene un protón y dos neutrones en el núcleo y tiene una masa atómica de tres.
- Todos los ácidos contienen hidrógeno; la característica distintiva de un ácido es su disociación, en la que se producen iones de hidrógeno. El hidrógeno (H_2) es el elemento más ligero que se conoce, por lo que puede penetrar fácilmente por las superficies porosas. Metales como el platino, cobalto, níquel, hierro y paladio, en ciertas condiciones, tienen la propiedad de adsorber hidrógeno y es por ello que a veces se ha encontrado hidrógeno asociado a estos metales en algunos meteoritos.
- El hidrógeno puede combinarse con el oxígeno de los óxidos de otros elementos y este carácter reductor se aprovecha en la industria metalúrgica para obtener metales con un alto grado de pureza como por ejemplo el wolframio de los filamentos para lámparas eléctricas. (EDUCA MADRID ORG)
- Combina con el nitrógeno en presencia de un catalizador para formar amoníaco NH_3 , con el azufre para formar sulfuro de hidrógeno H_2S , con el cloro para formar cloruro de hidrógeno

HCl, y con el oxígeno para formar agua H_2O . Cuando el hidrógeno se mezcla con el aire o el oxígeno y se prende, la mezcla hace explosión. El hidrógeno también combina con los metales más activos, como sodio, litio y calcio, para formar hidruros (NaH , LiH y CaH_2).

- Actúa como un agente reductor sobre óxidos metálicos, tal como óxido de cobre, quitando el oxígeno y dejando el metal en estado libre. El hidrógeno reacciona con compuestos orgánicos no saturados para formar los compuestos saturados correspondientes. (Instituto Nacional de Tecnologías Educativas)
- El hidrógeno común tiene un peso molecular de 2.01594. El gas tiene una densidad de 0.0899 Kg/Nm^3 a 0°C y 1 a TPN. Su densidad relativa, comparada con la del aire, es de 0.0695.
- El hidrógeno es la sustancia más inflamable de todas las que se conocen.
- El hidrógeno es un poco más soluble en disolventes orgánicos que en el agua.
- Muchos metales absorben hidrógeno. tanto como no metales, para producir hidruros, como el NaH , KH , H_2S y PH_3 .
- La adsorción del hidrógeno en el acero puede volverlo quebradizo, lo que lleva a fallas en el equipo para procesos químicos.
- El hidrógeno atómico es un agente reductor poderoso, aun a la temperatura ambiente. Reacciona con los óxidos y los cloruros de muchos metales, entre ellos la plata, el cobre, el plomo, el bismuto y el mercurio, para producir los metales libres. Reduce a su estado metálico algunas sales, como los nitratos, nitritos y cianuros de sodio y potasio.
- El hidrógeno atómico produce peróxido de hidrógeno, H_2O_2 , con oxígeno.
- Con compuestos orgánicos, el hidrógeno atómico reacciona para generar una mezcla compleja de productos; con etileno, C_2H_4 , por ejemplo, los productos son etano, C_2H_6 , y butano, C_4H_{10} . El calor que se libera cuando los átomos de hidrógeno se recombinan para formar las moléculas de hidrógeno se aprovecha para obtener temperaturas muy elevadas en soldadura de hidrógeno atómico.
- El hidrógeno reacciona con oxígeno para formar agua y esta reacción es extraordinariamente lenta a temperatura ambiente; pero si la acelera un catalizador, como el platino, o una chispa eléctrica, se realiza con violencia explosiva. Con nitrógeno, el hidrógeno experimenta una importante reacción para dar amoníaco. (Unrobotica, 2018).

TABLA 1.2
Propiedades físicas del hidrogeno.

Masa Atómica:	1.00794 uma
Punto de Fusión:	-259.14 °C
Punto de Ebullición:	-252.87 °C
Densidad:	0.08991 g/cm ³
Potencial Estándar de Electrodo:	0.00v 2H ⁺ H ₂ solución ácida
Conductividad Térmica:	0.18 J/m s °C
Calor Específico:	14421 J/kg°K
Calor de Fusión:	0.1 kJ/mol
Calor de Vaporización:	0.9 kJ/mol
Calor de Atomización:	218 kJ/mol de átomos
Estados de Oxidación:	-1, +1
1ª Energía de Ionización:	1312 kJ/mol
1ª Afinidad Electrónica:	72.8 kJ/mol
Radio Atómico:	0.79 Å
Radio Covalente:	0.32 Å
Radio Iónico:	H ⁻¹ = 2.08 Å
Volumen Atómico:	14.4 cm ³ /mol
Polarizabilidad:	0.7 Å ³
Electronegatividad (Pauling):	2.2

Nota: Tomada del Manual del Ingeniero Químico Perry & Green, 2001.

USOS Y APLICACIONES DE HIDROGENO

- El empleo más importante del hidrógeno es en la síntesis del amoníaco.
- Para la obtención de peróxido de hidrógeno.
- La utilización del hidrogeno está aumentando con rapidez en las operaciones de refinación del petróleo, como el rompimiento por hidrogeno (hydrocracking), y en el tratamiento con hidrógeno para eliminar azufre.

- Se consumen grandes cantidades de hidrógeno en la hidrogenación catalítica de aceites vegetales líquidos insaturados para obtener grasas sólidas.
- La hidrogenación se utiliza en la manufactura de productos químicos orgánicos como en la preparación de metanol sintético y otros alcoholes.
- Grandes cantidades de hidrógeno se emplean como combustible de cohetes, en combinación con oxígeno o flúor, y como un propulsor de cohetes impulsados por energía nuclear.
- También se usa el hidrógeno en sopletes para corte, fusión y soldadura de metales. (Lenntech, 2017).

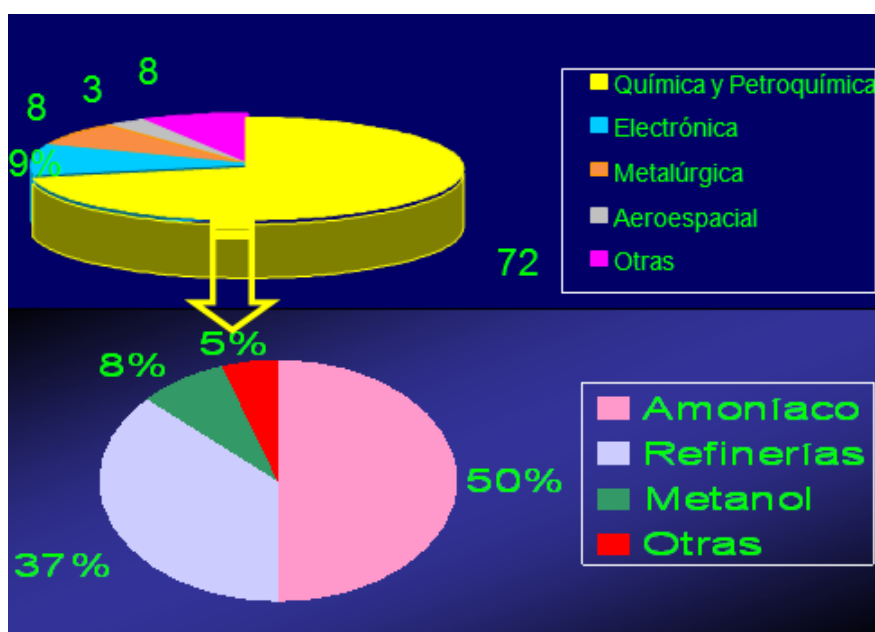


Figura 1.1

Consumo de hidrógeno según el tipo de aplicación.

Nota : Tomada de ciclo de conferencias de la catedra para la diversificación industrial y tecnológica.

Tabla 1.3

Productos químicos formados a partir del hidrógeno.

PEQUEÑA ESCALA	MEDIANA ESCALA	GRAN ESCALA
Hidrogenación de aceites y grasas.	Acrilamida	Amoníaco
Ciclohexano	Oxo-alcoholes	Metanol
Ácido clorhídrico	Buteno-1	
Peróxido de hidrógeno	Aminas	
Producción de metales	Ciclohexanol, ciclohexanone	
Industria electrónica	Farmacéuticos	

Nota: Tomada de Principios de Química, Peter Atkins 2008.

El principal uso de hidrogeno a nivel mundial y en Estados Unidos es para la producción de amoniaco. En orden sigue el uso en refinерías, en la producción de metanol y otros. Este comportamiento se observa en la figura 1.2. según Pasquevisch (2014).

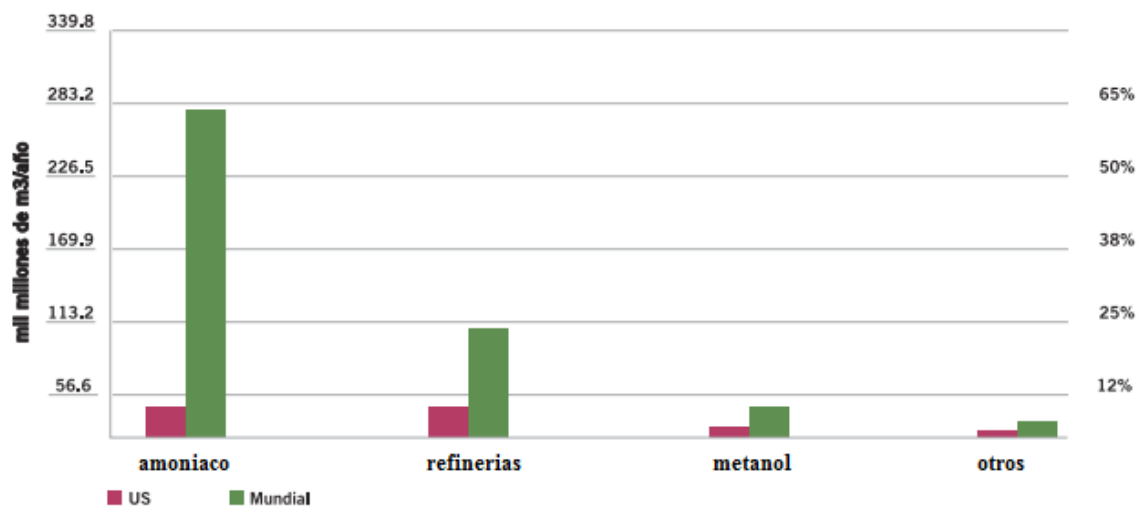


Figura 1.2
Principales usos hidrógeno.

Nota : Tomada de Tecnología del hidrogeno IDES, Pasquevisch 2014.

Tabla 1.4
Volumen de hidrógeno requerido para la obtención de productos seleccionados.

MATERIA PRIMA PARA SER HIDROGENADA	PRODUCTO*	HIDROGENO REQUERIDO A 150°C
Fenol	Ciclohexanol	787 m ³
Nitrógeno	Amoníaco	2.645 m ³
Naftaleno	Tetralina	378 m ³
Oleína	Estearina	82 m ³
Monóxido de carbono	Metanol	1.715 ton

Nota : Tomada de Manual de Procesos Químicos en la Industria, Austin 2004.

ALMACENAMIENTO DEL HIDRÓGENO.

Dado que el hidrógeno es producido en forma gaseosa y sus aplicaciones suelen requerir que se encuentre en este estado la vía más simple podría ser su almacenamiento a alta presión. Este tipo de almacenamiento (presiones superiores a 2900 psi) requiere que los depósitos sean pesados y voluminosos.

La opción del almacenamiento de hidrógeno en estado líquido en recipientes criogénicos requiere alcanzar temperaturas de almacenamiento muy bajas (-251.8°C), aunque se hace inevitable una pérdida por volatilización incluso empleando las mejores técnicas de aislamiento.

Además, se debe tomar en cuenta un consumo energético asociado al enfriamiento, aproximadamente el 30% de la energía almacenada, desde el punto de vista económico, salvo en aquellas aplicaciones donde el coste de hidrógeno no sea un factor crítico y éste sea consumido en cortos periodos de tiempo. (J. Boutas, 2005).

En este proyecto se almacenará el hidrógeno a presiones altas.

Tabla 1.5

Datos de presión y temperatura típicos para el almacenamiento de H_2 .

H_2 gas, 200 bar (2850 psi)
H_2 líquido, 20 K (-253°C)
H_2 sólido, 4.2 K (-269°C)

Nota: Tomada de Integración de Hidrogeno a partir del gas natural, Terrones 2007.

TRANSPORTE DEL HIDRÓGENO

El hidrógeno gas suele ir comprimido en depósitos entre 200-700 bar. Los depósitos convencionales de gas comprimido a 200-350 bar son de acero austenítico (inoxidables). Para presiones superiores, entre 400-700 bar se están desarrollando nuevos materiales compuestos de fibra de carbono polímeros o bien de aluminio reforzado con fibra de carbono. Estos depósitos de pueden transportar por carretera en camiones, ferrocarril o barco. Los camiones tipo trailer para gas comprimido tienen un alto coste variable, debido al bajo volumen de hidrógeno que transportan y a la distancia a recorrer. En cambio los gastos fijos son bajos y flexibles. Esto implica que cuando la distancia al lugar de uso final es grande (mayor de 1000

Km.), el hidrógeno se suele licuar y se emplean camiones cisterna criogénicos para su transporte. Así mismo, está establecida comercialmente la tecnología de transporte de hidrógeno por tubería, aunque no se hayan realizado redes de gasoductos para grandes distancias. (Xuletas, 2015)

1.2 MATERIA PRIMA: BIOGAS

DEFINICIÓN

El biogás viene a ser un gas combustible que se genera en dispositivos específicos o en medios naturales a partir de las diferentes reacciones de biodegradación que sufre la materia orgánica, mediante la acción de microorganismos así como de otros factores en ausencia de aire.

Este gas resultante está formado por un 29% dióxido de carbono (CO_2), 60%, metano (CH_4), y otros gases aunque en cantidades menores que los anteriores. El principal es el metano, y es este gas el que sirve como combustible.

Se produce porque los microorganismos, bacterias anaeróbicas, principalmente, pueden alimentarse de la materia orgánica, y el producto de su digestión son estos gases que comentamos antes. Todo esto se hace en ausencia de oxígeno.

La materia orgánica puede ser desechos de la agricultura, estiércol, desechos municipales, desechos de comidas, vegetales, etc. Materiales biodegradables, que pueden fermentar tras la acción de las bacterias. (Erenovable, 2015)

ORIGEN

La idea de que la materia vegetal podrida emite un gas inflamable se ha entendido desde los antiguos persas. En los tiempos modernos, la primera planta de aguas residuales fue construida en Bombay en 1859; una idea que se trajo al Reino Unido en 1895, cuando el gas producido se utilizó para encender las farolas.

Este sistema se desarrolló en el Reino Unido y Alemania en el siglo 19 para el tratamiento de aguas residuales. Se instalaron sistemas centralizados de drenaje en muchas ciudades de Europa y la digestión anaeróbica fue vista como un medio para reducir el volumen de materia sólida en las aguas residuales. El gas producido se utilizaba de vez en cuando como fuente de energía, tal como para correr vehículos.

El uso de estiércol de granja para generar metano se desarrolló, de nuevo en Bombay, en los años treinta. Fue desarrollado para el uso por aldeanos indios por KVIC (Comisión de Industrias de Khadi y de aldeas) en los años 60. Este diseño, que utilizó un tambor de gas de acero flotante, formó la base de un programa de alcance del gobierno indio en curso para proporcionar a aldeanos el combustible de cocina.

China comenzó un programa similar en la década de 1960 y afirmó que se habían construido 5 millones de plantas a principios de los años ochenta. El diseño se basó en un tanque séptico. El tanque rectangular original fue rápidamente reemplazado por un diseño basado en una forma de cúpula. Diseños similares fueron desarrollados por varios grupos en la India y formaron la base de un programa efectivo en Nepal, que ahora se llama BSP (Biogás Sector Partnership).

El programa indio inspiró un breve entusiasmo por la generación de energía en las fincas a través del biogás en el Reino Unido a principios de los años ochenta, cuando los picos de los precios del petróleo hicieron que la gente buscara alternativas. (Acevedo, 2015)

La caída en el precio del petróleo, y por lo tanto la electricidad, que siguió hizo que las plantas de biogás a gran escala parezcan antieconómicas, por lo que pocas de las 200 o más plantas que fueron construidas en ese momento sobrevivieron. Los programas en China, India y Nepal se han desarrollado de manera constante. El interés en Europa y Reino Unido también ha revivido recientemente (Acevedo, 2015).

CARACTERISTICAS

El biogás se caracteriza por su composición química y las características físicas que resultan de ella. Es principalmente una mezcla de metano (CH_4) y gas carbónico inerte (CO_2). Sin embargo, el nombre "biogás" reúne una gran variedad de gases resultantes de procesos de tratamiento específicos, a partir de diversos residuos orgánicos, residuos de origen animal o doméstico, etc.

a) COMPOSICIÓN QUÍMICA

Diferentes fuentes de producción llevan a diferentes composiciones específicas. La presencia de H_2S , CO_2 y agua hacen que el biogás sea muy corrosivo y requiera el uso de materiales

adaptados. La composición de un gas emitido a partir de un digestor depende del sustrato, de su carga de materia orgánica y de la velocidad de alimentación del digestor. (Mobius, 2017).

Tabla 1.6

Características químicas del biogás según el sustrato.

Componentes	Desechos domésticos	Lodos de tratamiento de aguas residuales	Residuo agrícola m	Residuos de la industria agroalimentaria
CH ₄ % vol	50-60	60-75	60-75	68
CO ₂ % vol	38-34	33-19	33-19	26
N ₂ % vol	5-0	1-0	1-0	-
O ₂ % vol	1-0	<0,5	<0,5	-
H ₂ O% vol	6 (a 40 ° C)	6 (a 40 ° C)	6 (a 40 ° C)	6 (a 40 ° C)
Total% vol	100	100	100	100
H ₂ S mg/m ³	100 - 900	1000 - 4000	3000 - 10000	400
NH ₃ mg/m ³	-	-	50 - 100	-
Aromático mg/m ³	0 - 200	-	-	-
Organoclorados u organofluorados mg/m ³	100-800	-	-	-

Nota: Tomado de Mobius, El Biogás (2017).

b) CARACTERISTICAS FISICAS

Según su composición, el biogás presenta características interesantes para comparar con gas natural y propano. El biogás es un gas apreciablemente más ligero que el aire, produce dos veces menos calorías por combustión con igual volumen de gas natural. (Mobius, 2017)

Tabla 1.7

Características físicas del biogás en comparación del gas natural.

Tipos de gas	Biogas 1 Desechos domésticos	Biogas 2 Sector agroalimentario	Gas natural
Composición	CH ₄ al 60% 33% de CO ₂ 1% de N ₂ 0% de O ₂ 6% de H ₂ O	68% de CH ₄ 26% de CO ₂ 1% de N ₂ 0% de O ₂ 5% de H ₂ O	97,0% CH ₄ 2,2% C ₂ 0,3% C ₃ 0,1% C ₄ + 0,4% N ₂
PCS kWh / m ³	6,6	7,5	11,3
PCI kWh / m ³	6,0	6,8	10,3
Densidad	0,93	0,85	0,57
Masa (kg / m ³)	1,21	1,11	0,73
Index de Wobbe	6,9	8,1	14,9

Nota: Tomado de Mobius, El Biogás (2017).

PRECIO DE BIOGAS

Para una producción en grandes cantidades, como por ejemplo, 45000 pie³/día la inversión de capital está en promedio entre 100 000 a 225 000 dólares y el costo de producción varía entre 0.60 a 1.40 dólares por 1000 pies. (Danish technological institute, 2014).

Para el proyecto se va a considerar un costo de 1.00 dólares por cada 1000 pies³. Tomando una densidad promedio de 0.90 kg/m³ el precio del biogás sería aproximadamente 39 dólares la tonelada.

1.3 ANALISIS DEL MERCADO

En la actualidad, en el Perú existen grandes proyectos que utilizarían cantidades significativas de hidrogeno. Se tiene los proyectos de producción de fertilizantes en base a amoniaco y a los proyectos de hidrosulfuración de diésel, por ejemplo para el Proyecto de Fertilizantes de CF Industries en San Juan de Marcona (Ica) con una capacidad de 900000 toneladas de amoniaco al año se necesitaría 1.80×10^9 Nm³ de hidrogeno al año, o 5.14 millones de Nm³/día. Por lo tanto la producción requerida de hidrogeno para esas industrias a partir de biogás seria prohibitiva.

Las plantas de producción de biogás son relativamente de tamaño pequeño comparadas con la gran industria petroquímica. Por ejemplo una planta con 14000 kg/h de purines de cerdo produce aproximadamente 450 kg/h de biogás, es decir 3.2 kg de biogás se producen a partir de 100 kg de purines de cerdo. (Carrasco, 2015).

Por las razones expuestas, para el presente proyecto se considera producir suficiente hidrogeno para reemplazar las importaciones. La mayor parte de las importaciones de hidrogeno que se utiliza para hidrogenación de los aceites vegetales para obtener grasas adecuadas para la producción de margarinas.

1.3.1 OFERTA

Como ya se sabe, el Perú importa el Hidrogeno, utilizándolo este insumo generalmente como materia prima para la elaboración de otros productos, en el presente proyecto será ofrecido al mercado local, para la industria de la hidrogenación de los aceites vegetales para obtener grasas adecuadas para la producción de margarinas.

Y como se dijo anteriormente, el hidrogeno es un compuesto que es importado de varios países, se dispone de un libre mercado o libre competencia por lo tanto, no existirá competencia directa con alguna compañía nacional.

Los principales productores de hidrogeno se encuentra en los países de Europa y Norte América, los cuales toman básicamente petróleo como materia prima. No podemos dejar de lado a Estado Unidos que cuenta al igual que Perú, con gas natural, este tipo de materia prima proporciona cierta ventaja en reducción de costos.

1.3.1.1 IMPORTACIONES DE HIDROGENO

Se dispone de datos de las importaciones de hidrogeno en valor CIF. Utilizando un precio promedio de 4.00 US \$/kg se obtuvo los datos mostrados en la Tabla 1.7.

Tabla 1.8

Importaciones de hidrogeno.

AÑO	US \$, CIF	KILOGRAMOS
2009	6 211 937	1 552 984
2010	7 976 004	1 994 001
2011	8 552 204	2 138 051
2012	9 138 921	2 284 730
2013	9 437 469	2 359 367
2014	9 399 525	2 349 881
2015	10 914 395	2 728 599
2016	9 361 370	2 340 343
2017	13 286 224	3 321 556

Nota: Elaborado por el autor en base a datos de COMEX.

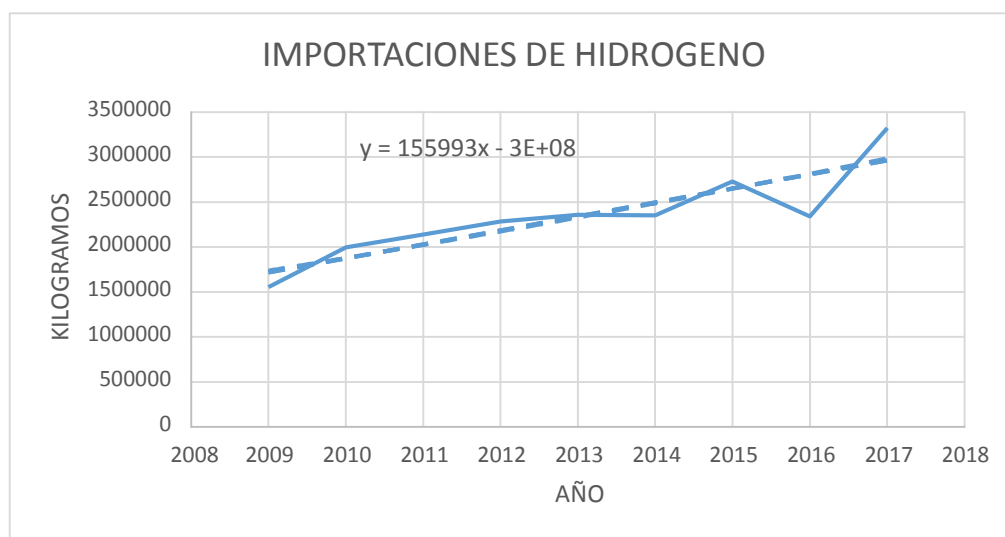


Figura 1.3

Importaciones de hidrógeno

Nota : Elaborado por el autor en base a datos de COMEX, 2018.

De acuerdo a los datos mostrados el crecimiento ha sido sostenido. Incluso hubo un crecimiento súbito del 2016 al 2017. Esto se debería al mayor consumo de margarinas en reemplazo de las mantequillas. Estas últimas de origen animal contienen mayor cantidad de grasas insaturadas que las margarinas que son de origen vegetal en base a aceites vegetales hidrogenados.

Solamente en Lima Metropolitana el 79% de los hogares consume margarinas en comparación con el 34.6% de consumo de mantequilla. (Compañía Peruana de estudios de mercado y opinión pública, 2015).

1.3.1.2 TASA DE CRECIMIENTO

Utilizando el método de la linearización, a través del cual determinamos la tasa de crecimiento mediante los datos del año 2009 hasta el 2017, se ha obtenido como resultado una tasa de crecimiento de 155 Tn/año.

1.3.1.3 PROYECCION ESTIMADA DE LAS IMPORTACIONES DE HIDROGENO.

En base a los datos históricos de las importaciones se realizó una proyección para el año 2027, dando una demanda proyectada de 4 500 050 kg, es decir 4500 toneladas de hidrogeno. Ver figura 1.4.

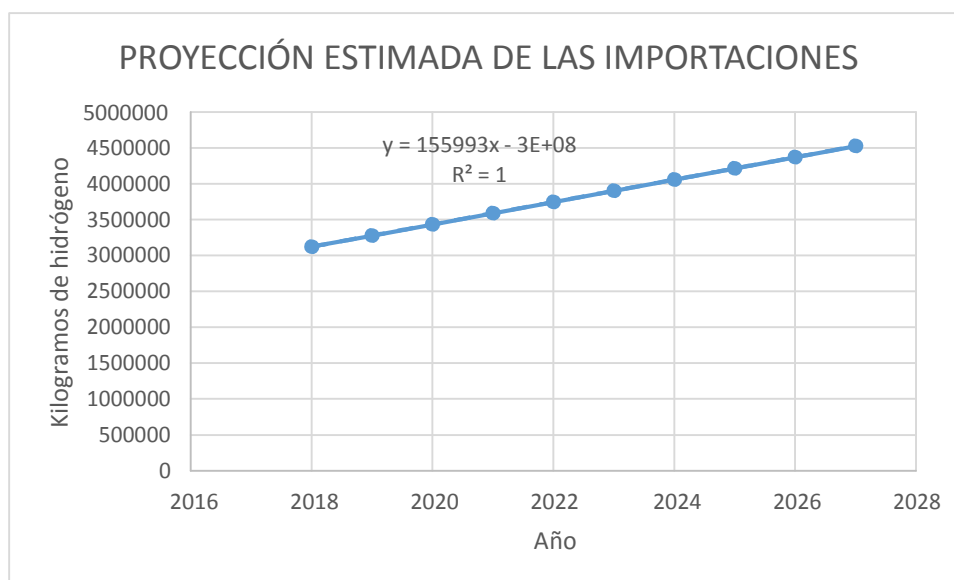


Figura 1. 4

Proyección estimada de las importaciones de hidrógeno (kg)

Nota: Elaborado por el autor en base a datos de COMEX.

1.3.2 DEMANDA

El hidrogeno es un producto que viene teniendo una gran demanda en la actual situación del país, por ejemplo en el marco de refinación nacional y porque la actual política gubernamental está orientada hacia la promoción de la inversión en actividades de hidrocarburos, particularmente en el área de refinación (Ley de fortalecimiento y modernización de la empresa Petróleos del Perú – PETROPERU S.A.), en el que se plantea la progresiva disminución de azufre en el combustible diesel 2.

Por lo que resulta imperativo la existencia de unidades de conversión, principalmente aquella que trate el contenido de azufre en los combustibles (unidades de desulfuración) cuya implementación sustentan la importancia de obtener hidrógeno para su uso en tratamientos posteriores, principalmente **desulfuración de combustibles tales como el Diesel**.

Diversas industrias en el Perú vienen requiriendo del H₂ para hidrogenar su materia prima y obtener diversos productos como:

Monóxido de carbono	-----	Metanol.
Nitrógeno	-----	Amoniaco.
Diesel	-----	Diesel Refinado.

Tabla 1.8

Valor de Importaciones de hidrógeno.

AÑO	MILLONES DE DOLARES
2009	1.71
2010	2.01
2011	3.36
2012	3.7
2013	3.08
2014	2.95
2015	3.48
2016	3.5

Nota: Elaborado por el autor en base a datos de OEC.

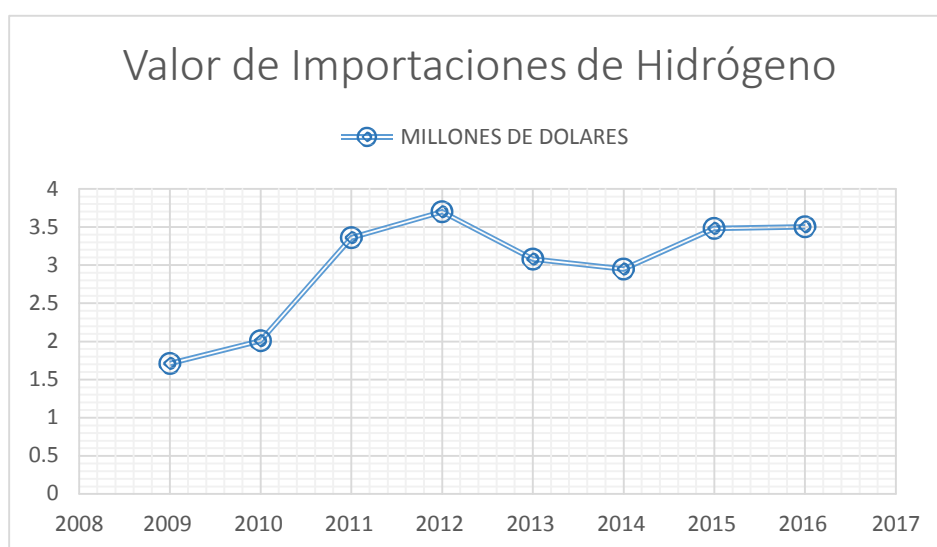


Figura 1.5

Valor de las importaciones de hidrógeno (millones de dólares)

Nota: Elaborado por el autor en base a datos de OEC.

1.3.2.1 DEMANDA INSATISFECHA PROYECTADA

Tomada en base del uso del H_2 para hidrogenación de los aceites vegetales para obtener grasas adecuadas, para la producción de margarinas y el cual equivale a las importaciones que se viene realizando desde el año 2009 y teniendo en cuenta que el hidrógeno es un insumo que no se produce en nuestro país y que solo se trae de importación, entonces la demanda insatisfecha proyectada sería igual a las importaciones proyectadas en la figura 1.4, que equivale a 4500 toneladas de hidrógeno para el año 2027, tal y como se aprecia en la tabla 1.9 y en la figura 1.6.

Tabla 1.9

Demanda insatisfecha proyectada.

Año	kilogramos
2018	3121020.3
2019	3277013
2020	3433005.7
2021	3588998.4
2022	3744991
2023	3900983.7
2024	4056976.4
2025	4212969.1
2026	4368961.8
2027	4524954.5

Nota: Elaborado por el autor en base a datos de COMEX.

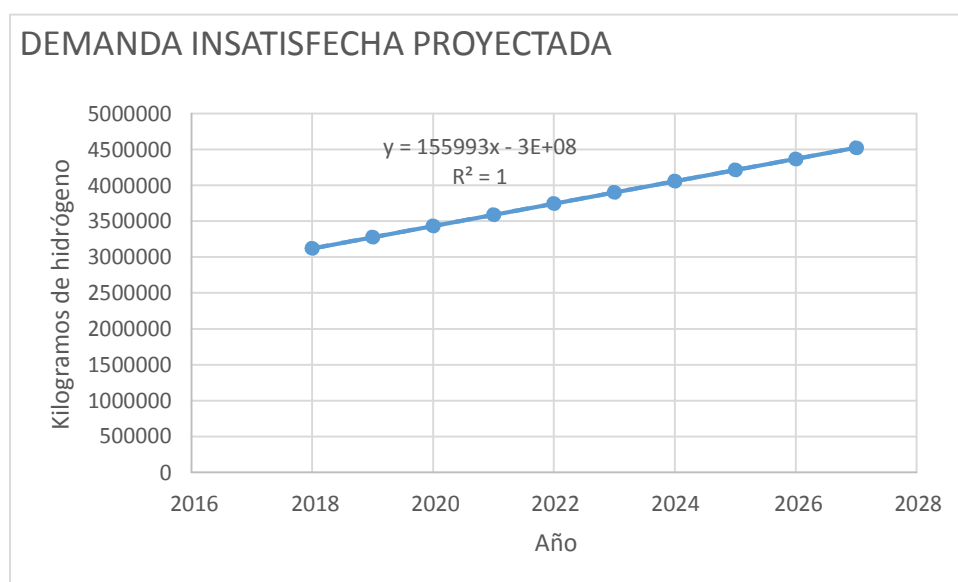


Figura 1.6

Demanda insatisfecha proyectada de hidrógeno (kg)

Nota: Elaborado por el autor en base a datos de COMEX.

1.3.3 ANALISIS DEL PRECIO DEL HIDROGENO

El establecimiento del precio de comercialización del producto es un factor de suma importancia, pues éste influye más en la percepción que tiene el consumidor final sobre el producto. Para estimar el precio de venta en el Perú, se cuenta con datos del precio FOB y CIF de los países exportadores, que se muestran a continuación:

Tabla 1.10
Precio de importación del hidrogeno (\$/kg)

Período	Peso neto	Flete (USD)	CIF (USD)	Valor FOB (USD)	\$/Kg
2018	107 190.04	128.713.28	1 227	1 093	11.45
			576.36	873.94	
2017	135 661.73	142.317.61	1 972	1 825	13.46
			608.36	658.82	
2016	108 762.72	112.532.76	1 331	1 210	12.24
			754.72	166,46	
2015	109 673.43	116.981.32	1 242	1 115	11.33
			053.37	394.03	
2014	120 488.75	164.950.76	1 428	1 249	11.86
			923.59	746.37	
2013	95 564.22	144770.09	1 195	1 043	12.51
			382.25	032.96	

Nota: Tomado de www.scavage.com

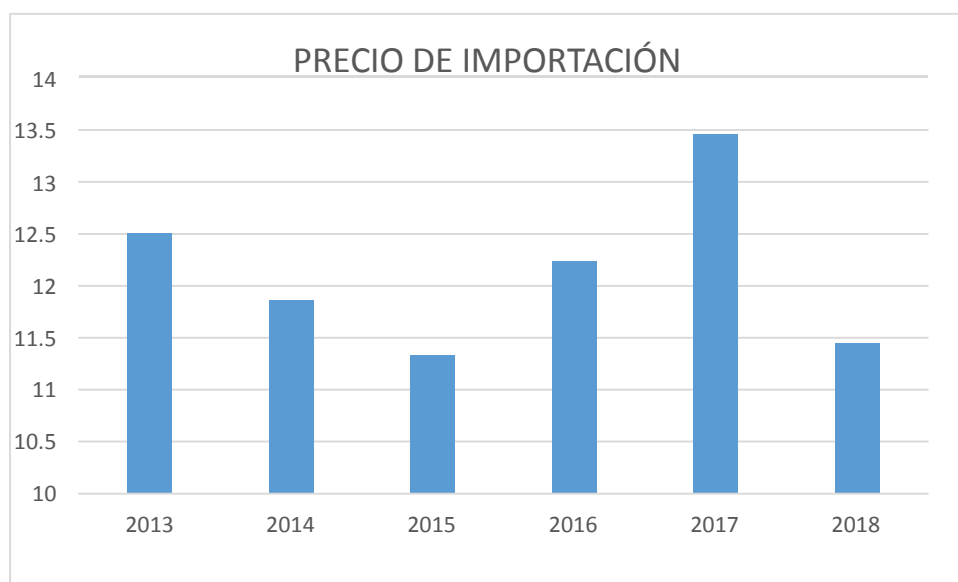


Figura 1.7
Precio de hidrogeno importado por kilogramo desde el año 2013 al 2018 en el Perú
Nota: Elaborado por el autor.

1.3.3.1 Estimación De Precio

El establecimiento del precio de comercialización del producto es un factor de suma importancia, pues éste influye más en la percepción que tiene el consumidor final sobre el producto o servicio y en un futuro nos ayudará a determinar el precio de venta del producto.

De acuerdo a análisis realizado por diferentes autores a precios del 2016 el costo de producción de hidrogeno a partir de gas natural es de 1.74 US \$/kg sin considerar costo de compresión y almacenamiento. Incluyendo estos dos últimos factores el costo de producción llegaría a 2.9 US \$/kg (Dillich, Ramsden & Melaina, 2017). Por lo tanto para el proyecto se considera un precio de venta de fábrica de 4.5 US \$/kg.

1.3.4 ANALISIS DE COMERCIALIZACION

Por ser un insumo se considera un solo canal de distribución. Es decir que el producto del almacén de la planta se venderá al usuario final que son en su mayor parte los productores de margarinas. Cada usuario tendrá que disponer de un sistema de transporte adecuado, que normalmente es con camiones cisterna para hidrógeno gas.

1.4 CAPACIDAD DE LA PLANTA.

Para considerar la capacidad de operación de una planta de hidrogeno, que generalmente se mide en kilogramos por día se tiene que considerar cuatro factores básicos: Materia prima, Demanda, Capital y Tecnología, los que se analizan a detalle a continuación:

A. MATERIA PRIMA:

La materia prima es el factor determinante, para definir el tamaño de nuestra planta. Siendo nuestra materia prima a utilizar el Biogás, la cual a su vez depende de los desechos orgánicos, en tal sentido se considera contar con grandes ganaderías de ganado vacuno y porcino y granjas de pollos que podrían abastecer los desechos orgánicos para producción de biogás. Este es el factor limitante para abastecer una planta de producción de hidrogeno.

B. DEMANDA

La demanda de hidrogeno en nuestro país si se considera grandes proyectos de producción de amoniaco, metanol y hidrodesulfuración de combustibles superaría los niveles de 10^{10} pies³ por año. Por lo tanto a futuro la demanda tiende a crecer

enormemente para el uso de las industrias ya mencionadas. Por lo tanto no sería un factor determinante.

C. CAPITAL

Se considera que la futura empresa cuenta con un considerable número de socios los cuales aportaran el capital fijo necesario para hacer frente a los riesgos de negocio bancario. De ser necesario, se considera financiamiento de la banca. Siendo este un factor no determinante para nuestro proyecto.

D. TECNOLOGIA

En nuestro proyecto la tecnología no es un factor determinante, por las ventajas que nos muestra actualmente el internet, como medio de comunicación la tecnología es de fácil acceso en el mundo como por ejemplo los proveedores de plantas de hidrogeno en Norteamérica, en Europa y en Asia, y teniendo en cuenta el financiamiento permitirá adquirir la tecnología adecuada para el desarrollo del proceso productivo para la obtención de hidrogeno.

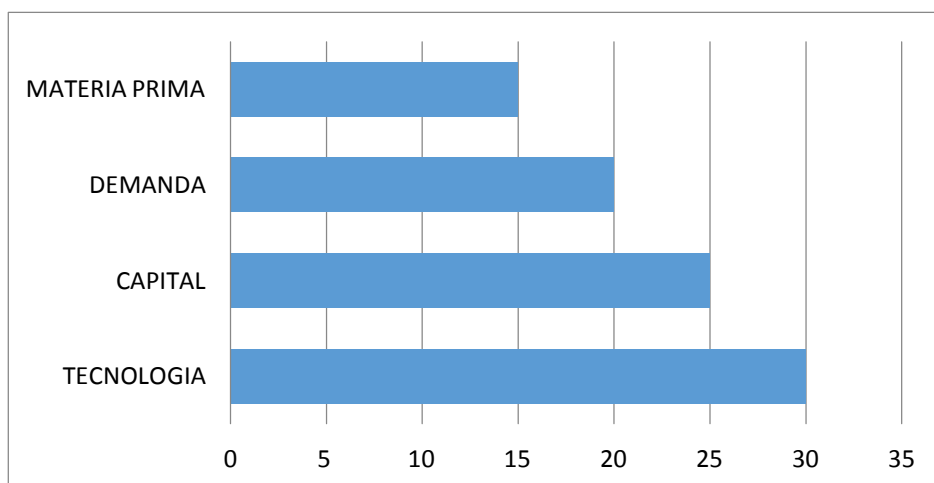


Figura 1.8

Evaluación de los factores que van a determinar la capacidad de planta.

Nota: Elaborado por el autor.

Según el análisis anterior el tamaño de la planta está determinado por la disponibilidad de materia prima, que equivale a la demanda insatisfecha proyectada y que equivale a 4500 toneladas por año. Se va a considerar como tamaño definitivo una planta con una

capacidad de producción de 4000 toneladas de hidrogeno por año. Operando 8000 horas por año se tendría una producción de 500 kg/hr o 12000 kg/día.

1.5 CONCLUSIONES DEL ESTUDIO DE MERCADO

El estudio de mercado indica que existe una gran demanda potencial de hidrogeno, si se considera el uso para proyectos petroquímicos, producción de amoniaco, metanol, por lo cual su obtención a partir de biogás resultaría limitante.

Es por ello que la producción se basa en cubrir solamente las importaciones, que se utiliza para hidrogenación de aceites vegetales para la producción de margarinas, proyectando que para el 2027 se necesitará 4500 toneladas. El tamaño de planta recomendado es de 4000 toneladas por año.

1.6 UBICACIÓN DE LA PLANTA

1.6.1 MACRO-LOCALIZACIÓN.

Para la localización de la planta se tomara el factor influyente de la materia prima el biogás, considerando que es un producto de la descomposición de los desechos pecuarios se considera zonas de gran producción de estos residuos. Y se clasifica en dos áreas:

- Zonas de residuos orgánicos de la agroindustria: Piura, Lima, Ica, La Libertad, Lambayeque
- Zonas de residuos orgánicos de las ganaderías (bovino, porcino, caprino, avícola): Lima, La Libertad, Lambayeque, Cajamarca, Piura.

Los residuos que dan un mayor rendimiento de biogás se centran en los estiércoles de ganaderías de ganado bovino, además que estos producen una mayor cantidad de purines que otros tipos de ganado (Pérez, 2010).

A la fecha existen cerca de 5.5 millones de cabezas de ganado vacuno distribuidas 73% en la Sierra, 20% en la Costa y 7% en la Selva. Sin embargo debe considerarse que criadores con establos con más de 100 cabezas por establo representa sólo el 7.6% a nivel nacional y de están en su mayor parte concentrados en la zona costa. El 78.4% de los criadores tienen establos con menos de 20 cabezas por establo y en su mayoría están ubicados en la Sierra (Rosemberg, 2016).

Por lo tanto en este estudio se ubicará la planta en base a la disposición de materia prima para la producción de biogás, es decir los lugares donde exista concentración de cría de ganado bovino: Lima, Cajamarca, Lambayeque y La Libertad.

Regiones costeñas con altas concentraciones de ganado bovino se consideran solo: La Libertad, Lima y Lambayeque.

La Libertad: Produce 280 000 litros de leche diario, de los cuales 80% de la producción se registra en la parte costa. Sobresalen 12 establos con más de 300 cabezas ubicados en la provincia de Virú y el valle Santa Catalina de Trujillo. Respecto al ganado bobino de carne este se concentra en su mayor parte en Otuzco-Gran Chimú (22.7%), Sánchez Carrión (17.3%) y Santiago de Chuco (14.4%) (Gobierno Regional La Libertad, 2017).

Lambayeque: Existen alrededor de 17 000 pequeños ganaderos que se concentran en los distritos de Monsefú y Chiclayo, distritos que aglutinan la mayor población de ganado bovino. La ganadería lechera de Lambayeque se encuentra mayormente En Chiclayo, Leonardo Ortiz y Monsefú, en tanto la de carne está en Olmos donde existe una buena población que alcanza unas 10 000 cabezas de ganado. La producción de leche en el Valle Chancay es de 200000 litros diarios provenientes de aproximadamente 10000 vacas, en establos de ganado ubicados en los alrededores de Chiclayo así como en los distritos de Pomalca, Tuman, Patapo, Chongoyape y Monsefu (RPP Noticias, 14 junio 2017).

Lima: Es el tercer productor de leche después de Arequipa y Cajamarca. En la zona costeña de Lima, existen establos con categorías de más de 224 vacas y de menos de 224 vacas. Dentro de las primeras existen establos con 250 a 720 cabezas por establo.

Dentro de la lógica de buscar un lugar para ubicar la futura planta de producción de hidrogeno a base de biogás, se tiene que buscar un lugar donde asegure al abastecimiento de residuos para el abastecimiento normal a la planta de biogás, por cuanto se llegó a tomar la decisión de escoger a la región Lambayeque, como el mejor lugar para la ubicación de la planta porque de esta manera se maximiza la rentabilidad del proyecto al contar con la mayor disponibilidad de materia prima (para asegurar el abastecimiento del biogás), y su ubicación estratégica en el norte del país, con amplia visión de desarrollo comercial.

1.6.2 MICRO-LOCALIZACION

1.6.2.1 ALTERNATIVAS DE UBICACIÓN

Luego de haber determinado la macro-localización de la planta, en el departamento de Lambayeque, es necesario señalar dentro de ella, los lugares más adecuados para la localización de la planta de producción de hidrógeno, siendo nuestras alternativas de los lugares específicos, las siguientes: Distrito de Monsefu y Distrito de Pomalca.

1.6.2.2 ANÁLISIS DE FACTORES PARA DETERMINAR LA UBICACIÓN DE LA PLANTA

A. Materia Prima

Se consideran como zonas de probable ubicación para la instalación de la planta: Monsefu y Pomalca, ambas ciudades tienen la cercanía al gaseoducto, gracias podemos a esto destacar que ambas ciudades se encuentran en similares condiciones respecto a este factor.

B. Abastecimiento de Agua

La planta de hidrógeno necesita agua esencialmente para la producción de vapor, y como medio de enfriamiento. El agua destinada a la producción de vapor y enfriamiento para el proceso debe ser desmineralizada.

Por lo tanto analizando este factor, tanto Monsefu como Pomalca presentan disponibilidad de agua para fines industriales, debido a la existencia de los ríos Chescupe en Pomalca y el río Reque que circula por ambos distritos, en este sentido ambas ciudades son factibles en este punto de análisis.

C. Energía Eléctrica

Tanto Pomalca como Monsefu cuentan con suficiente suministro de energía eléctrica, proveniente de la empresa privada ENSA, con una potencia instalada en el año 2017 de 380 Gw/h (giga watts por hora). Que cubren la demanda del sector industrial. Sin contar que la planta de producción hidrógeno puede producir su propia energía

D. Cercanía al Mercado

La ubicación de los centros de consumo o de distribución afecta los costos de distribución del producto y el tiempo requerido para los embarques. La proximidad de los principales mercados de consumo es una consideración de importancia, ya que los consumidores prefieren comprar en lugares no muy alejados.

Por ser Monsefu y Pomalca centros urbanos importantes de la región, cuentan con una ubicación estratégica para la comercialización del producto, y como la producción de hidrogeno, hecha por esta planta es en su totalidad para consumo nacional, ambas ciudades son factibles en este punto de análisis.

E. Mano de Obra

En las ciudades de Monsefu y Pomalca, distritos de la provincia de Chiclayo, se presentan la gran disponibilidad de mano de obra y los niveles salariales son estables, además el material humano posee un buen nivel de calificación y de entrenamiento a corto plazo, ya que cuentan los departamentos con centros de capacitación como Universidades, Institutos, SENATI, Instituciones y empresas industriales.

F. Efecto del Clima

El clima en la franja costera es del tipo desértico sub-tropical, templado durante las estaciones de primavera, otoño e invierno y caluroso en época de verano. Monsefu y Pomalca tienen una temperatura máxima promedio de 29 °C y una temperatura mínima promedio de 14 °C. En esta planta utilizaremos temperaturas elevadas, el principal problema es el de la corrosión debido a la humedad ambiental; esto incide notablemente en mayores gastos por concepto de protección de equipo y asistencia médica para salvaguardar la salud del personal.

G. Nivel de Contaminación

En ambas ciudades tanto en Monsefu como Pomalca, encontramos tenemos diversas industrias (molinos de granos, agroindustria, ladrilleras), por lo tanto existe contaminación en dichas ciudades, por lo tanto el impacto ambiental que la planta de producción de hidrogeno generaría sería similar para ambas ciudades.

H. Evacuación de Desechos

El objetivo de esta parte del estudio, está referido a la caracterización química ambiental de la zona en estudio y es a partir de realización de muestreos y análisis en suelo, agua y aire, que se determinará el nivel de afectación.

Los principales efluentes de una planta de Hidrógeno son CO y agua de procesos, aunque para esto existen un gran número de controles que puede llevarse a cabo, pero estos deben guardar conformidad con los códigos vigentes.

I. Medios de Comunicación

El medio de comunicación utilizado primordialmente en nuestro proyecto es el transporte terrestre, ya que se utilizara la red vial nacional para el transporte de nuestro producto hacia los consumidores.

Tanto Monsefu como Pomalca tienen acceso a la carretera Panamericana Sur, una carretera asfaltada hacia las ciudades de Trujillo, Chimbote y Lima. Y también a la Panamericana norte carretera asfaltada que conduce hacia las ciudades del norte del país y también a la ciudades como Cajamarca y Jaén.

J. Factores Sociales

La ciudad de Pomalca y Monsefu abren las puertas a los inversionistas, siempre y cuando cumplan con las normas correspondientes, pero su exigencia es que tengan un departamento de proyección social, ya que este es un deber de toda empresa.

Tabla 1.11
Análisis de factores para localizar la planta.

Factor Relevante	Peso Asignado	MONSEFU		POMALCA	
		Calificación	Valor Ponderado	Clasificación	Valor Ponderado
Materia Prima	13	7	0.91	9	1.17
Abastecimiento de Agua	11	8	0.88	8	0.88
Energía Eléctrica	11	8	0.88	8	0.88
Cercanía al Mercado	13	5	0.65	8	1.04
Mano de Obra	5	7	0.35	6	0.30
Efecto del Clima	9	3	0.27	3	0.27
Nivel de Contaminación	13	3	0.39	3	0.39
Evacuación de Desechos	9	3	0.27	3	0.27
Medios de Comunicación	7	8	0.56	8	0.56
Factores Sociales	11	7	0.77	9	0.99
Total	100		5.93		6.75

Nota: Elaboración propia.

Por el potencial de abastecimiento de estiércol de ganado vacuno, porcino, ovinos y de cuyes, el Centro Poblado El Invernillo se ha seleccionado como lugar para instalar la planta de biogás y por ende la planta de hidrógeno.

En Lambayeque, provincia de Chiclayo y distrito Pomalca destaca un centro poblado llamado El Invernillo, donde existe un sector de productores aglutinados en la Asociación de Productores Agroindustriales Lácteos Invernillo-Pomalca (ASPALIP) los cuales abastecen unos 25000 litros diarios de leche, representando un nivel de aproximadamente 1800 cabezas de ganado lechero, de las cuales 1500 se encuentran en producción y el resto son para crías (Cruz y Palacios, 2014). Además este sector

agropecuario no solo se decida a la crianza de ganado vacuno, sino también a porcinos y ovinos, e incluso últimamente se ha convertido en la principal zona productora de cuy de la región teniendo un nivel de 18000 mil cuyes bajo crianza lo que les permite abastecer al mercado con cerca de 1600 ejemplares (RPP Noticias, 8 julio 2017).

El Centro Poblado El Invernillo está situado a 1.5 km del distrito de Pomalca, lo cual lo hace cercano a carreteras, hospitales, escuelas, colegios, red eléctrica y otros requisitos necesarios para instalar una planta industrial.

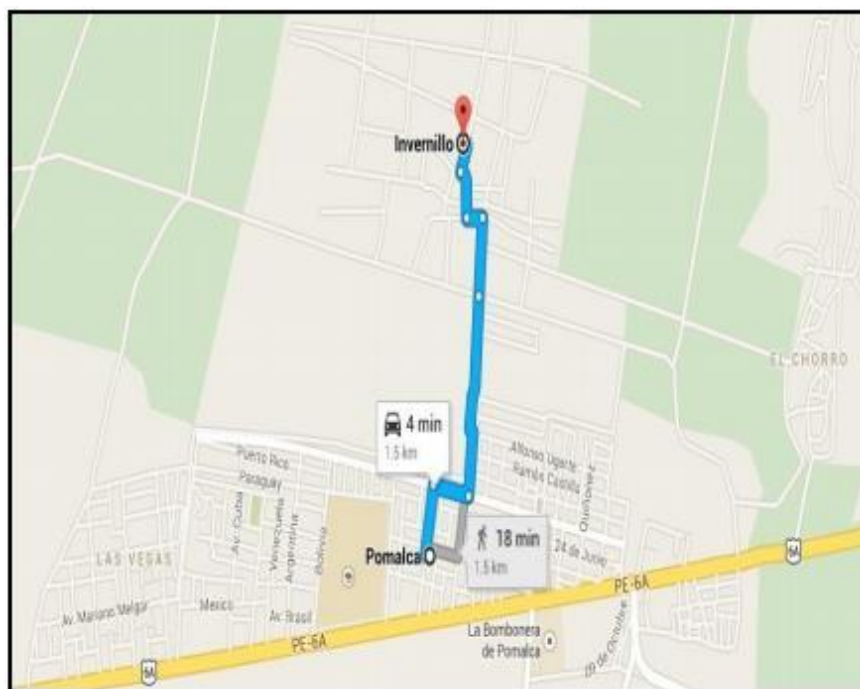


Figura 1.5
Ubicación estratégica El Invernillo – Pomalca.
Nota: Tomado de <http://google.maps>.

II. INGENIERIA DEL PROYECTO

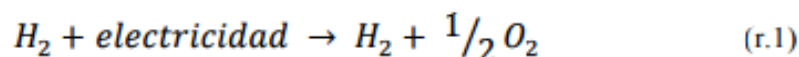
En esta sección se comienza con la selección del proceso más adecuado para producir hidrógeno a partir de biogás, un insumo que principalmente contiene metano, dióxido de carbono y monóxido de carbono. Luego se elabora el balance de masa y de energía para el tamaño de planta ya definido (4 000 toneladas por año). En base al balance de masa se determina los tamaños de los equipos para el funcionamiento de la futura planta de producción de hidrógeno, para posteriormente presentar una posible distribución de dicha planta de producción. Al final se establecen algunas consideraciones ambientales que se deben tener en cuenta para minimizar el impacto ambiental por la eliminación de efluentes sólidos, líquidos o gaseosos.

2.1 PROCESOS PARA LA OBTENCION DEL HIDROGENO

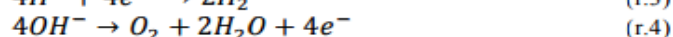
A. Procesos de obtención de hidrogeno utilizando energías renovables.

Producción de hidrogeno mediante electrolisis

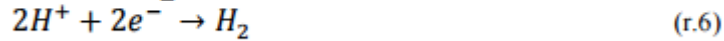
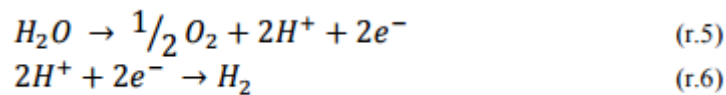
La electrolisis consiste en separar el hidrógeno y el oxígeno del agua mediante la aplicación de una corriente eléctrica al agua. El proceso que tiene lugar se describe mediante la reacción:



Hay 2 formas de llevar a cabo la electrolisis del agua. La primera se conoce como electrolisis alcalina. En este tipo de electrolisis se emplea una disolución acuosa alcalina, generalmente de KOH que actúa como electrolito (r.2). El proceso se describe mediante las semirreacciones siguientes:



Para el segundo método es necesario emplear membranas poliméricas como electrolito. Para este método no se requiere un electrolito líquido, aspecto que simplifica el diseño considerablemente. La membrana que se emplea como electrolito consiste en un polímero acidificado.



Esta tecnología tiene un inconveniente relacionado con la vida útil de estas membranas, ya que es limitada y cada cierto tiempo deben ser sustituidas, con el consiguiente coste económico.

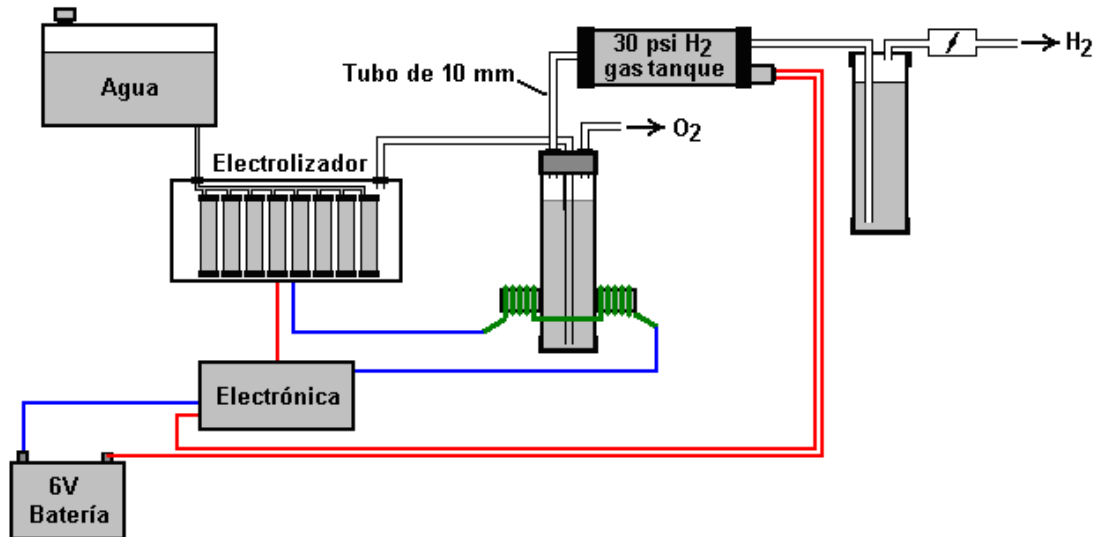


Figura 2.1

Diagrama de flujo Obtención de hidrógeno mediante electrolisis.

Nota: Recuperado de <http://www.free-energy-info.co.uk/Chapt10S.html>.

Producción de hidrógeno a partir de biomasa

La biomasa está formada por materia biológica que puede usarse con fines industriales, como plantas, madera o residuos. Esta biomasa se ha utilizado históricamente como fuente de calor. Principalmente se emplean procesos termoquímicos para la obtención de hidrógeno a partir de la biomasa, sin embargo, existen otros procesos como los biológicos que se ayudan de la energía solar para producir el hidrógeno.

Los procesos termoquímicos más empleados en la obtención de hidrógeno a partir de biomasa son la pirolisis y la gasificación. La diferencia entre ambos procesos reside en que la pirolisis se lleva a cabo en una atmósfera inerte, mientras que la gasificación tiene lugar en una atmósfera reactiva. En ambos procesos se generan productos gaseosos que deben ser reformados para maximizar la producción de hidrógeno. Dependiendo de los usos a los que esté destinado, este hidrógeno debe ser lo más puro posible.

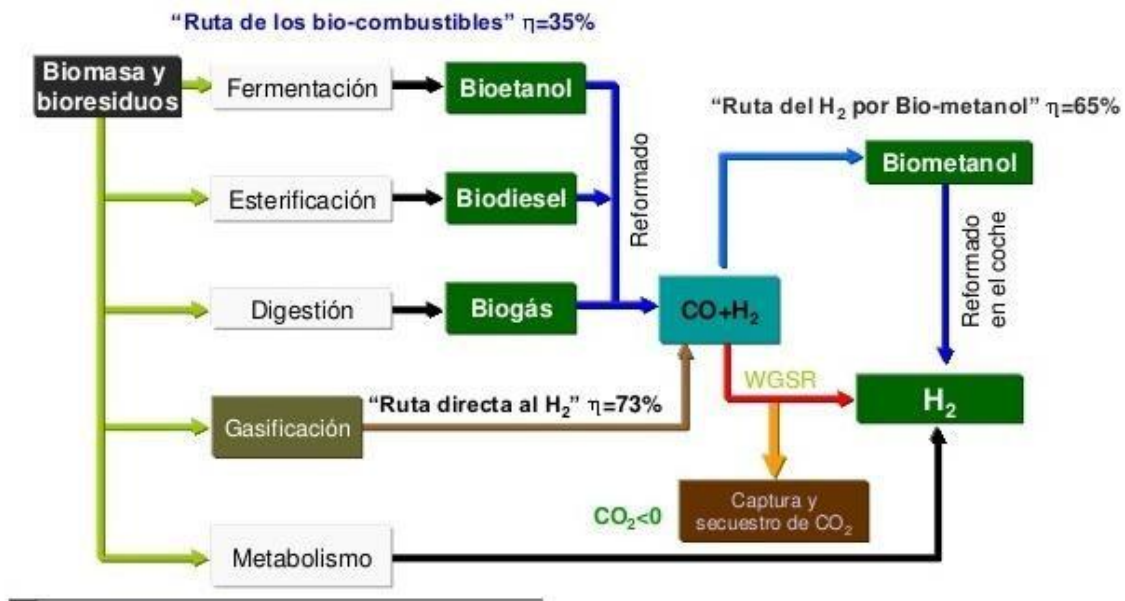


Figura 2.2

Diagrama de flujo Obtención de hidrógeno aparte de la biomasa

Nota: Recuperado de <https://es.slideshare.net/teresavaldessolis/produccion-de-H2-a-partir-de-alcoholes>.

Producción de hidrógeno utilizando energía solar

La energía que proviene de la radiación solar también puede ser utilizada para la producción de hidrógeno. Existen varias posibilidades para producir hidrógeno a partir de la energía solar. Una de estas opciones es la producción de hidrógeno mediante el empleo de células fotovoltaicas.

Con esta tecnología se alcanzan temperaturas del orden de 1 000 °C, temperaturas a las que es más barata la producción de hidrógeno a partir del electrólisis del agua (se requiere menos energía eléctrica para separar del hidrógeno del oxígeno). Otra alternativa para la producción de hidrógeno es la biofotólisis, es decir, la producción de hidrógeno a partir de bacterias y algas.

Esta tecnología consta de dos etapas: la primera de ellas es la fotosíntesis en la que el agua se descompone en grupos H^+ y oxígeno y la segunda etapa en la que se produce el hidrógeno a partir de los grupos H^+ . Por último existe la posibilidad de producir hidrógeno mediante ciclos termoquímicos.

En esta tecnología se trata de producir hidrógeno y oxígeno en una serie de reacciones químicas dirigidas por la temperatura, rebajando la ΔG necesaria para llevarla a cabo.

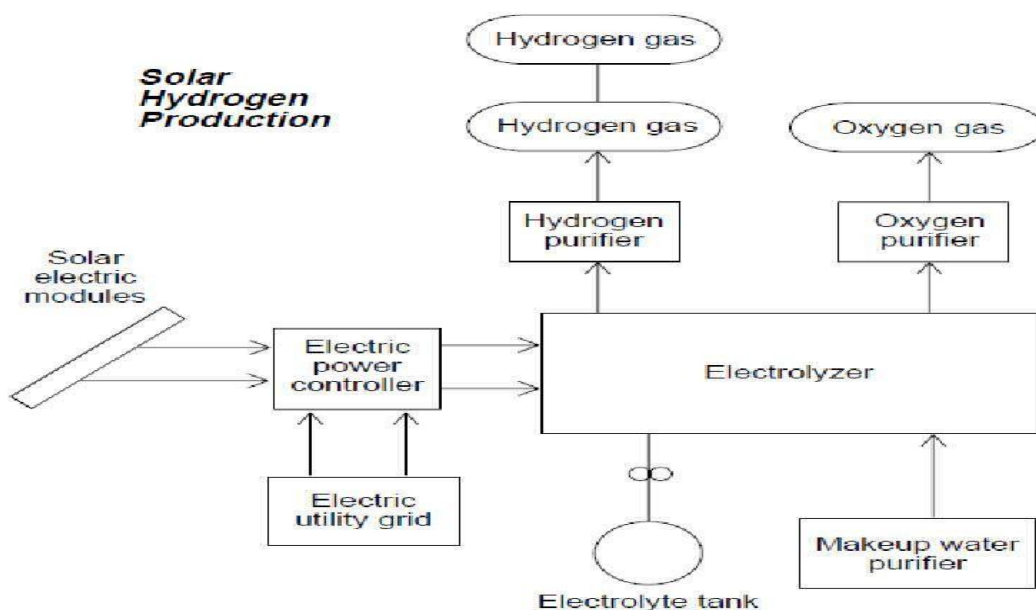


Figura 2.3

Planta de producción de hidrógeno solar por electrólisis a alta temperatura del vapor

Nota: Recuperado de Centro de Análisis de Desarrollo Energético Sostenible, FFII Grupo de Termotecnia.

B. PROCESO STEAM-IRON

Como una prometedora alternativa para el almacenamiento y suministro de hidrógeno puro exento de CO y CO₂ se contempla un proceso redox llamado Steam-Iron. Este proceso consta de dos etapas. En la primera se produce una reducción de óxidos metálicos y en la segunda de las etapas tiene lugar una oxidación empleando vapor de agua para de esta forma liberar hidrógeno.

Los óxidos metálicos más comúnmente usados para el almacenamiento de hidrógeno son los óxidos de hierro (Fe₂O₃ –hematita- y Fe₃O₄ –magnetita-) debido a sus altas capacidades redox, disponibilidad y viabilidad económica. Además, tienen un relativamente bajo peso molecular, y el metal está en un estado de oxidación alto, lo que permitirá una mayor densidad de almacenamiento de hidrógeno.

En el proceso Steam-Iron, la presencia de los distintos estados de reducción y oxidación depende de la temperatura y de las presiones parciales de los reactivos y productos.

En el caso referido, la coexistencia de fases, y la ruta seguida durante el proceso se describen adecuadamente mediante un diagrama de Bauern-Glaessner como el mostrado en la Figura 2.4. Dependiendo de la temperatura de trabajo y de la relación entre presiones parciales puede aparecer una tercera fase de óxido, la wüstita (FeO).

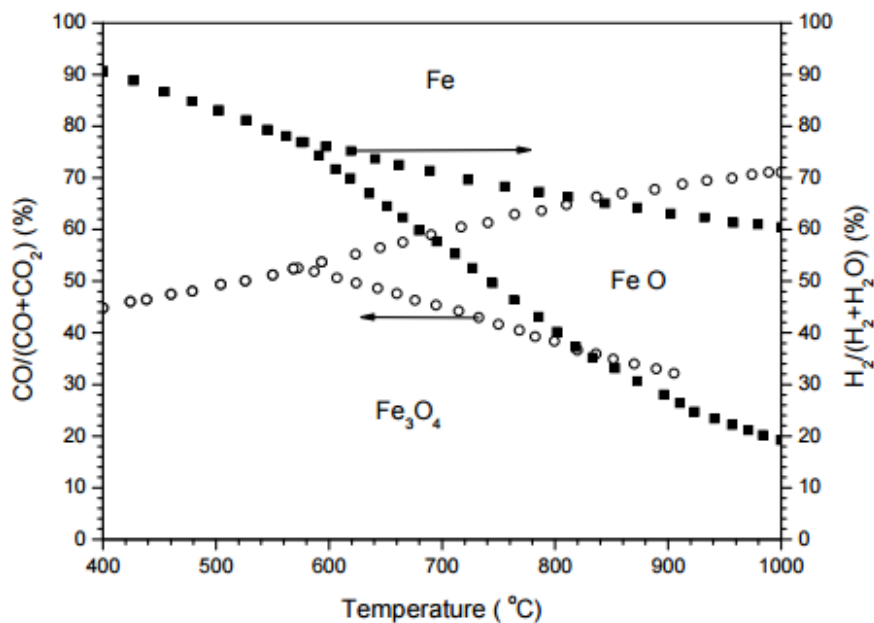
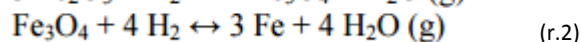
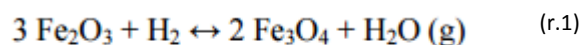


Figura 2.4

Diagrama de Bauern-Glaessner para el equilibrio Fe-C-O y Fe-H-O a 1 atm de presión.

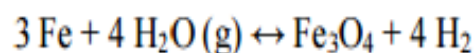
Nota: Recuperado de Bleeker y cols. 2010.

En el proceso Steam-Iron, la reducción primera de Fe₂O₃ a hierro metal procede en dos etapas secuenciales (r. 1) (r.2) obteniendo en la fase intermedia Fe₃O₄.



La primera etapa ocurre a mayor velocidad que la segunda. En la segunda etapa, que es endotérmica, se parte de un depósito denso de hierro entorno a la partícula de magnetita, que inhibe el transporte gaseoso durante la reacción, y por tanto la ralentiza. En lo que respecta a la oxidación, ésta se produce en el sentido inverso a la reducción.

De acuerdo con el diagrama de Bauer-Glaessner mostrado anteriormente, en la de oxidación no se llega a recuperar el sólido de partida y como máximo se podrá conseguir que todo el hierro metálico se oxide hasta magnetita:



Este proceso para la generación de hidrógeno se considera esta forma como simple, segura y medioambientalmente amigable, ya que no hay materiales peligrosos ni tóxicos en el ciclo reducción-oxidación. Adicionalmente, puede considerarse que el hidrógeno es “almacenado” químicamente como un metal reducido, que no requiere de ningún cuidado especial en cuanto a su seguridad. Para su regeneración únicamente será necesario poner en

contacto el metal previamente reducido con vapor de agua. Uno de los mayores problemas a la hora de utilizar esta tecnología es la disminución en la reactividad del sólido debido a su alteración estructural o sinterización, causada por la operación cíclica de las etapas de reducción y oxidación alternativas.

Una vez que el óxido metálico ha sido reducido y re oxidado durante un alto número de ciclos, pierde capacidad reactiva, y por tanto de almacenar/separar el hidrógeno. Para evitar la disminución de su capacidad de almacenamiento tras un elevado número de ciclos, se ha procedido a modificar la composición del sólido mediante el uso de aditivos (ya sean óxidos o especies metálicas) y se ha conseguido prolongar la estabilidad del óxido aleado.

El Al y el Ce son elementos metálicos usados como aditivos que mejor preservan al óxido de hierro del decaimiento de su actividad con la repetición de los ciclos. Ambos previenen de forma efectiva la pérdida de actividad del sólido, manteniendo una razonable velocidad de operación.

El uso de óxidos de hierro modificados con aditivos en el proceso Steam-Iron hace mejorar las desventajas que presenta el óxido de hierro puro. Incluir aditivos en la estructura original del óxido hace que se formen compuestos estables en la estructura cristalina del sólido que previenen la agregación de especies de hierro durante las reacciones de reducción y oxidación.

El objetivo de añadir aditivos es mantener la actividad y la estabilidad de los sólidos a lo largo de los ciclos, sin perder por ello velocidad en ambos procesos (reducción y oxidación). El sólido triple, que es como se conoce coloquialmente al sólido ternario empleado para llevar a cabo el proceso Steam-Iron, se ha utilizado para separar mezclas compuestas por hidrógeno y metano como por ejemplo la mezcla que proviene de la pirolisis del gas natural.

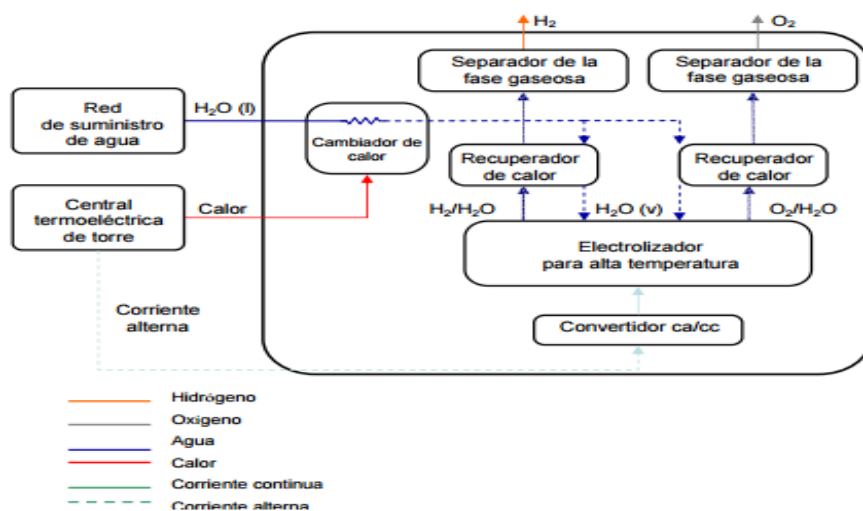


Figura 2.5

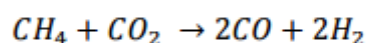
Diagrama de Obtención de hidrógeno por PROCESO STEAM-IRON.

Nota: Recuperado de https://www.researchgate.net/publication/Produccion_de_hidrogeno_a_partir_de_energia_solar.

C. PRODUCCION DE HIDROGENO A PARTIR DE BIOGAS.

REFORMADO SECO DEL METANO (RSM)

La principal característica del reformado seco del metano es que el reformado se produce en ausencia de agua, como su propio nombre indica. En lugar de agua como reactivo se emplea dióxido de carbono para llevar a cabo el reformado. El principal atractivo de esta forma de reformado reside en que se elimina el dióxido de carbono de la corriente gaseosa, disminuyendo así las emisiones gaseosas que producen el efecto invernadero y además se reducen las emisiones de metano que perjudican gravemente la capa de ozono. El proceso de reformado seco del metano se lleva a cabo según la reacción:

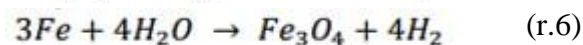
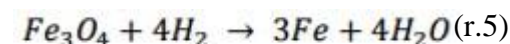
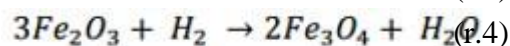
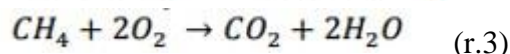
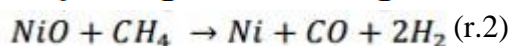
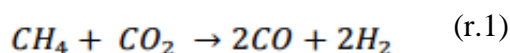


Este proceso es especialmente interesante cuando se trabaja con biogás ya que, como se ha descrito anteriormente, el biogás está formado principalmente por una mezcla en distintas proporciones de metano y dióxido de carbono. El proceso de reformado seco del metano es un proceso lento. Por tanto, es necesario emplear un catalizador para acelerar la reacción. Generalmente se suelen emplear catalizadores de níquel, que consiguen elevadas velocidades. Al usar catalizadores de níquel la cantidad de coque que se forma en la superficie del sólido es elevada lo que podría acarrear problemas de regeneración del sólido. Sin embargo este coque se puede eliminar pasando una corriente de vapor de agua que gasifique el coque depositado.

Otro de los problemas habituales cuando se emplean catalizadores de níquel, reside en que éste sinteriza a temperaturas elevadas, lo que provoca la desactivación del catalizador y por tanto obliga a su retirada y sustitución por un nuevo catalizador. El gas producto corresponde a una mezcla monóxido de carbono-hidrógeno que se conoce con el nombre de gas de síntesis (o syngas en su contracción anglófona). Este gas es muy importante en la industria química para llevar a cabo diversos procesos (producción de metanol, síntesis de Fischer-Tropsch,...), sin embargo, si lo que se desea es obtener una corriente pura de hidrógeno, este proceso presenta limitaciones, ya que la mezcla obtenida por el reformado seco es difícil de separar (por ejemplo mediante un proceso PSA, o mediante métodos criogénicos), por tanto se ha de pensar en otros métodos para la obtención de corrientes de hidrógeno puro.

REFORMADO SECO DE METANO + STEAM-IRON

Ante la dificultad de separación de los productos obtenidos en el reformado seco del metano se plantea combinar este proceso con el Steam-Iron que sí permite obtener corrientes de hidrógeno puro. De forma simple, este método consiste en llevar a cabo el proceso de reformado seco del metano para generar una mezcla de hidrógeno y monóxido de carbono, y que este hidrógeno que se forma sea el agente reductor del proceso Steam-Iron. Posteriormente, una vez reducidos los óxidos, se lleva a cabo la oxidación con vapor de agua para generar una corriente de hidrógeno libre de monóxido de carbono. Las ecuaciones (r.1) y (r.2) se corresponden con el proceso de reformado seco del metano catalizado por el NiO. El hidrógeno que se forma durante este proceso es el que posteriormente provoca que tenga lugar el Steam-Iron. Paralelamente a este proceso puede tener lugar la combustión del metano contenido en el biogás con el oxígeno contenido en el NiO (r.3). Las ecuaciones (r.4) y (r.5) representan la etapa de reducción del proceso Steam-Iron mientras que la ecuación (r.6) hace referencia a la etapa de oxidación del proceso Steam-Iron en la que regeneramos la magnetita a partir del hierro metálico obtenido en la etapa de reducción:



Del proceso anterior se puede deducir que el sólido, además de llevar el óxido de hierro necesario para llevar a cabo el proceso Steam-Iron (óxido de hierro al que se le ha añadido Al_2O_3 y CeO_2 para mejorar sus características, tal y como se ha justificado anteriormente), debe contener una cantidad de NiO que catalice el reformado seco del metano y así generar el hidrogeno que produce el Steam-Iron.

Existen otras reacciones que también pueden tener lugar durante el proceso anterior de forma paralela y que es importante tenerlas presentes para la posterior interpretación de los resultados obtenidos.

Estas reacciones son el reformado de metano con vapor (r.7), la reacción WGS (Water-Gas Shift) (r.8) y el equilibrio de Boudouard (r.9).

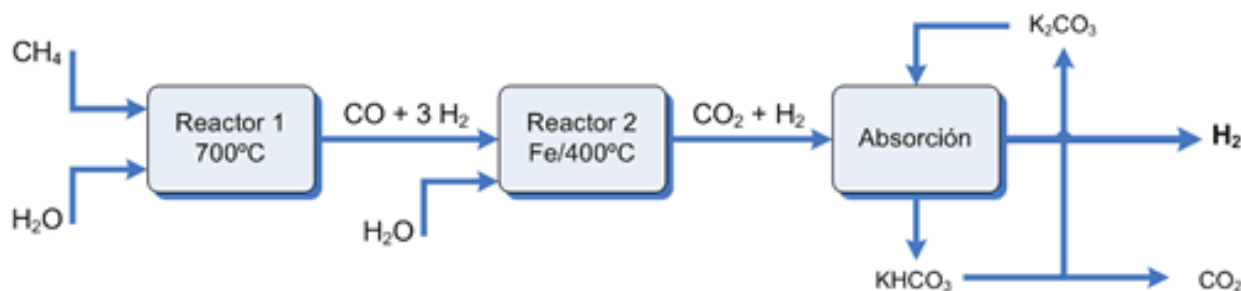
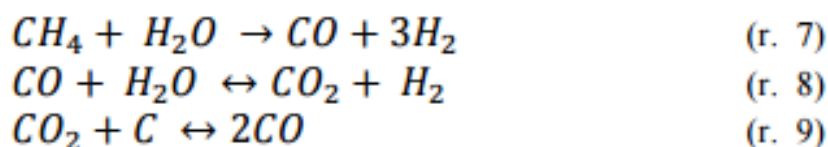


Figura 2.6

Diagrama de Obtención de hidrogeno por PROCESO STEAM-IRON.

Nota: Recuperado de <https://www.textoscientificos.com/quimica/hidrogeno/produccion>.

2.2 SELECCIÓN DEL PROCESO

USO DEL MÉTODO DE CRITERIO TÉCNICO PARA SELECCIÓN DEL PROCESO

Para seleccionar un proceso, fue necesario hacer una comparación entre los diferentes procesos, analizar las ventajas y desventajas de cada uno de ellos, para posteriormente seleccionar el proceso más adecuado. Para ello se tuvo en cuenta la calidad del producto que se va a ofrecer, la disponibilidad de información y la complejidad de estos, que son factores de análisis utilizados según el método de criterio técnico. El análisis permitió realizar una ponderación de los factores técnicos de calidad, complejidad y disponibilidad de información, obteniéndose los resultados que se muestran a continuación en la siguiente tabla.

Tabla 2.1
Método de criterio técnico para la selección del proceso.

FACTORES	VP	A	B	C
Calidad	10	9	9	10
Complejidad	6	4	4	5
Disponibilidad de información	4	4	3	4
Total	20	17	16	19

Nota: Elaboración propia

DONDE:

A: Proceso de obtención de Hidrógeno a partir de renovables.

B: Proceso de obtención de Hidrógeno a partir PROCESO STEAM-IRON

C: Proceso de obtención de Hidrogeno a partir de Biogás.

De la evaluación realizada a los tres procesos que se muestra en la tabla, el proceso seleccionado por tener el más alto puntaje (19), es el Proceso de obtención de Hidrógeno a partir de biogás.

El proceso seleccionado para la obtención de nuestro producto final es de tipo continuo.

2.3 DESCRIPCIÓN DETALLADA DEL PROCESO DE OBTENCIÓN DE HIDROGENO A PARTIR DEL BIOGAS

A. PROCESO DE DESULFURACION:

Si el biogás es utilizado para equipos tales como: generadores eléctricos, micro turbinas y otros, el $\text{H}_2\text{S}_{(g)}$ puede causar daños internos. En el caso de los generadores eléctricos, la presencia del $\text{H}_2\text{S}_{(g)}$ disminuye la vida útil de todos los equipos que intervienen en la producción, transferencia y suministro de energía eléctrica. Antes del reformado tenemos que eliminar el S que contiene el biogás, El biogás, contiene azufre, el cual es un serio contaminante de los catalizadores de la zona de reacción.

Para evitar el envenenamiento de dichos catalizadores, el azufre es eliminado mediante un pre-tratamiento previo a la entrada del proceso. El biogás se mezcla con H_2 de reciclaje y mediante un proceso de desulfuración se elimina el posible azufre contaminante que pueda tener la corriente de entrada al proceso.

El biogás es un gas combustible que se genera en medios naturales, por las reacciones de biodegradación de la materia orgánica, mediante la acción de microorganismos y otros factores, en un ambiente anaeróbico. Está compuesto fundamentalmente por metano ($\text{CH}_{4(g)}$) (55-70)%, dióxido de carbono ($\text{CO}_{2(g)}$) (30-45)% y sulfuro de hidrógeno ($\text{H}_2\text{S}_{(g)}$) (1-3)%, entre otros.

La concentración de los diferentes gases en el biogás, depende de la composición de las materias primas, las condiciones de descomposición, tiempo de retención hidráulica en el biodigestor, entre otros (Varnero et al. 2012). Todas las relaciones porcentuales referidas a la composición del biogás y a los límites máximos permisibles a los que se hacen referencia en el trabajo son expresados en función volumétrica.

De todos los gases, el $\text{CH}_{4(g)}$ resulta el de mayor interés desde el punto de vista económico, debido a su utilidad como combustible por su alto valor calórico. Sin embargo, el $\text{H}_2\text{S}_{(g)}$ es un gas extremadamente tóxico e irritante, produce inconsciencia en los seres humanos, conjuntivitis, dolor de cabeza, deficiencia respiratoria, alteraciones en electrocardiograma, en el sistema nervioso central, entre otros.

Es el compuesto que le da el olor característico a huevo podrido a estos gases, no tiene color, es inflamable y extremadamente peligroso.

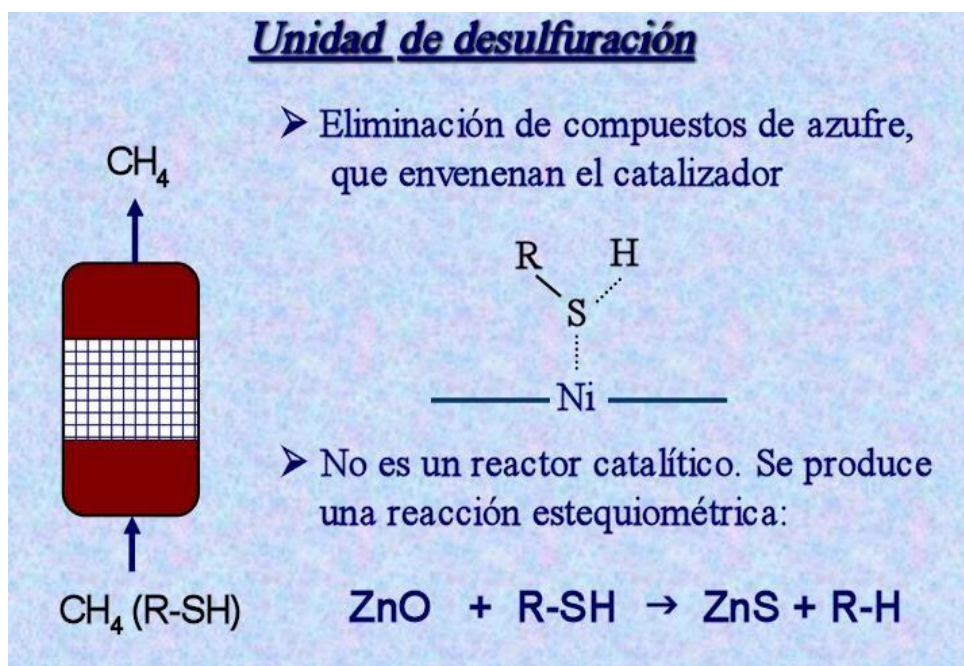


Figura 2.7

Diagrama de bloque de desulfuración.

Nota: Recuperado de <http://slideplayer.es/slide/3877197/>

B. REFORMADO CON VAPOR (steam reforming)

La carga ya desulfurada en la sección anterior, continúa su paso a través de la unidad hacia la sección de reformado. Como su propio nombre indica, en esta sección es donde se produce la reacción del biogás con el vapor de agua para producir el H_2

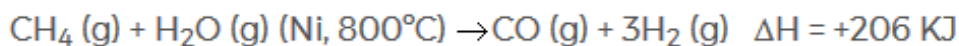
. Esta reacción se da con un exceso importante de vapor de agua y con un control muy estricto de la temperatura.

El steam reforming es un proceso para la obtención de hidrógeno a partir de hidrocarburos, principalmente a partir de gas natural. Es el más extendido a nivel industrial para la producción de H_2 en refinería y petroquímica.

Reacción endotérmica catalizada entre el metano (biogás) con vapor de agua a alta temperatura (steam reforming) produciendo una mezcla de monóxido e H_2 . Llamada “syngas” o gas de síntesis. La mezcla gaseosa así obtenida es difícil de separar ya sea física o químicamente (es necesario enfriar hasta $-205\text{ }^\circ\text{C}$ antes de que el monóxido pueda condensar).

Este proceso consta de una serie de etapas, donde ocurre la reacción básica de reformado con vapor. El hidrocarburo reacciona con vapor de agua a alta temperatura para dar

monóxido de carbono (CO) e hidrógeno (H₂). En sucesivas etapas, el CO será convertido a dióxido de carbono (CO₂) y la correspondiente separación de H₂ de la corriente de salida.

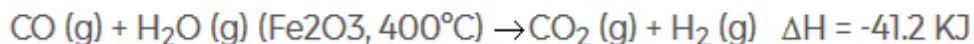


La unidad de H₂ mediante steam reforming, se divide en las siguientes secciones:

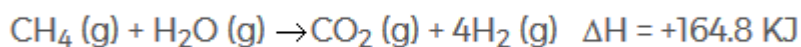
- ✓ Pre tratamiento de la carga. HDS (Hidrodesulfuración).
- ✓ Reacción de reformado.
- ✓ Conversión de CO.
- ✓ Recuperación de calor residual y generación de vapor.
- ✓ Purificación del gas.

A la salida de la sección de reformado, el gas contiene una cantidad importante de CO, que mediante un nuevo aporte con vapor de agua se produce H₂. Su finalidad es principalmente medioambiental, ya que pretende oxidar completamente el CO que se ha producido en las reacciones previas. También mejora ligeramente la conversión del proceso global, al producir más hidrógeno.

C. CONVERSIÓN DE CO.



Para aumentar el rendimiento y facilitar también la separación posterior, el monóxido se oxida a dióxido. Para ello, la mezcla es enfriada y se le inyecta vapor de agua de nuevo, esta vez sobre un catalizador de óxido de hierro III (Fe₂O₃). La mezcla producto es enfriada directamente en contacto con agua y filtrada de tal forma que se elimina del flujo gas el carbono no reaccionado. A su vez estos restos de carbono se eliminan del agua por filtración para un posterior uso o simplemente se desecha dicha agua. El resto de etapas del proceso son las mismas que en el proceso de reformado: Shift de alta temperatura (mezcla con vapor y mezcla fluorizada a través de óxido de hierro, catalizador, para convertir el monóxido en dióxido, (90 a 95% de conversión), enfriado de nuevo antes de entrar en el Shift de baja temperatura. Enfriado a 38°C con agua antes de entrar al absorbedor de CO₂.



Así será la reacción global:

El problema de separar el dióxido del H. es más sencillo. Hay varias formas de abordar la separación:

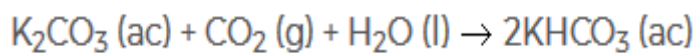
(1) Medios físicos Una opción es enfriar la mezcla por debajo de la temperatura de condensación del CO₂ (-78 °C) muy diferente a la del H₂ (-253 °C). Económicamente viable mediante un servicio de frío en planta.

(2) Medios químicos El CO₂ es un óxido ácido que reacciona con una disolución de carbonato potásico para dar el carbonato ácido de potasio. Calentando este se puede regenerar el carbonato.

D. PROCESO DE ABSORCIÓN:

En este proceso para eliminar CO₂ de una corriente gaseosa a elevadas presión y temperatura con un contenido impresionante de CO₂, mediante carbonato potásico ha sido desarrollado por la U.S. Bureau Mines. Las condiciones de operación para un proceso que elimina CO₂ de una mezcla gaseosa que contiene un 20% de CO₂ y 80% de H₂, tal y como se encontraría en una planta de fabricación de hidrógeno a partir de gas natural.

En la reacción tenemos el siguiente:



El absorbente es una solución prácticamente saturada de K₂CO₃, en solución acuosa (equivale a un 40% en peso K₂CO₃). La elevada temperatura y presión de absorbedor, junto con la baja presión del regenerador, hacen posible que tanto el absorbedor como el regenerador operen a temperatura similares, mientras que todavía se alcanza un equilibrio favorable en ambas torres. Esto suprime la necesidad de intercambio de calor entre solución pobre y rica o la adición de calor sensible a la solución de carbonato que circula en el regenerador.

La eficacia típica de Murphree para un plato de absorción en este proceso son del orden del 5%, Este bajo consumo de vapor se debe probablemente a la baja velocidad de reacción entre CO₂ y el K₂CO₃.

ANÁLISIS DEL COMPORTAMIENTO DE LAS VARIABLES

➤ El vapor generado alcanza una temperatura de 400°C y una presión de 20 atm. La mitad de este vapor va hacia una turbina de vapor de alta presión donde se aprovecha la energía

interna del vapor para producir energía mecánica que será aprovechada por un generador para producir electricidad.

- Tomamos las agua residuales tratadas para él un enfriamiento porque necesita entrar al absolvedor con una temperatura entre 38 a 40 grados.
- La temperatura adecuada para una buena reformación de Vapor es de 700 °C.
- La corriente de hidrogeno es comprimido por un compresor a 30 atm para su almacenamiento.

2.4 DIAGRAMA DE FLUJO.

DIAGRAMA DE FLUJO DE PRODUCCIÓN DE HIDROGENO A PARTIR DE BIOGAS

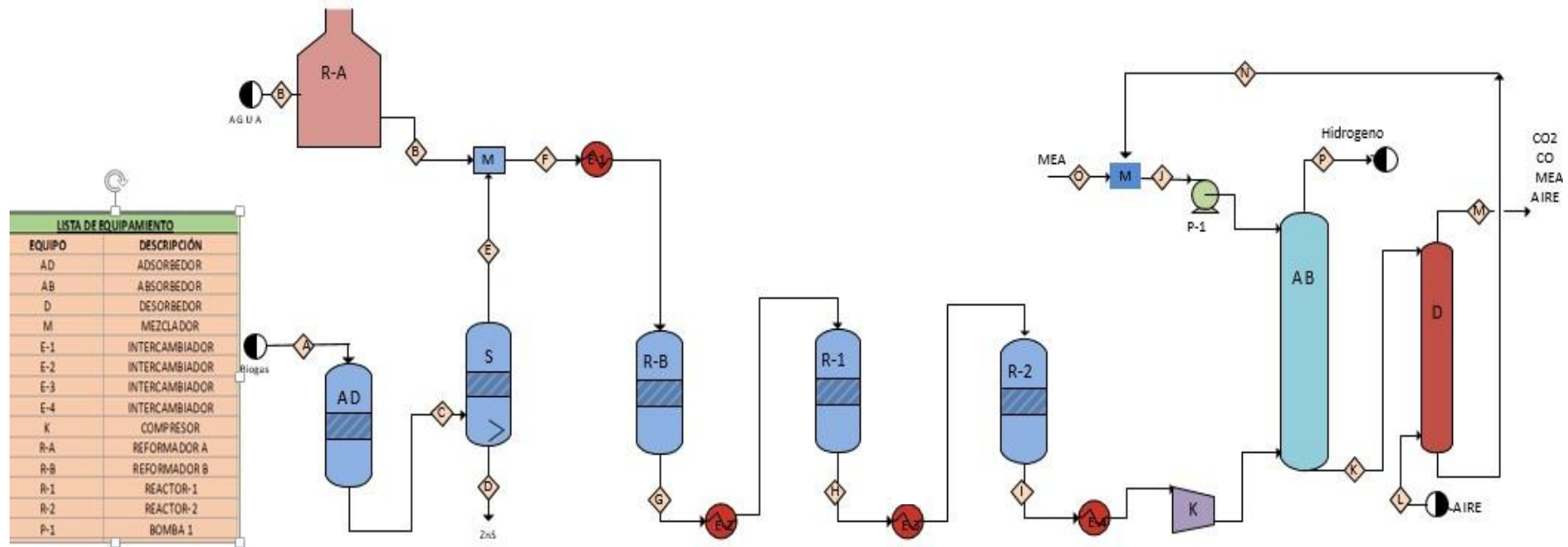


Figura 2.8

Diagrama de flujo del proceso de obtención de hidrógeno a partir del biogás.

Nota: El autor.

2.5 DIAGRAMA DE BLOQUES.

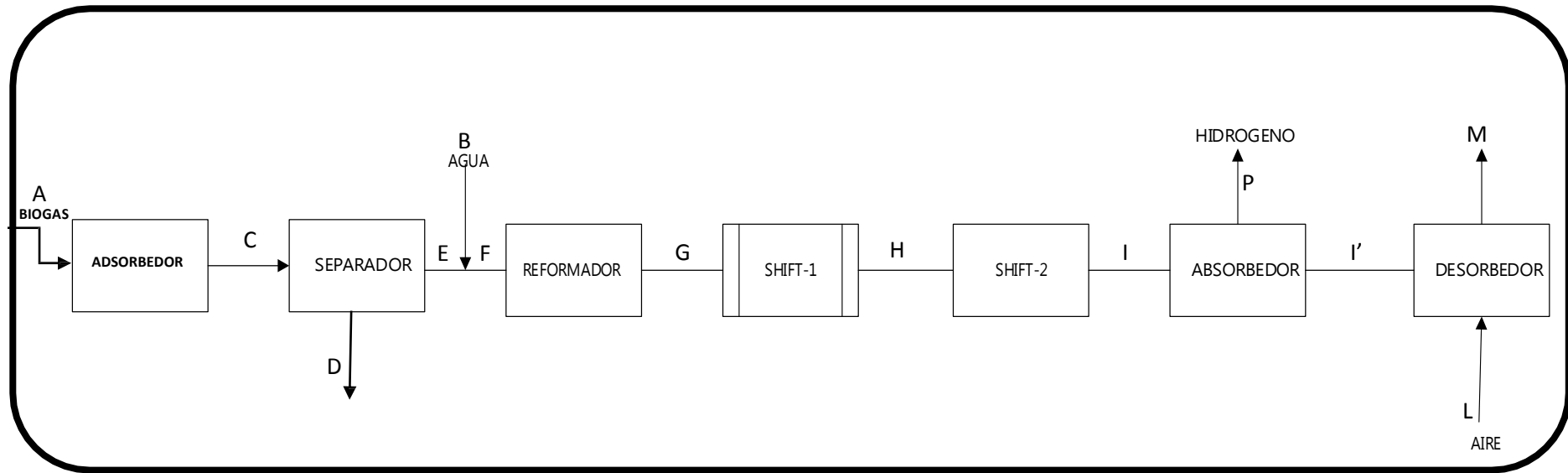


Figura 2.9

Diagrama de bloques del proceso de obtención de hidrógeno a partir del biogás.

Nota: El autor.

2.6 BALANCE DE MASA Y ENERGIA

2.6.1 BALANCE DE MASA

El balance de masa se ha realizado en base a una producción de 500 kg H₂/h, consecuentemente estaríamos hablando de una capacidad de planta de 4000 Tn/año (Se considera que va a procesar de manera continua 8000 horas al año). Según balance realizado se necesita 1320.906 kg de biogás/hr, para producir 500 kg de hidrógeno/hr, lo cual significa 2.64 kg de biogás por cada kg de hidrógeno.

El balance de masa se realizó en las diversas etapas del proceso, siendo la secuencia la siguiente:

- a) Balance de masa en el adsorbedor.
- b) Balance de masa en el reformador.
- c) Balance de masa en reactor shift 1 y 2.
- d) Balance de masa en el adsorbedor 2.
- e) Balance de masa en el desorbedor.

BALANCE DE MASA (Capacidad de planta 4000 Tn/año)

BALANCE DE MASA PRODUCCIÓN DE HIDROGENO A PARTIR DE
BIOGAS
PRODUCCIÓN : 500 kg/h

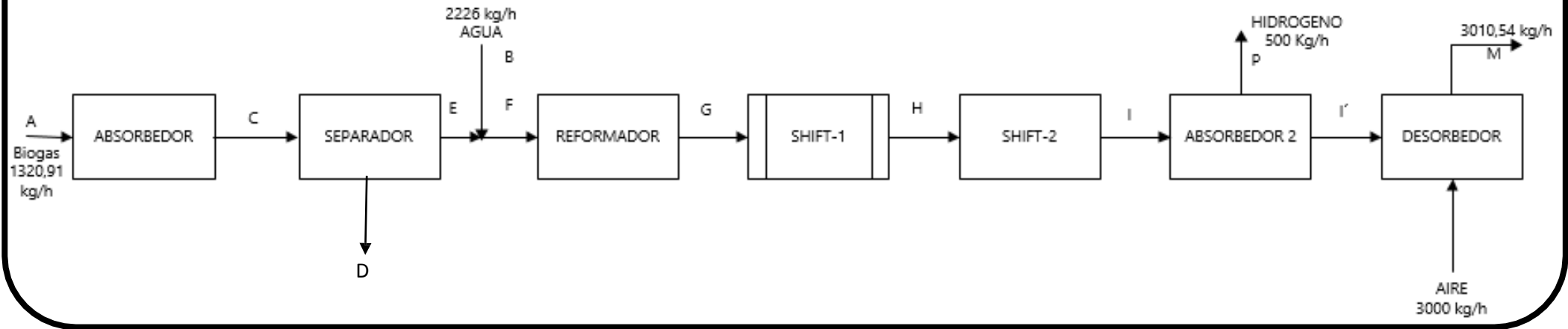


Figura 2.10

Balance de masa de producción de hidrógeno a partir de biogás.

Nota: El autor.

Tabla 3.2

Balace de masa y energía del proceso de obtención de hidrogeno a partir de biogás.

Stream No.	A	B	B'	C	D	E	F	F'	G	G'	H	H'	I
Temp C	30.00	29.44	370.00	410	410	410	245	520.00	870.0000	354.00	442.2	222.0000	245.3
Pres bar	1.30	13.79	13.65	2.2	2.2	2.2	20.68	20.61	20.6140	20.51	20.44	20.338	20.2347
Enth MJ/h	-7588.617	-35301.	-28469	-14605.	-5823.	-9748.	34903.	-32555.	-16037.	-21503.	-21503.	-23790.	-23790.
Total kmol/h	68.89	123.56	123.56	190.29	123.56	123.56	190.29	190.2924	314.7903	314.7903	314.7903	314.790	314.79
Total kg/h	1320.906	2206.00	2206.00	1320.906	105.513	1215.393	3421.813	3421.813	3421.813	3421.813	3421.813	3421.813	3421.813
Flowrates in kg/h													
Hydrogen	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.0000	439.1851	439.1851	487.8091	487.809	500.00
Methane	998.66	0.00	0.00	998.66	0.00	998.66	998.66	998.6600	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Dioxide	197.153	0.00	197.153	197.153	0.00	197.143	197.153	197.1530	1566.9413	1566.9413	2628.5273	2628.527	2894.814
Carbon Monoxide	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.0000	871.7967	871.7967	196.1543	196.154	26.677
Hydrogen Sulfide	36.984	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Water	0.00	2226.00	2206.00	19.580	0.00	19.580	2226.00	2226.0000	543.8775	543.8775	109.3292	109.329	0.3277
Monomethylamine	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Zinc oxide	88.109	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.0000
Zinc sulfide	0.00	0.00	0.00	105.513	105.513	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.0000
Air	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.0000	0.0000

Stream No.	I'	J	J'	P	K	I''	L	M	N	O
Temp C	21.11	9.4	8.7	7.6	8.8	63.6	30.0	25.0	25.0	6.5
Pres bar	20.2347	5.5158	31.7159	28.9580	28.9580	30.3369	15.00	1.5	1.5	8.5
Enth MJ/h	-26051.	-34516.	-34417.	-1977.1	-58079.	-25639.	-26692.	-11523	-15725.	-16.67
Total kmol/h	314.7903	680.3886	680.3886	248.0465	734.7862	314.7903	103.623	172.7364	680.0493	0.3394
Total kg/h	3421.813	17109.065	21130.8274	500.00	24052.636	3421.8249	3000.00	6022.031	21120.29	10.54
Flowrates in kg/h										
Hydrogen	500.00	0.0000	0.0000	500.00	0.00	500.00	0.0000	0.0	0.00	0.00
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Dioxide	2894.8141	0.0000	0.0000	0.000	2894.814	2894.814	0.0000	2894.814	2894.814	0.00
Carbon Monoxide	26.6770	0.0000	0.0000	0.000	26.677	26.6770	0.0000	26.677	26.677	0.00
Hydrogen Sulfide	0.0000	0.0000	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Water	0.3277	0.0000	0.0000	0.0000	0.00	0.0	0.0000	0.0000	0.00	0.0
Monomethylamine	0.0000	17109.065	21130.8274	0.000	21130.8274	0.0000	0.0000	10.54	21120.2874	10.54
Zinc oxide	0.0000	0.00	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Zinc sulfide	0.0000	0.00	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Air	0.0000	0.00	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	3000.00	3000.00	0.00	0.00

Nota: El autor.

DIAGRAMA DE FLUJO DE LA OBTENCIÓN DE HIDROGENO A PARTIR DE BIOGAS

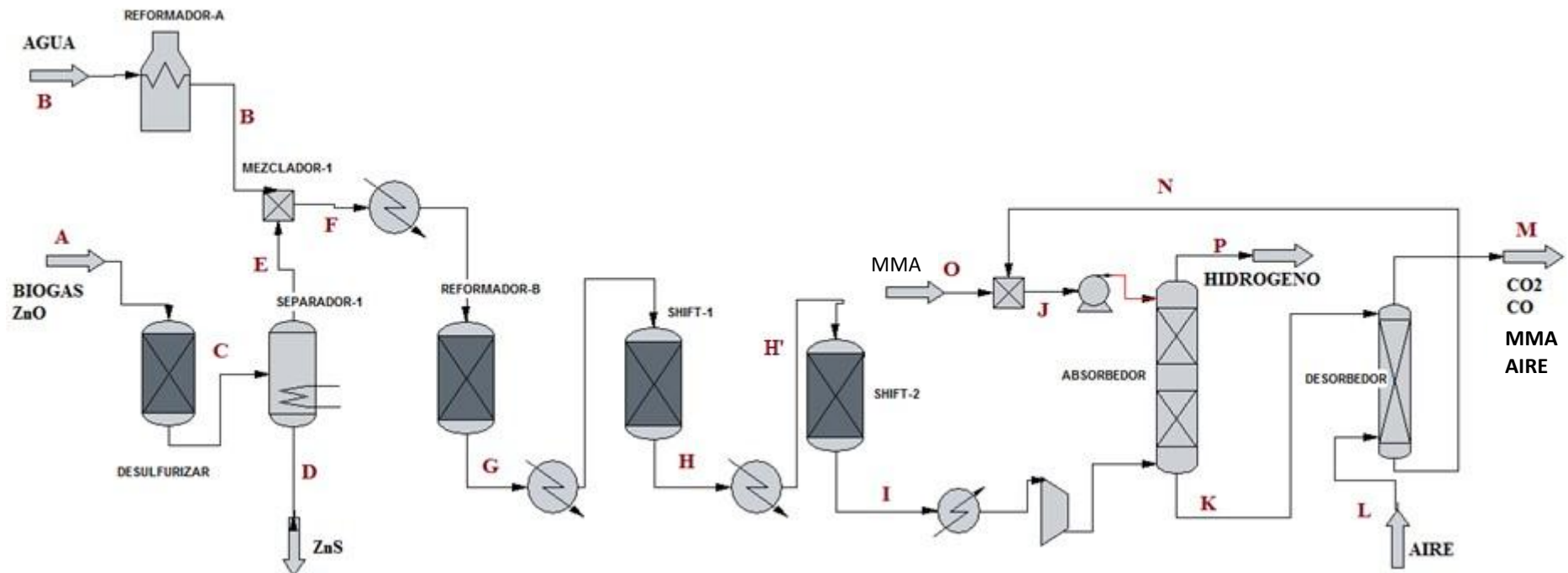


Figura 2.12

Diagrama de flujo para la producción de hidrógeno a partir de biogás.

Nota: El autor.

2.6.2 BALANCE DE ENERGIA

El balance de energía está en función de las necesidades de las distintas operaciones del proceso del biogás para obtener hidrogeno. Se realizó el balance de energía general de la planta en base a una producción de 500 kg de H₂/h.

Los índices de temperatura de entrada y salida de las corrientes de agua en los enfriadores e intercambiadores de calor, se han realizado mediante la ecuación de conservación de energía:

$$(Q \text{ ganado} = Q \text{ cedido})$$

Tabla 4.3

Cuadro resumen del balance de energía para la obtención de hidrogeno a partir de biogás.

EQUIPOS	CORRIENTES	FLUJO Lb/h	TEMPERATURA (°F)		cp BTU/Lb* °F	λ BTU/Lb	CALOR BTU/h
			ENTRADA A	SALIDA A			
E-1	F CH ₄ 29.18% CO ₂ 5.76% H ₂ O 65.05%	7543.8 1	473	968	0.67	---	2501904. 59
	Agua 1 atm	3012.9 6	212	68	1.03	978.7	
E-2	G H ₂ 12.83% CO ₂ 45.79% CO 25.48% H ₂ O 15.89%	7543.8 1	1598	669.2	0.6608	---	4630021. 23
	Agua 1 atm	4108.1 9	68	212	1.03	978.7	
E-3	H H ₂ 14.26% CO ₂ 76.82% CO 5.73%	7543.8 1	827.96	431.6	0.6671	---	1994672

	H ₂ O 3.20%						
	Agua 1 atm	1769.8 6	68	212	1.03	978.7	
E-4	I H ₂ 14.61% CO ₂ 84.6% CO 0.78% H ₂ O 0.009%	7543.8 1	473.54	69.99	0.7671	---	2335286
	Agua 1 atm	2072.0 8	68	212	1.03	978.7	
	B H ₂ 29.19% CO ₂ 5.76% H ₂ O 65.1%	7543.8 1	968	1598	0.7671	---	3645719. 69
R-B	Agua 1 atm	3234.8 3	68	212	1.03	978.7	

Nota: El autor

2.7 EQUIPOS PRINCIPALES DEL PROCESO

En esta sección se presenta la lista de los equipos principales de proceso que permitirán realizar el proceso con la capacidad definida, ilustrando a mayor detalle los cálculos en el apéndice.

DESULFURADOR

Tipo: adsorbedor.

Relleno: óxido de zinc.

Altura total: 8 m

Altura con relleno: 5 m

Diámetro: 0.7 m

Material de construcción: SA202 TIPO A

REFORMADOR

Tipo: horno con recuperación de calor

Número de tubos: 497 tubos, 5 pulg diámetro interior, 28 pies de altura

Masa de catalizador: 32870.64 libras

Acoplamientos: entrada 3.5 pulg, salida: 2.5 pulg

Quemadores: 72 quemadores.

CONVERTIDOR SHIFT

Tipo: reactor de lecho fijo

Diámetro: 1.283 m

Altura total: 3.080 m

Altura del lecho catalítico: 2.566 m

Número de tubos de 2.0 pulg Ø: 280

Peso de catalizador: 1630 kg

ABSORBEDOR DE CO₂

Tipo: columna con relleno al azar, pall ring de plástico, 1 pulg

Diámetro: 0.7 m

Altura de relleno: 5 m

Altura total: 8 m

DESORBEDOR DE CO₂

Tipo: columna con relleno al azar, pall ring de plástico. 0.25 pulg

Diámetro: 0.60 m

Altura de relleno: 4 m

Altura total: 6 m

2.8 DISTRIBUCIÓN DE LA PLANTA

2.8.1 PLANO MAESTRO

La distribución de la instalación de una planta de Hidrogeno a partir de biogás, se muestra en la figura 2.13; la planta se localiza sobre un terreno de 1600 m². En la ubicación de las diferentes áreas se ha tenido en cuenta factores como la dirección del

viento, seguridad, expansión futura de los servicios auxiliares y fácil acceso para la circulación de vehículos.

AREA DE PROCESO

La distribución del área de proceso tiene un área de 190 m², con un área de expansión de 180 m² representando ambos el 11.5% y 10.9% respectivamente, del área total de la planta. La distribución de los equipos en el área de proceso se ubica, aprovechando la gravedad, en muchos casos para el transporte del fluido; como la zona de intercambiadores de calor.

En el área de proceso el modelo de distribución es en tipo “C” de acuerdo con el acomodo de los equipos con espacios respectivos y vías adecuadas para el paso del personal valiéndose de escaleras, pasillos, y otros.

AREA DE PRODUCTO TERMINADO

En esta área se distribuye los tanques de almacenamiento del producto obtenido, para su posterior distribución.

OFICINAS

En esta área se encuentran las oficinas administrativas, gerencia, jefaturas, secretaría, seguridad e higiene industrial y servicios higiénicos para el personal de oficinas. También aquí incluimos un área para auditorio y cafetín.

TALLER DE MANTENIMIENTO Y REPUESTO

El normal funcionamiento de la planta requiere de mantenimiento preventivo y correctivo de todas las unidades involucradas en el proceso. Para esto se cuenta con un taller de mantenimiento, para ofrecer facilidades de reparación de las instalaciones, maquinaria y equipos de proceso, el mismo que está cargo de personal competente y equipado con herramientas adecuadas.

LABORATORIOS

La función de laboratorio es analizar la materia prima así como también los diferentes insumos del proceso y efectuar un control riguroso del insumo final. Los laboratorios cuentan con instrumentos y equipos de trabajo analítico digital de última generación, para los análisis de gases, agua para caldero, control de pH, y concentración.

AREA DE SEGURIDAD INDUSTRIAL

En esta área se encuentra las oficinas de capacitación, inspecciones, que se encargaran de velar por el normal desarrollo de las labores de producción a fin de evitar cualquier tipo de incidente, para ello toda la planta contará con señales de seguridad las mismas que están estratégicamente ubicadas, así mismo se exige el uso del casco.

Con respecto a la manipulación de insumos los trabajadores contarán con uniformes y equipos acordes con las tareas a realizar, tales como guantes, lentes, botas, mascarillas, protector de oídos. En caso de accidentes se cuenta con un área de tóxico para los primeros auxilios necesarios.

Como medidas de seguridad contra incendios la planta cuenta con extinguidores de polvo químico y de espuma. La planta posee además una buena ventilación que permite eliminar vapores venenosos e inflamables que se pueda concentrar en diferentes partes de esta.

Las instalaciones eléctricas cuentan con aislamiento las mismas que serán subterráneas y empotradas para evitar corto circuitos en caso de lluvias.

PLANO MAESTRO

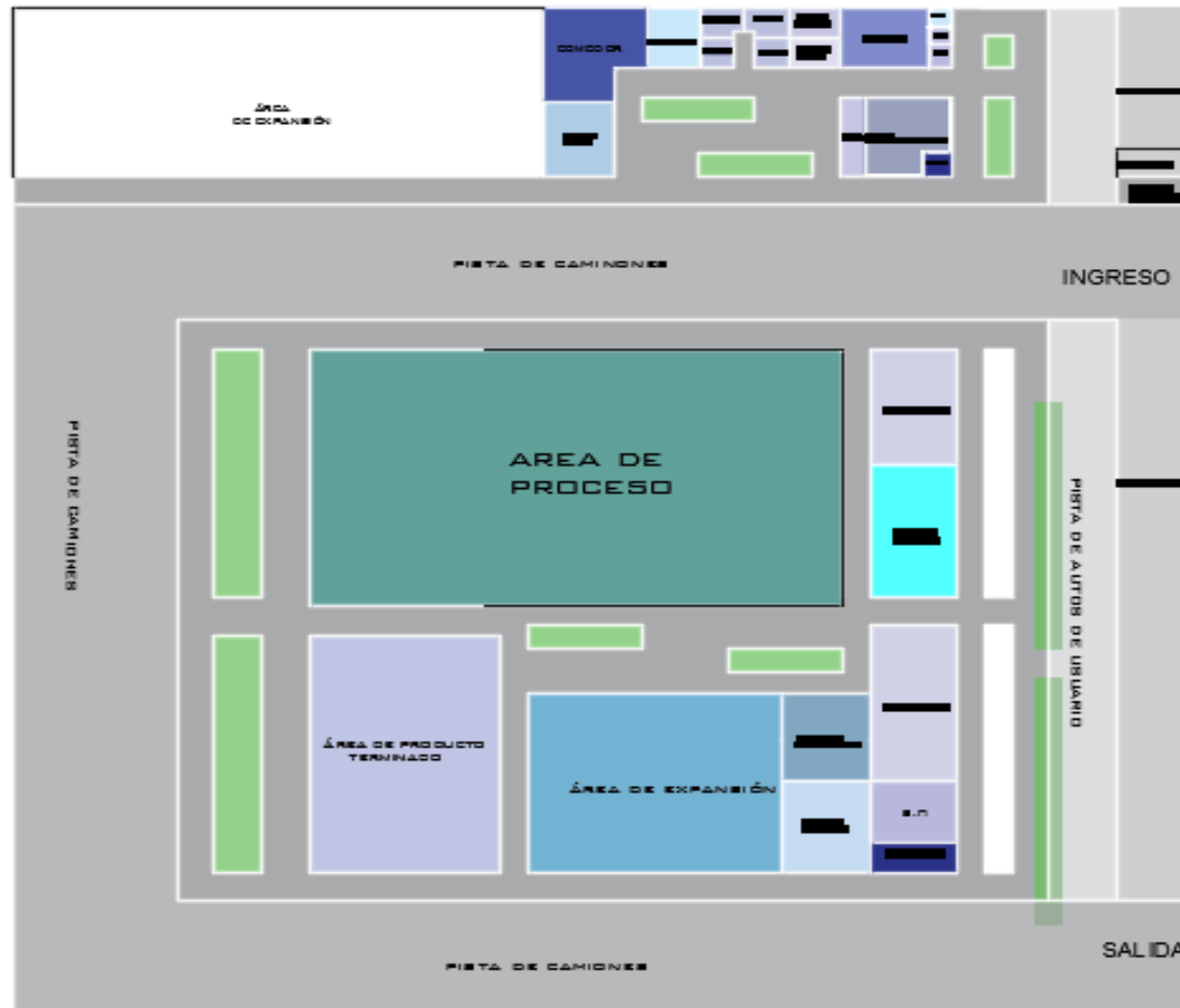


Figura 2.13

Plano maestro de planta de producción de hidrógeno a partir de biogás.

Nota: El autor.

2.8.2 PLANO UNITARIO

La distribución del área de proceso tiene un área de 197 m² (18.55 m * 10.62 m), con un área de expansión de 180 m² representando ambos el 12.31% y 11.3% respectivamente. La distribución de los equipos en el área de proceso se ubica, aprovechando la gravedad, en muchos casos para el transporte del fluido; como la zona de intercambiadores de calor.

En el área de proceso el modelo de distribución es en tipo “L” de acuerdo con el acomodo de los equipos con espacios respectivos y vías adecuadas para el paso del personal valiéndose de escaleras, pasillos, y otros.

PLANO UNITARIO

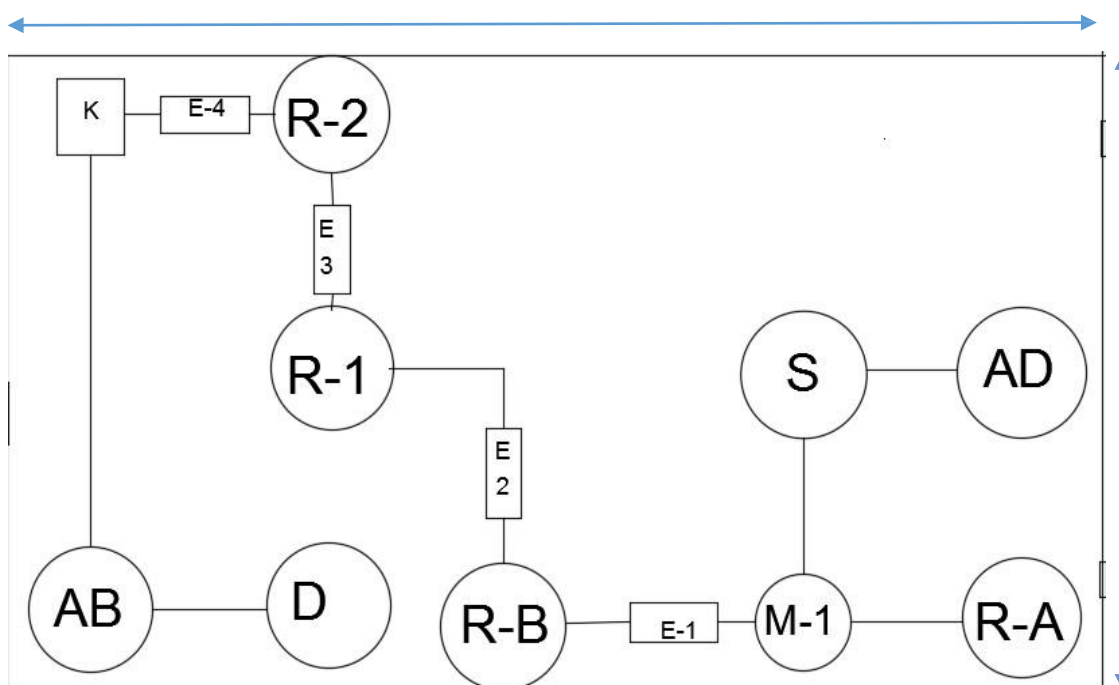


Figura 2.14

Plano unitario de la planta de producción de hidrógeno a partir de biogás.

Nota: El autor.

2.9 CONSIDERACIONES AMBIENTALES

De forma general, la introducción de una planta química es responsable de algunos vertidos, con alguna carga de contaminantes, sin embargo se tiene que llevar a cabo una serie de medidas para garantizar el mínimo impacto ambiental en un lugar con una industrialización tan incipiente como es el caso de la zona el invernillo en Pomalca, que es un lugar, mayoritariamente dedicado al rubro de la ganadería y agrícola detallándose a continuación los puntos a tener en cuenta:

Agua: La planta requiere grandes cantidades de agua de proceso para el reformado del biogás, por lo que será considerable la cantidad de agua consumida. Además hay que añadir que no solo necesitara agua de proceso sino también de refrigeración y de saneamiento.

El agua de refrigeración se puede plantear tomarla de algún río ya que su calidad no debe ser tan buena como el agua de proceso. Esta se devolverá a la temperatura que indique el reglamento correspondiente.

El agua utilizada para el saneamiento de los operarios será vertida a los conectores de la planta ya que este dispone de saneamiento de aguas y se eliminarán los contaminantes, de origen humano, que puedan tener.

Aire: Debido a que el biogás que se quema en el horno es previamente desulfurado, el humo que se genera y se envía a la atmosfera no posee contaminantes perjudiciales directos para el ser humano. Sin embargo sí que se emite CO₂ el cual es un gas de efecto invernadero.

Debido a que el caso del presente proyecto, la cantidad emitida de CO₂ esta enmarcada en los parámetros de la calidad del aire y no se supera dicha cantidad, no se tomarán medidas al respecto ya que se asume que no se trabajará a capacidad máxima durante todo el periodo de vida de la planta. Si en algún momento, por cuestiones económicas, se trabaja a capacidad máxima será necesario tomar las medidas apropiadas para evitar sobrepasar el límite.

Residuos: El único residuo sólido que podemos considerar es el catalizador, el cual será de nuevo enviado a sus fabricantes para que proceda a su recuperación. En el proceso se

puede generar coque por lo que este también se puede considerar residuo sólido. Sin embargo este se puede vender como subproducto si la cantidad producida es significativa. Además, el ZnS, producto de la limpieza del biogás será tratado por empresas autorizadas para tratamiento de productos químicos.

Vapor de agua: La cantidad de vapor de agua generada es emitida por chimeneas a la atmosfera sin que viole ninguna ley de emisión de gases contaminantes, ya que no emiten componentes que pueden poner en riesgo la salud pública o medioambiental.

Factores Biológicos: Considerando que el efecto sobre el agua y sobre aire es nulo (en el caso de agua supone un consumo elevado pero no se afecta a su calidad ni se contamina el agua utilizada o alrededores) el efecto sobre los seres humanos, flora o fauna no será significativo.

Ruido: En el caso del ruido podría afectar a las viviendas cercanas o aves que anidan cerca, sin embargo los equipos que mayor ruido pueden generar serían los compresores, los cuales se tendrían que instalar en un edificio aislado para evitar la mayor parte de la contaminación acústica que puedan generar.

Impacto visual: En este aspecto debemos considerar que la zona no posee plantas industriales por lo que se puede suponer que el impacto visual que ésta puede producir, en un principio, sea alto. En algunos casos, debido a la presencia de parcelas agrícolas, se puede ver agravado por el contraste que genera con la planta a instalar.

Sin embargo, debido a que se espera que se continúe con la industrialización de la región Lambayeque, el impacto irá disminuyendo con los años.

III. ESTUDIO ECONOMICO

Durante el presente capítulo, se hace una descripción detallada del Balance Económico del proyecto, donde se evalúa la factibilidad económica del mismo. La evaluación económica del presente proyecto obedece a la dinámica seguida por la mayoría de proyectos de Plantas de procesos de industria química. Según esto, se ha considerado dos aspectos importantes como la Estimación de la inversión total y Estimación del costo total de producción, para finalmente determinar la rentabilidad del proyecto.

Para las estimaciones se han usado los índices de Peters & Timmerhaus, que toma en cuenta como base el precio de los equipos principales y auxiliares colocados en la planta. Los costos han sido obtenidos en Matches, institución que tiene actualizada para 2014 los precios de más de 275 equipos usados en la industria química. La actualización se realizó con los índices de costo de plantas de ingeniería química – CEPCI.

Cabe mencionar que los valores obtenidos de la evaluación económica son susceptibles de ser mejorados. En la evaluación económica no se ha considerado la producción de sulfuro de zinc y dióxido de carbono. Estos sub-productos mejorarían substancialmente la economía del proyecto.

6.1. ESTIMACION DE INVERSION TOTAL

La inversión total es el capital necesario para la ejecución del proyecto y se estima en **\$ 12 048 277 dólares.**

La inversión total está constituida por el capital fijo total que asciende **\$ 11 183 328**; y un capital de trabajo u operación estimada en **\$ 864 949.**

6.1.1. CAPITAL FIJO TOTAL

- COSTO FIJO

El costo fijo es de **\$ 11 183 328** y está formado por la suma de los costos directos y los costos indirectos de la planta.

6.1.1.1. COSTO DIRECTO O FÍSICO

EL costo directo es \$ **9 383 712** y está constituido por:

- A.** Costo total del equipo de proceso instalado.
- B.** Costo total del equipo auxiliar de proceso instalado.
- C.** Costo total de tuberías y accesorios.
- D.** Costo total de instrumentación.
- E.** Costo de instalaciones eléctricas.
- F.** Costo de edificios.
- G.** Costo de estructuras.
- H.** Costo del equipo analítico de laboratorio.
- I.** Costo de terreno y mejoras.

6.1.1.2. COSTOS INDIRECTOS

EL costo indirecto es \$ **1 799 616** y está constituido por:

- J.** Costo de ingeniería y supervisión.
- K.** Comisión para contratistas.
- L.** Imprevistos.

A continuación, detallamos los costos directos e indirectos:

A. COSTO DE EQUIPO PRINCIPAL Y AUXILIAR DE PROCESO

La estimación del costo de los equipos se realiza sobre la base de: Capacidad, características de diseño, tipo de material e información disponible sobre precios de los equipos para el año 2014 según la fuente Matches. Actualizado al 2017, el costo total de los equipos principales y auxiliares asciende a **4 800 000** dólares (FOB).

El costo CIF del equipo principal y auxiliar a precios del 2017 asciende a **6 240 000** dólares, y colocado en planta asciende a **6 427 200 dólares**. Con este último valor y utilizando los índices de Peter & Timmerhaus se obtiene los distintos valores para calcular la inversión total del proyecto, que se resume en la Tabla 3.1.

B. COSTO DE INSTALACION DE TODOS LOS EQUIPOS:

Por ser los equipos modulares se considera 10% del costo del equipo puesto en la planta, es decir: **\$ 642 720.**

C. TUBERIAS Y ACCESORIOS

La estimación de costos se realiza teniendo en cuenta dimensiones y material de construcción, incluye el costo de compra y de instalación. Los módulos incluyen sus conexiones. Se considera 8% del costo del equipo total. Llega a **\$ 514 176.**

D. AISLAMIENTO TERMICO

Los equipos recuperadores de calor, reactores, y generadores de frio se consideran su propio aislamiento. Este valor se considera nulo.

E. INSTRUMENTACION Y CONTROL

Este renglón ha sido estimado según los costos unitarios de los principales equipos a usar en automatización de la planta. Las distintas secciones de la fábrica se consideran con control. La planta es semi-automatizada. Se considera 5% del costo total del equipo. El costo es **\$ 321 360.**

F. INSTALACIONES ELECTRICAS

Se estima de acuerdo a las recomendaciones dadas por P & T., siendo el 3 % del costo de compra total del equipo, se obtuvo un valor de **\$ 192 816.**

G. ESTRUCTURAS DE LA PLANTA

El costo de estructuras incluye los costos de cimentación para el área de proceso a precios locales. El costo asciende a **3857** dólares.

H. SERVICIOS

Incluye los gastos de instalaciones de agua, vapor, aire comprimido. En este caso el gasto es mínimo debido a que no hay servicio de vapor, ni aire comprimido. El costo es de **\$ 5786.**

I. TERRENOS Y MEJORAS

El costo del terreno se ha estimado teniendo en cuenta el lugar y ubicación de la planta, comprende los costos de: preparación del terreno, asfaltado, veredas, sardineles y cercado de la planta. El costo considerado es 2% del costo de los equipos y asciende a **\$128 816.**

J. COSTOS DIRECTOS TOTALES

Es la suma del costo del equipo de la planta, más los costos de instalación, control e instrumentación, tubería y accesorios, sistema eléctrico, edificios, mejora de terrenos, servicios. Alcanza un valor de **\$ 9 383 712.**

K. INGENIERIA Y SUPERVISION

Por ser un sistema modular, se considera el 5% del costo total de la planta puesta en la fábrica. El valor asciende a **\$ 321 360.**

L. COSTO DE LA CONSTRUCCION

Se considera 15% del costo total de la planta. Asciende a **\$964 080.**

M. COSTO DE SEGUROS E IMPUESTOS DE LA CONSTRUCCION:

Se considera solo el 2% del costo del todo el equipo. Asciende a **\$ 128 544.**

N. COMISION PARA CONTRATISTAS

Este renglón considera el 2% del costo físico de la planta, **\$ 128 544.**

O. IMPREVISTO

Se ha considerado **\$ 128 544**, con la finalidad de subsanar cualquier eventualidad que demande el gasto y que no se haya considerado dentro del costo de construcción de la planta. Se estima como el 2% del costo total de la planta.

P. COSTOS INDIRECTOS TOTALES

Es la suma de los costos de ingeniería y supervisión, gastos de construcción, seguros e impuestos, honorarios para contratistas y gastos imprevistos. Alcanza la suma de \$ **1 799 616**

Q. INVERSION DE CAPITAL FIJO

Es la suma de los costos directos totales y los costos indirectos totales. Llega a \$ **11 183 328**.

6.1.2. CAPITAL DE PUESTA EN MARCHA O CAPITAL DE TRABAJO

Este renglón abarca los gastos efectuados para realizar pruebas y reajustes del equipo del proceso antes de la operación comercial de la planta. Como período de puesta en marcha se considera que no excederá una semana. Se calculó un capital de **\$864 949**.

Se considera que se va procesar en forma continua, 8000 horas al año.

A. Inventario de materia prima: se considera compra de materia prima e insumos para 1 mes de operación. Alcanza la suma de \$ **1 67 649**

B. Inventario de materia en proceso: se considera como el costo de un día de producción. En promedio asciende a \$ **34 800**.

C. Inventario de producto en almacén: se estima el dinero necesario para tener almacenado producto por una semana. El valor alcanzado es \$ **24 1667**.

D. Cuentas por cobrar: equivale a una semana de ventas. Asciende a \$ **300 000**.

E. Disponibilidad en caja: sirve para pagar salarios, suministros e imprevisto.

Se considera 2 días de producción. Asciende a \$ **120 833**

∴ LA INVERSION TOTAL: es la suma de capital fijo más el capital de trabajo, y alcanza el valor de \$ **12 048 277**.

Tabla 3.1

Plan global de inversiones.

1. ACTIVOS FIJOS				\$11 183 328
1.1.Costos directos				
	Costo de equipos en planta	\$6 427 200	\$9 383 712	
	Costos de instalación	\$642 720		
	Costo de instrumentación y control	\$321 360		
	Costo de tuberías y accesorios	\$514 176		
	Costo de sistema eléctrico	\$192 816		
	Costo de edificios	\$192 816		
	Costo de mejoras de terrenos	\$128 544		
	Costo de servicios	\$964 080		
Total costos directos				
1.2.Costos indirectos				
	Costos de ingeniería y supervisión	\$321 360	\$1 799 616	
	Costo de la construcción	\$964 080		
	Costos de seguros e impuestos a la construcción	\$128 544		
	Costo de honorarios para los contratistas	\$257 088		
	Costo de imprevistos	\$128 544		
Total costos indirectos				
2. CAPITAL DE TRABAJO				
	Inventario de materia prima	\$167 649	\$864 949	
	Inventario de materia prima en proceso	\$34 800		
	Inventario de producto en almacén	\$241 667		
	Cuentas por cobrar	\$300 000		
	Disponibilidad de caja	\$120 833		
Total capital de trabajo				
INVERSIÓN TOTAL DE PROYECTO				\$12 048 277

Nota: Elaboración propia.

6.1.3. ESTIMACIÓN DEL COSTO TOTAL DE PRODUCCIÓN

El costo total de fabricación está constituido por el costo de manufactura y los gastos generales. El costo total anual es de **\$10 522 545**. El resumen de la estima del costo de producción y del costo unitario se muestra en la Tabla 3.2.

6.1.3.1. COSTO DE MANUFACTURA

Este renglón incluye:

- A.** Costo directo de manufactura.
- B.** Costos indirectos.
- C.** Costos fijos.

Detallamos a continuación cada costo:

A. COSTO DIRECTO DE MANUFACTURA

Constituido por los costos de materia prima, mano de obra, supervisión mantenimiento y reparación de la planta, suministros para las operaciones y servicios auxiliares. El costo asciende a **\$8 694 404**.

- MATERIA PRIMA

La materia prima utilizada para la producción de producto incluye los costos del biogás, óxido de zinc, agua de proceso, MEA, catalizador de síntesis, catalizador reacción shift y gas natural para quemadores del reformador. Para la capacidad diseñada el costo total asciende a **\$ 7 505 613**.

- MANO DE OBRA

La operación de la planta requiere de 15 obreros por cada turno de ocho horas. Se considera un sueldo de 500 dólares, 14 sueldos al año. El costo de mano de obra por año asciende a **\$ 315 000**.

- SUPERVISION E INGENIERIA

En este renglón se considera todo el personal comprometido con la supervisión directa de las operaciones de producción de las distintas instalaciones. Se

considera 20% de la mano de obra. el costo de supervisión e ingeniería es de \$ **63 000.**

- **MANTENIMIENTO Y REPARACIONES**

Están comprendidos los gastos que se requieren para mantener la planta en óptimas condiciones de operación, y se estima como el 5% del capital fijo que es \$ **559 166.**

- **AUXILIARES Y SERVICIOS**

Se considera los gastos por conceptos de lubricantes, pintura, materiales de limpieza, agua, energía eléctrica, etc. para su estimación se ha considerado el 15% del costo anual de mantenimiento, cuyo costo es de \$ **83 875.**

- **SUMINISTROS DE OPERACIÓN**

Se considera 30% del costo de mantenimiento y reparación. Cuyo costo es de \$ **167 750.**

B. COSTOS INDIRECTOS DE FABRICACIÓN

Comprende los gastos de laboratorio, cargas a la planilla y los gastos generales de la planta. Ascende a \$ **192 150**

- **CARGAS A LA PLANILLA**

Constituye todos los gastos por concepto de beneficios sociales. Se ha considerado como el 21% (\$ **66 150**) de la suma de los Costos de mano de obra y supervisión.

- **LABORATORIO**

Comprende los costos de los ensayos de laboratorio para el control de las operaciones y el control de calidad del producto, así como también las remuneraciones por supervisión. Costo: 20% del costo de mano de obra. Ascende a \$**6300.**

- **GASTOS GENERALES DE LA PLANTA**

Lo conforman gastos destinados a satisfacer servicios, tales como: asistencia médica, protección de la planta, limpieza, vigilancia, servicios recreacionales, etc. Se ha estimado como el 20% del costo de mano de obra. Ascende a **\$ 63 000.**

C. COSTOS FIJOS DE FABRICACION

Los costos fijos son independientes del volumen de producción de la planta, están formados por la depreciación, impuestos y los seguros. El total asciende a **\$ 1 453 833.**

- DEPRECIACIÓN

El capital sujeto a depreciación es el capital fijo total excluyendo el costo del terreno. Para determinar se ha considerado el 10% del capital fijo **\$ 1 118 333.**

- IMPUESTOS

El pago de impuestos a la propiedad para zonas poco pobladas se considera el 2% del capital fijo total, **\$ 223 667.**

- SEGUROS

Se ha considerado el 1% del capital fijo total, **\$ 111 833**

6.1.3.2. GASTOS GENERALES (VAI)

Comprende los gastos realizados por concepto de: administración, ventas y distribución, investigación y desarrollo. Y se ha tomado como el 6% de las ventas totales, **\$ 182 158.**

A. ADMINISTRACION

Comprende los gastos por derecho de salarios de funcionarios, contadores, secretarias, así como los gastos de gerencia de actividades administrativas. Se estima como el 10% del costo de la mano de obra, supervisión y mantenimiento. Ascende a **\$ 93 717.**

B. VENTAS Y DISTRIBUCIÓN

Incluye los costos por derecho de publicidad para la venta del producto, así como los gastos para la distribución. Se estima como el 10 % del costo fijo de fabricación. Asciende a \$ **72 692**.

C. INVESTIGACIÓN Y DESARROLLO

Este renglón está encaminado a mejorar la calidad, proceso y en general para abaratar los costos de producción. Se estima como el 5% de la mano de obra, \$ **15 750**.

6.1.3.3. COSTO TOTAL DE FABRICACION:

Es igual a la suma del costo de fabricación y los gastos generales (VAI). Asciende a **10 522 545 dólares**.

6.1.3.4. COSTO UNITARIO:

La producción anual 4000 toneladas de hidrogeno, asciende a cuatro millones de kilogramos. Por lo tanto, el costo unitario es de 2.6306 dólares por kilogramo.

6.1.4. BALANCE ECONÓMICO Y RENTABILIDAD

Para el análisis de la rentabilidad del proyecto se considera el precio de venta puesto en la fábrica de \$ 4.50 por kilogramo.

6.1.4.1. RETORNO SOBRE LA INVERSION

- Antes de Impuesto

Se expresa como la relación porcentual entre las utilidades antes de impuestos y de inversión total.

El retorno sobre la inversión antes de los impuestos obtenidos es de **55.88%**, lo que demuestra la factibilidad económica del proyecto.

Tabla 3.2

Costo de manufactura y costo unitario.

1. COSTOS DE MANUFACTURA			
1.1.COSTOS DIRECTOS DE MANUFACTURA			
	Costos de materia prima	\$7 505 613	\$8 694 404
	Costo de mano de obra	\$315 000	
	Costo de supervisión e ingeniería	\$63 000	
	Costo de mantenimiento y reparación	\$559 166	
	Costo de auxiliares y servicios	\$83 875	
	Costo de suministros de operación	\$167 750	
TOTAL COSTOS DIRECTOS			
1.2.COSTOS INDIRECTOS DE MANUFACTURA			
	Costos de planillas	\$66 150	\$192 150
	Costo de laboratorio	\$ 63 000	
	Costos generales de planta	\$ 63 000	
TOTAL COSTOS INDIRECTOS			
1.3.COSTOS FIJOS DE MANUFACTURA			
	Depreciación	\$1 118 333	\$1 453 833 9.
	Impuestos	\$223 667	
	Seguros	\$111 833	
TOTAL DE COSTOS FIJOS			
1.4.GASTOS GENERALES			
	Administración	\$93 717	\$182 158
	Ventas	\$72 692	
	Estudios y proyectos	\$15 750	
TOTAL GASTOS GENERALES			
COSTO TOTAL DE MANUFACTURA			\$10 522 545
2. COSTO UNITARIO			
Producción: 4 000 000 kg/año			\$2.6306/kg

Nota: Elaboración propia.

- **Después del Impuesto.**

Se expresa como la relación porcentual entre las utilidades después de impuestos y de inversión total.

El retorno sobre la inversión después de impuestos obtenidos es de **39.35%**, lo que demuestra nuevamente la factibilidad económica del proyecto (Ver Apéndice).

A. TIEMPO DE RECUPERACIÓN DE LA INVERSIÓN

Es el tiempo expresado en años, en que se recupera la inversión de capital fijo, operando 8000 horas en el año.

El tiempo de repago antes de impuestos es de **1.4016 años** y después de impuestos es de **1.7537 años**.

B. VALOR ACTUAL NETO

Basándose en el año 2015, se ha estimado el valor presente del flujo de dinero de acuerdo a la inversión total, al flujo de dinero después de los impuestos y al capital de operación con una tasa de interés anual del 15% y una vida económica de 5 años. Según esto, el valor actual neto de dinero asciende a **\$2 841 900**.

C. PUNTO DE EQUILIBRIO

Es el nivel de producción, en el cual no se obtiene ni pérdidas ni ganancias. Según los cálculos realizados el punto de equilibrio es **19.6456%** de la capacidad total de la planta.

Tabla 3.3
Estado de pérdidas y ganancias.

ESTADO DE PERDIDAS Y GANANCIAS			
	Producción anual	4 000 000	kg
	Precio de venta por unidad	4.5	\$/kg
	Ingreso neto de ventas anuales	18 000 000	\$
	Costo total de fabricación (producción)	10 522 545	\$
	Utilidad Bruta	7 477 455	\$
	Impuesto a la renta (30 %)	1 725 567	\$
	Utilidad neta	5 751 889	\$
Ingreso neto de ventas anuales = Producción anual * Precio de venta unitario			
Utilidad Bruta = Ingreso Neto de Ventas Anuales - Costo Total de Fabricación			
Utilidad Neta = Utilidad Bruta - Impuesto a la Renta.			

Nota: Elaboración propia.

Tabla 3.4
Análisis Económico.

VALORES CALCULADOS	VALOR	ACEPTABLE
a. Retorno sobre la Inversión antes del pago de impuestos	55.88 %	> 35 %
b. Retorno sobre la Inversión después del pago de impuestos	39.35%	> 12 %
c. Tiempo de recuperación del dinero antes de impuestos	1.40	< 5 años
d. Tiempo de recuperación del dinero después de impuesto	1.75	
e. Punto de equilibrio	19.64%	< 50%

Nota: Elaboración propia.

IV. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

4.1 CONCLUSIONES.

a. De análisis del mercado

Según el estudio de mercado, la demanda proyectada de hidrógeno en base a las importaciones netas de este insumo, corresponde para el 2027 a 4500 toneladas. El mayor consumidor es industria de producción de margarinas que se basan en aceites vegetales hidrogenados. Un mayor consumidor sería las plantas de desulfuración de hidrocarburos, pero no se ha considerado para este proyecto porque sobrepasa los niveles disponibles de materia prima, que en este caso es el biogás.

b. De análisis técnico

Se evaluaron varios procesos que permiten producir hidrogeno a partir de biogás, un insumo que se puede producir por fermentación anaeróbica de excrementos y orinas de ganado vacuno. La disposición de estos residuos limita el tamaño de la planta y por tal motivo se ha considerado un tamaño de 4 000 toneladas de hidrogeno al año, para lo cual se necesitaría un abastecimiento de cerca de 13 510 cabezas de ganado. La ubicación de la planta se hará en el Centro Poblado Invernillo-Pomalca, en la cual existen actualmente 1 800 cabezas de ganado, ganado para suplir, la cantidad requerida de materia, se complementara con el tratamiento de residuos alimenticios. Que luego del cálculo realizado resulta ser necesario 129 768 kg de residuos por día y así asegurar el abastecimiento para la futura planta de hidrógeno.

El proceso tiene cuatro partes principales: desulfuración del biogás, reformación con vapor para obtener gas de síntesis, reactor shift, y separación del dióxido de carbono con MMA.

c. De análisis Financiero.

La factibilidad económica de la planta se interpreta con los siguientes indicadores:

- La inversión total para la instalación de la planta de envasado de agua de coso asciende a \$ 12 048 277.
- Punto Equilibrio del proyecto 19.64%.
- Tiempo de recuperación de la inversión es de 1.4016 años antes de impuestos y 1.7537 años después de impuestos.

- La tasa de retorno sobre la inversión es de 39.35 % después de los impuestos.
- El costo por kilogramos de hidrogeno es de \$ 2.63.
- El precio de venta por kilogramo es \$ 4.508 colocado en fábrica
- En la evaluación económica no se ha considerado la producción sulfuro de zinc y dióxido de carbono de alta pureza.

d. De análisis Ambiental.

El presente estudio de impacto ambiental se ha elaborado de acuerdo a las actividades que se realizarán durante su ejecución y se ajusten a las leyes y normas ambientales que aplican al proyecto. Los residuos obtenidos son productos valiosos. Por un lado, se obtiene sulfuro de zinc como sólido. El otro residuo importante es el dióxido de carbono de alta pureza, la cual se puede purificar más y venderse envasado.

La tecnología a ser empleada en la implementación de este estudio, el impacto negativo que podría producirse es mínimo y debería considerarse que los efectos son positivos por tratarse de una actividad que aprovecha una materia prima renovable como es el biogás.

4.2 RECOMENDACIONES.

- Se recomienda instalar la planta de hidrogeno a partir de biogás que se produciría por fermentación anaeróbica del ganado vacuno disponible en el Centro Poblado Invernillo-Pomalca
- Se recomienda determinar la disposición y uso del sulfuro de zinc producido.
- Se recomienda realizar una mayor purificación al dióxido de carbono producido y envasarlo para su venta.
- Se recomienda cumplir con las recomendaciones y legislación peruana en materia de seguridad y salud ocupacional para las instalaciones y operaciones de la planta para mantener muy bajos los niveles incidentes y accidentes hacia los colaboradores.
- Se recomienda estudiar la disponibilidad de otros residuos animales y vegetales que puedan ser fermentados anaeróbicamente y producir más biogás y por lo tanto más hidrogeno.

REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS

- Acevedo, C. S. (25 de febrero de 2015). *Researchgate*. Obtenido de https://www.researchgate.net/publication/270891720_Biogas_a_Partir_de_Residuos_Organicos_y_su_Apuesta_Como_Combustibles_de_Segunda_Generacion_En_Colombia_Revista_Ingenium_ISSN_0124-7492_Ed_Universidad_de_San_Buenaventura_Bogota_V14_No28_p_6-_15_2013_
- Briseño, A. (2017). Producción de biogas a través de la gestión de residuos sólidos y semisólidos. hacia una planta centralizada de biogas para la generación de energía. (tesis de maestría). Centro de Investigación y Desarrollo Tecnológico en electroquímica, S.C.
- Compañía Peruana de estudios de mercado y opinión pública. (2015). *CPI*. Obtenido de Consumo de productos en los hogares de Lima metropolitana: https://cpi.pe/images/upload/paginaweb/archivo/23/200806_Productos_Hogar_21lineas.pdf
- CPI (2015). Consumo de productos en los hogares de Lima Metropolitana – según categorías y líneas de producto. Compañía peruana de estudios de mercado y opinión pública S.A.C., Lima, Perú.
- Danish technological institute. (Diciembre de 2014). *Teknologisk*. Obtenido de <https://www.teknologisk.dk/>
- Diana, L. (21 de noviembre de 2017). *scribd*. Obtenido de <https://es.scribd.com/document/365096820/Hidrogeno>
- Dillich, S., Ramsden, T., Melina, M. (2017). Hydrogen Production Cost Using Low-Cost Natural Gas. DOE Hydrogen and Fuel Cells Program Record. Department of Energy, United States of America.
- EDUCA MADRID ORG. (s.f.). *EDUCA MADRID*. Obtenido de ABUNDANCIA DE HIDROGENO: <http://herramientas.educa.madrid.org/tabla/2abundancia/H2.html>
- EDUCA MADRID ORG. (s.f.). *EDUCA MADRID*. Obtenido de PROPIEDADES DEL HIDROGENO: http://herramientas.educa.madrid.org/tabla/4propiedades/4_1.html
- Erenovable. (19 de Enero de 2015). *Erenovable*. Obtenido de <https://erenovable.com/biogas-el-gas-combustible-alternativo/>
- INEI. (02 de 07 de 2018). *CanalN*. Obtenido de <https://canaln.pe/actualidad/inei-inflacion-peru-fue-035-junio-y-108-primer-semester-n328409>

- Instituto Nacional de Tecnologías Educativas. (s.f.). *FICUS PNTIC*. Obtenido de <http://ficus.pntic.mec.es/mprp0010/1.html>
- J. Boutas, J. D. (2005). *Aecientíficos*. Obtenido de La economía del hidrogeno: <http://www.aecientificos.es/empresas/aecientificos/documentos/LAECONOMIA DELHIDROGENO.pdf>
- Lenntech. (2017). *Lenntech*. Obtenido de <https://www.lenntech.es/periodica/elementos/h.htm>
- Mobius. (29 de Mayo de 2017). *Mobius*. Obtenido de <http://mobius.net.co/que-es-el-biogas/>
- Pasquevich, D. (2004). Tecnología del Hidrógeno. Petrotecnia. Centro Atómico Bariloche. Argentina.
- Perry, R. y Green, D. (2001). Manual del Ingeniero Químico. Séptima Edición. Mc Graw Hill. Impreso en España.
- Severiche, S. y Acevedo, B. (2013). Biogás a partir de residuos orgánicos y su apuesta como combustibles de segunda generación. *Ingenium*, Revista de la Facultad de Ingeniería, Año 14, N°28. Pp. 6-15. Colombia.
- Susaeta, F. L. (2013). *REPOSITORIO UCHILE*. Obtenido de Analisis de la factibilidad tecnica de generacion de biogas a partir de purines: <http://repositorio.uchile.cl/bitstream/handle/2250/131621/Analisis-de-factibilidad-tecnica-y-economica-de-la-generacion-de-biogas-a-partir-de-purines-mediante-biodigestores-anaerobios.pdf?sequence=1>
- Universidad de Sevilla. (octubre de 2009). *Aprovechamiento de recursos energéticos renovables no integrables en la red eléctrica: El caso de la producción de hidrogeno*. Obtenido de <http://bibing.us.es/proyectos/abreproy/30127/fichero/Cap%C3%ADtulo+2+-+Producci%C3%B3n+de+Hidr%C3%B3geno.pdf>
- Unrobotica. (2018). *unrobotica*. Obtenido de <http://www.unrobotica.com/hidrogeno/hidrogeno.htm>
- WIKIPEDIA, C. d. (20 de NOVIEMBRE de 2018). *Wikipedia, La enciclopedia libre*. Obtenido de https://es.wikipedia.org/w/index.php?title=Abundancia_de_los_elementos_qu%C3%ADmicos&oldid=112150129.
- Varnero, M. (2011). Manual de Biogás. MINENERGIA/PNUD/FAO/GEF. Proyecto CHI/00/G32, “Chile: Remoción de Barreras para la Electrificación Rural con Energías Renovables”. Chile.
- Xuletas. (30 de Diciembre de 2015). *Xuletas*. Obtenido de <https://www.xuletas.es/ficha/oxoclorato-hidrogeno/>

APENDICE

APENDICE 1

PRECIO Y REQUERIMIENTO DE BIOGÁS PARA EL PROYECTO

Precio del biogás:

1.00 dólares por cada 1000 pie³

Densidad: 0.85 a 0.93 kg/m³, se considera para el cálculo 0.90 kg/m³

Equivalente a 1000 pie³ = 28.3168 m³

Calculando:

$(1/1000) \times (1000/28.3168) \times (1/0.90) \times 1000 = 39.24$ dólares/ton

Rendimiento de biogás:

0.04 a 0.06 m³/kg de estiércol

Tomando un promedio de 0.05 m³/kg,

$0.05 \times 1.25 = 0.0625$ kg de biogás por kg de estiércol, o también

62.5 kg de biogás por tonelada de estiércol

Producción total en un año: 4000 toneladas de hidrogeno

Biogás requerido: 500 kg de hidrogeno requiere 1232.797 kg de biogás

Entonces: $(4000 \times 1232.797)/0.5 = 9\ 862\ 376$ kg biogas

Estiércol requerido: $= 9\ 862\ 376 / 62.5 = 157\ 798.016$ ton estiercol/año

Estiércol requerido: 432.32 ton estiércol/día = 432 320 kg estiercol/día

Vaca lechera produce 8% de su peso en vivo diariamente en estiércol y orina.

Peso promedio de vaca lechera: 400 kg

Estiércol por vaca: $400 \times 0.08 = 32$ kg diario

Número de cabezas de ganado: $432\ 320 / 32 = 13\ 510$ cabezas

En el Centro Poblado Invernillo-Pomalca, existen actualmente 1 800 cabezas.

Se concluye que el proyecto necesita, una producción adicional de biogás, para suplir, la cantidad requerida de materia y así asegurar el abastecimiento para la futura planta de hidrógeno, se complementará con el tratamiento de residuos alimenticios:

Solidos volátiles totales ganado vacuno: 8.72%

Solidos volátiles totales residuos alimenticios: 25.18% (Briseño, 2017).

Ganado faltante: $13510 - 1800 = 11\,710$ cabezas de ganado

Equivalente en kg de estiércol: $11\,710 \times 32 = 374\,720$ kg por día

Equivalente en kg de residuos alimenticios:

$$374\,710 \times (8.72/25.18) = 129\,768 \text{ kg de residuos por día.}$$

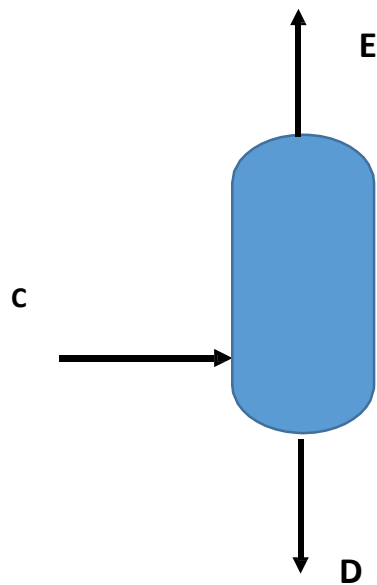
Se recomienda biodigestores rápidos como UASB.

APENDICE 2

BALANCE DE MATERIA DEL PROCESO PARA LA OBTENCIÓN DE HIDROGENO A PARTIR DE BIOGAS

Base de cálculo: 1 hora de proceso

❖ Balance en el separador (S):



Balance General:

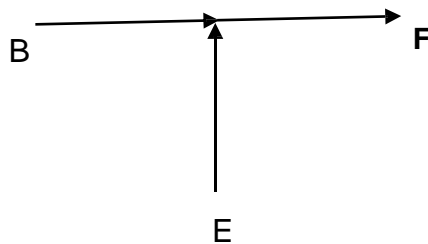
$$Q = Q + Q$$

$$1\,320.90 = 105.51 + Q$$

$$Q = 1\,215.38$$

$$Q\,Q\,Q/h$$

❖ Balance en el Punto de Mezclado: B – E – F:



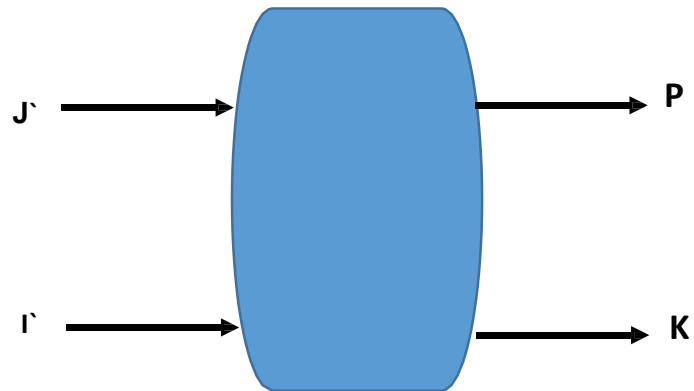
Como ya tenemos las corrientes B y E con el total de todas sus composiciones, se calcula la corriente F:

$$\checkmark \quad F = B + E$$

$$F = 2\,226 \text{ Kg} + 1\,215.38 \text{ Kg}$$

$$F = 3\,441.38 \text{ Kg}$$

❖ Balance en el absorbedor (AB):



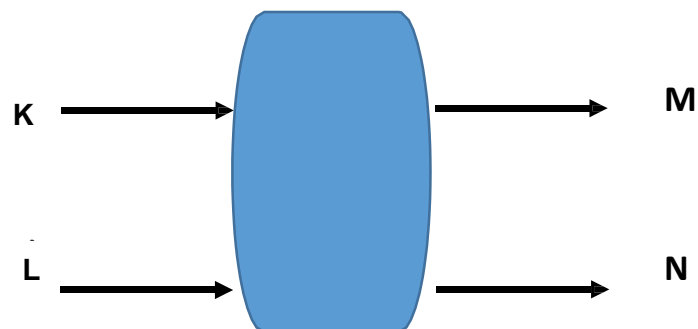
Balance General:

$$\Gamma + J = P + \text{?}$$

$$3\,421.813 + 21\,130.827 = P + 24\,052.636$$

$$P = 500 \text{ ?/h}$$

❖ Balance en el desorbedor (D):



Balance General:

$$K + L = \text{?} + \text{?}$$

$$24\,052.636 + 3\,000 = \text{?} + 6\,022.031$$

$$\text{?} = 21\,030.326 \text{ ?/h}$$

BALANCE DE MASA

CHEMCAD 6.1.3

Page 1

Job Name: H₂ DE BIOGAS

Stream No.	A	B	B'	C
Temp C	30.00	29.44	370.00	410
Pres bar	1.30	13.79	13.65	2.2
Enth MJ/h	-7588.617		-35301.	-28469 -14605.
Total kmol/h	68.89	123.56	123.56	190.29
Total kg/h	1320.906	2206.00	2206.00	1320.906
Flowrates in kg/h				
Hydrogen	0.00	0.00	0.00	0.00
Methane	998.66	0.00	0.00	998.66
Carbon Dioxide	197.153		0.00	197.153 197.153
Carbon Monoxide	0.00		0.00	0.00 0.00
Hydrogen Sulfide	36.984		0.00	0.00 0.00
Water	0.00	2226.00	2206.00	19.580
Monomethylamine	0.00		0.00	0.00 0.00
Zinc oxide	88.109		0.00	0.00 0.00
Zinc sulfide	0.00	0.00	0.00	105.513
Air	0.00	0.00	0.00	0.00

Job Name: H₂ DE BIOGAS

Stream No.	D	E	F
Temp C	410	410	245
Pres bar	2.2	2.2	20.68
Enth MJ/h	-5823.	-9748.	34903.
Total kmol/h	123.56	123.56	190.29
Total kg/h	105.513	1215.393	3421.813
Flowrates in kg/h			
Hydrogen	0.00	0.00	0.00
Methane	0.00	998.66	998.66
Carbon Dioxide	0.00	197.143	197.153
Carbon Monoxide	0.00	0.00	0.00
Hydrogen Sulfide	0.00	0.00	0.00
Water	0.00	19.580	2226.00

Monomethylamine	0.00	0.00	0.00	
Zinc oxide	0.00	0.00	0.00	
Zinc sulfide	105.513	0.00	0.00	
Air	0.00	0.00	0.00	
Stream No.	F'	G	G'	H
Temp C	520.00	870.0000	354.0000	442.2
Pres bar	20.61	20.6140	20.51	20.44
Enth MJ/h	-32555.	-16037.	-21503.	-21503.
Total kmol/h	190.2924	314.7903	314.7903	314.7903
Total kg/h	3421.813	3421.813	3421.813	3421.813
Flowrates in kg/h				
Hydrogen	0.0000	439.1851	439.1851	487.8091
Methane	998.6600	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Dioxide	197.1530	1566.9413	1566.9413	2628.5273
Carbon Monoxide	0.0000	871.7967	871.7967	196.1543
Hydrogen Sulfide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Water	2226.0000	543.8775	543.8775	109.3292
Monomethylamine	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Zinc oxide		0.00	0.00	0.00
Zinc sulfide	0.00		0.00	0.00
Air		0.00	0.00	0.00

CHEMCAD 6.1.3

Page 2

Job Name: H₂ DE BIOGAS

Stream No.	H'	I	I'	J
Temp C	222.0000	245.3	21.11	9.4
Pres bar	20.338	20.2347	20.2347	5.5158
Enth MJ/h	-23790.	-23790.	-26051.	-34516.
Total kmol/h	314.790	314.79	314.7903	680.3886
Total kg/h	3421.813	3421.813	3421.813	17109.065
Flowrates in kg/h				
Hydrogen	487.809	500.00	500.00	0.0000
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Dioxide	2628.527	2894.814	2894.8141	0.0000
Carbon Monoxide	196.154	26.677	26.6770	0.0000
Hydrogen Sulfide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Water	109.329	0.3277	0.3277	0.0000
Monomethylamine	0.0000	0.0000	0.0000	17109.065
Zinc oxide		0.0000	0.0000	0.00

Zinc sulfide	0.0000	0.0000	0.0000	0.00
Air	0.0000	0.0000	0.0000	0.00

Stream No.	J'	P	K	I''
Temp C	8.7	7.6	8.8	63.6
Pres bar	31.7159	28.9580	28.9580	30.3369
Enth MJ/h	-34417.	-1977.1	-58079.	-25639.
Total kmol/h	680.3886	248.0465	734.7862	314.7903
Total kg/h	21130.8274	500.00	24052.636	3421.8249
Flowrates in kg/h				
Hydrogen	0.0000	500.00	0.00	500.00
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Dioxide	0.0000	0.000	2894.814	2894.814
Carbon Monoxide	0.0000	0.000	26.677	26.6770
Hydrogen Sulfide	0.00	0.00	0.00	0.00
Water	0.0000	0.0000	0.00	0.0
Monomethylamine	21130.8274	0.000	21130.8274	0.0000
Zinc oxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Zinc sulfide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Air	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Stream No.	L	M	N	O
Temp C	30.0	25.0	25.0	6.5
Pres bar	15.00	1.5	1.5	8.5
Enth MJ/h	-26692.	-11523	-15725.	-16.67
Total kmol/h	103.623	172.7364	680.0493	0.3394
Total kg/h	3000.00	6022.031	21120.29	10.54
Flowrates in kg/h				
Hydrogen	0.0000	0.0	0.00	0.00
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Dioxide	0.0000	2894.814	2894.814	0.00
Carbon Monoxide	0.0000	26.677	26.677	0.00
Hydrogen Sulfide	0.00	0.00	0.00	0.00
Water	0.0000	0.0000	0.00	0.0
Monomethylamine	0.0000	10.54	21120.2874	10.54
Zinc oxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Zinc sulfide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Air	3000.00	3000.00	0.00	0.00

DISEÑO DE EQUIPO PRINCIPAL

REFORMADOR

Cálculo del volumen del reactor (HR-1)

➤ Cálculo del flujo volumétrico

Z: 1
n: 314.790 kmol/h
R: 0.08206 atm.L/mol.K
T: 1 123 K
P: 20.61 bar

➤ Cálculo del número de tubos reformadores

Ntubos: 480 tubos.

➤ Cálculo de la masa del catalizador

ρ : 94.186 lb/ft³
 V_{tLC} : 0.702 ft³

$$m_{catalizador} = V_{TLC} * \rho_{Lc}$$

mcatalizador: 32 870.64 lb

Cálculo del espesor del reactor

➤ Cálculo del espesor de la pared lateral

Poper.: 435 psi

Pdisp: 522 psi

R: 2.0000976

T oper: 1 562 °F

Tdiseño: 1 612 °F

S: 1 652.84 psi

E: 0.85

e: 1.0188 in

$$e = \frac{PR}{(SE - 0.6P)} + C$$

e nomin: 0.50 in

➤ **Cálculo del espesor de los cabezales**

Pdis.: 522 psi

Dint: 4.00019 in

Tdiseño: 1612 °F

S: 1 652.84 psi

e: 1.2937 in

$$e = D\sqrt{0.3P/S} + \frac{1}{16}$$

enomin: 0.75 in

➤ **Cálculo de las dimensiones externas del reactor**

H total: 32.00 pies

L ext: 24.00 pies

Ancho: 10.00 pies

➤ **Cálculo de las dimensiones de los acoplamientos**

A la salida del tubo reformador

PM prom: 0.283 g/mol

P: 27.56 atm

T: 1 123 °K

Dens: 0.17 lb/ft³

Q tubo: 0.0044595 ft³/s

Di: 0.272 in

$$D_i = 3.9 * Q^{0.45} * \rho^{0.13}$$

Di nom: 2.5 in

A la entrada del reformador

PM prom: 17.93 g/mol

P: 29.6 atm

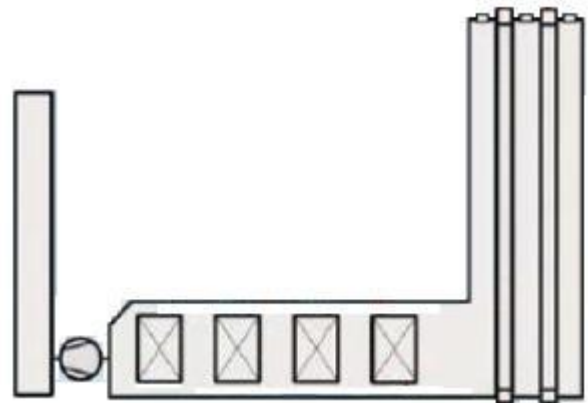
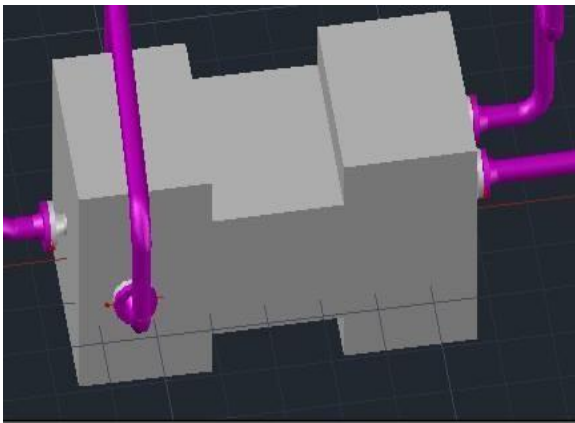
T: 793.1 °K

Dens.: 0.509229 lb/ft³

Qtubo: 0.7543 ft³/s

Di : 3.1467 in

Di nom: 3.5 in



Total, de filas de tubos: $480/40 = 12$ filas

A razón de 8 quemadores por fila: $12 \times 8 = 72$ quemadores.

CONVERTIDOR SHIFT

Densidad del Syngas (D): 6.80 kg/m³

Flujo másico del Syngas (D): 627.93 Kg/h

Flujo volumétrico de Syngas: 92.34 m³/h

Flujo másico de vapor de agua (E): 288.35 Kg/h

Densidad del Agua (360°C) (E): 133.70 Kg/m³

Flujo volumétrico de vapor de agua: 2.16 m³/h

Reactor:

Si: altura = 2D

$$D = h$$

Entonces: $V = \frac{\pi D^2 h}{4} = 2.63 \text{ m}^3$

Diámetro del reactor WGS: 1.28 m = 4.2 pies = 50.4 pulg

Altura del reactor WGS (+20%): 3.072 m

Altura de tubos: 1.28 x 2 = 2.56 m

Diámetro de tubos del lecho fijo: 2.0 pulg

Empleando la fórmula de diámetro de casco (Perry's Chemical engineers' Handbook, 8th edition, 11-43.

Para arreglo cuadrado:

Asumiendo 280 tubos

$$N_t = 593.6 + 33.52C + .3782C^2 - .0012C^3 + .0001C^4$$

Despejando C = -10.742

Pero C = (D/d) - 36

D: diámetro del casco

d: diámetro externo del tubo (2 pulg)

Despejando D = 50.517 pulg

Este valor se asemeja al primer valor supuesto de 50.4 pulg

Entonces se acepta:

Diámetro definitivo: 50.517 pulg = 1.283 metros

Altura de los tubos: 1.283 x 2 = 2.566 metros = 101.023 pulg

Altura total: 2.566 x 1.2 = 3.080 m

Peso de catalizador:

Catalizador: basado en cobre (5.5 % en peso de Cu y 9.0% CeO₂),

Volumen disponible de un tubo:

$$((3.1416 \times 2^2)/4) \times 101.023 = 317.37 \text{ pulg}^3$$

Volumen disponible del paquete de tubos:

$$317.37 \times 280 = 88865 \text{ pulg}^3 = 1.4562 \text{ m}^3$$

$$\text{Volumen de catalizador: } 0.58 \times 1.4562 = 0.844 \text{ m}^3$$

$$\text{Peso de catalizador: } 0.844 \text{ m}^3 \times 1930 \text{ kg/m}^3 = 1630 \text{ kg}$$

CALCULO DEL ESPESOR DE LAS PAREDES DEL REACTOR WGS (CILINDRICO)

Presion (Bar) :	33 bar	Presión ope.:	485 Psi
Temperatura (°C):	360 °C	Presión dis.:	582 Psi
Factor a Psi :	14.5 Psi	Temp. ope.:	680 °F
Factor a Pdediseño:	1.2		

D: 39.8 pulg

S: 13 187 tabla 18.4 Walas

Radio int: 19.9 pulg

E: 0.85 Soldadura

$$e = \frac{P \times D}{2(S - P)} = 0.47 \text{ pulg}$$

Se tomará un espesor de 0.5"

CALCULO DE LOS ACOPLAMIENTOS DE ENTRADA Y SALIDA DEL REACTOR WGS

CALCULO DEL ACOPLAMIENTO DE ALIMENTACION - SYNGAS - CORRIENTE (D)

Flujo masico de Syngas:	627.93 Kg/h
Flujo masico de Syngas:	1384.35 lb/h
Densidad del Syngas:	6.80 kg/m ³
Densidad del Syngas:	0.42 lb/ft ³

$$Q = 0.91 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$Q_t = Q \times \frac{4}{\pi} \times \frac{1}{D^2} = 0.0001 \text{ ft}^2/\text{s}$$

Diámetro: 4" (Diámetro nominal)

CALCULO DEL ACOPLAMIENTO DE ALIMENTACION - H2O(v) - CORRIENTE (E)

Flujo masico del H2O(v):	288.35 Kg/h
Flujo masico del H2O(v):	635.70 lb/h
Densidad del H2O(v):	133.70 kg/m ³
Densidad del H2O(v):	8.35 lb/ft ³

$$Q: 0.02 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$Q_t = Q \times \frac{4}{\pi} \times \frac{1}{D^2} = 0.0001 \text{ ft}^2/\text{s}$$

Diámetro: 1" (diámetro nominal)

CALCULO DEL ACOPLAMIENTO DE LA SALIDA - SYNGAS - CORRIENTE (F)

Flujo masico de Syngas: 1380.79 Kg/h
 Flujo masico de Syngas: 3044.13 lb/h
 Densidad del Syngas: 4.20 kg/m³
 Densidad del Syngas: 0.26 lb/pie³

Q: 3.23 pie³/s

$$Q_t = Q \times \text{Conversion Factor} = \text{Result}$$

Diámetro: 6" (diámetro nominal)

ABSORBEDOR CO₂

Entrada de gas:

Hidrogeno: 500 kg/hr

Dióxido de carbono: 2 894.814 kg/hr

Monoxido de carbono: 26.677 kg/hr

Agua (vapor): 0.328 kg/hr

Entrada de MMA – monometilamina: 21 130.827 kg/hr

Datos de equilibrio:

CO ₂	
% peso en solución	Presión parcial mmHg
0	0
0.058	5.6
0.06	12.8
0.062	29
0.064	56
0.066	100
0.068	140
0.07	155
0.072	160

Alimentación total de gas: 3 511.819 kg/hr

Recuperación teórica de CO₂: 100%

Presión parcial del CO₂ en la alimentación: 253.1 mm Hg

Presión parcial del CO₂ para una recuperación del 100%: 2.5 mm Hg

Pendiente de la línea de equilibrio:

A partir de los datos:

Presión parcial a 1% en peso CO₂: 250 mm Hg

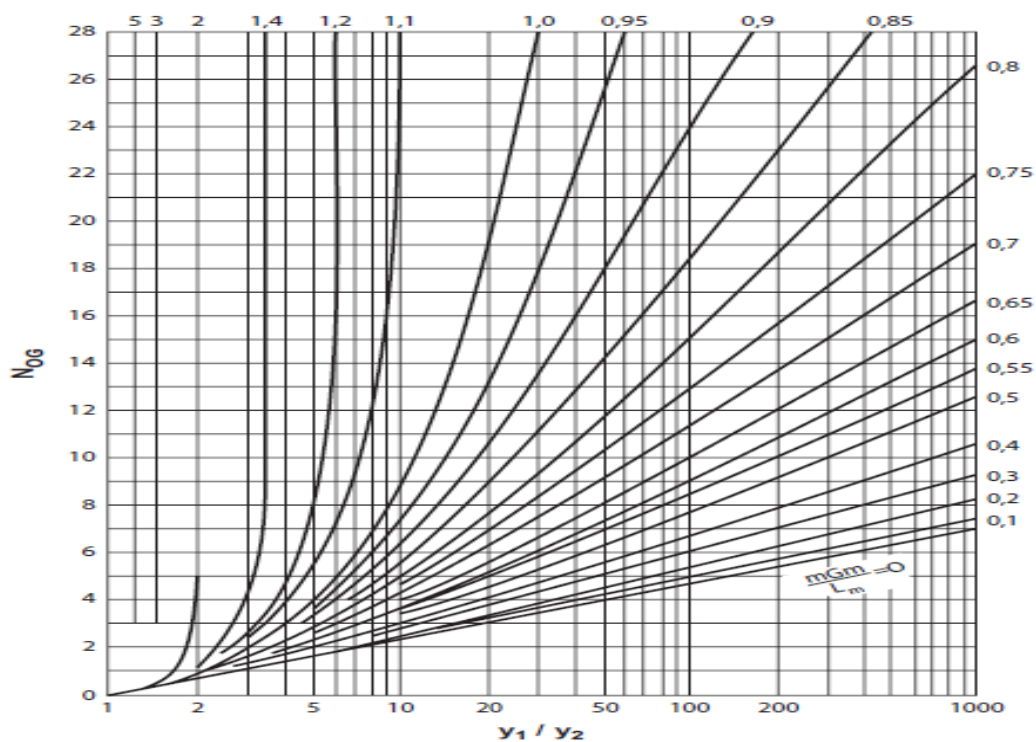
Fracción molar en el vapor: 0.329

Fracción molar en el líquido: 0.014

m: 23.8

$$\frac{y_1}{y_2} = \frac{y_1}{y_2} = \frac{100}{y_2}$$

Determinación del Número de etapas:



$$\frac{y_1}{y_2} = 0.3$$

$$y_1 = 5$$

$$\frac{y_1}{y_2} = 0.1$$

$$0_{??} = 5 \text{ } ??a??a?$$

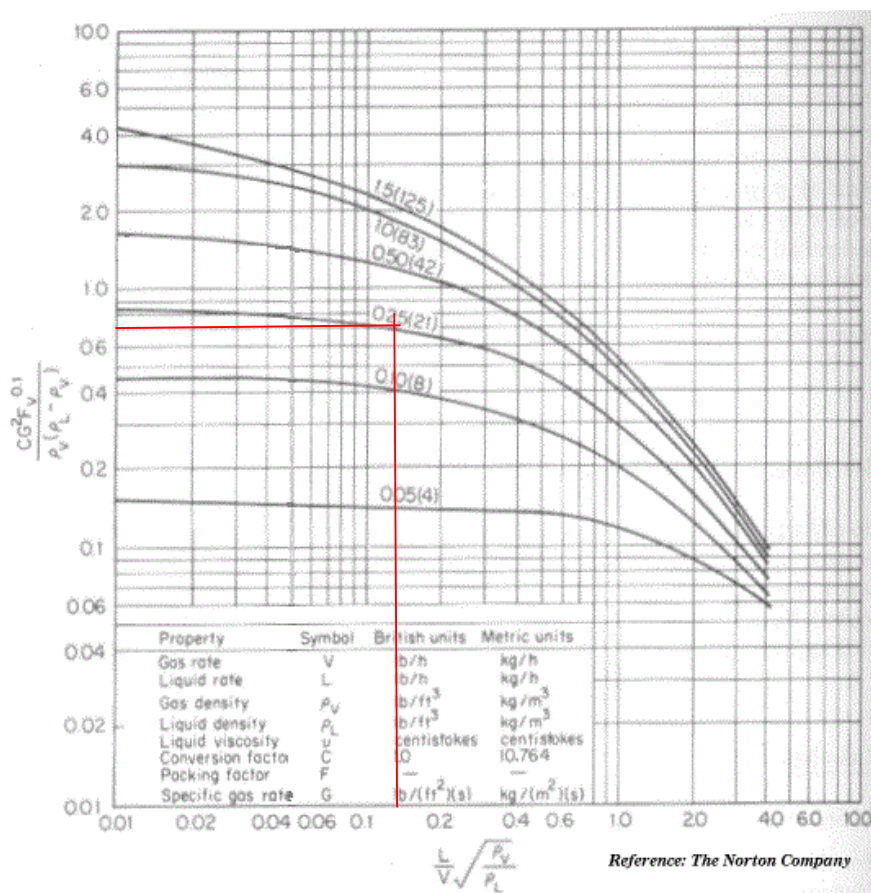
Propiedades físicas:

	Gas	MEA (líquido)
Caudal (kg/hr)	3 511.819	21 130.827
Densidad (lb/pie ³)	0.03	64.2
Peso molecular	11	61
Viscosidad (cp)		18.58

Tipo de empaque: Pall Ring Plastic (25,4 mm = 1 pulg)

Factor: 52 (Tabla)

$$\frac{2}{V} * \sqrt{\frac{2}{L}} = 0.007$$



En la gráfica se lee en el eje vertical: 0.7

Con G: 0.13 lb/pie².s

Área de sección transversal:

$$A = \frac{V}{G}$$

$$A = 4.3 \text{ pie}^2$$

Diámetro:

$$D = \sqrt{\frac{4 * A}{\pi}} = 2.3 \text{ pie} = 0.71 \text{ m}$$

Table 2-14 HETP and Tray Efficiency Ranges for CO₂ Removal Plants Operating on Hydrogen or Synthesis Gas			
	Service	Type of Packing	Typical HETP Ranges, ft
HETPs	Absorber	1½-in. high eff. rings	10
	Absorber	2-in. high eff. rings	12
	Absorber	Saddle packing	10–16
	Stripper	1½-in. high eff. rings	2–3
	Stripper	2-in. high eff. rings	3–4
	Stripper	Saddle packing	3–6
Tray Efficiencies	Absorber		15–30%
	Stripper Column		<70%
<i>Source: Gagliardi et al., 1989</i>			

Para empaque, Pall Ring Plastic, 1 pulg

Altura equivalente para cada plato (HETP): 3 pies = 1 m

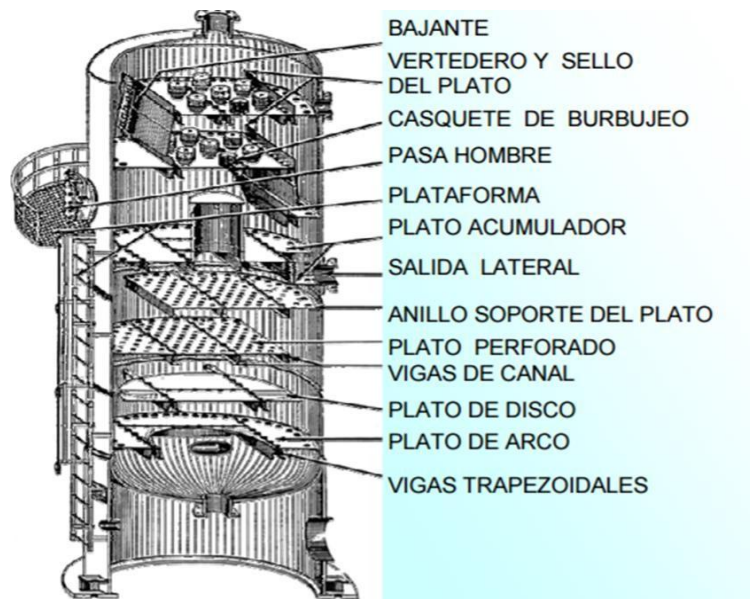
Platos teóricos: 5

Altura neta de la columna (H): 5 metros

Para el fondo: 2 pies

Para el domo: 7pies

Total: 8 metros.



DESORBEDOR

Alimentación al desorbedor:

Dióxido de carbono: 2 894.814 kg/hr

Monóxido de carbono: 26.677 kg/hr

Agua: 0.3277 kg/hr

MMA – monometilamina: 21 130.827 kg/hr

Datos de equilibrio:

CO ₂	
% peso en solución	Presión parcial mmHg
0	0
0.058	5.6
0.06	12.8
0.062	29
0.064	56
0.066	100
0.068	140
0.07	155
0.072	160

Alimentación total de MEA: 21 130.827 kg/hr

Recuperación teórica de CO₂: 100%

Presión parcial del CO₂ en la alimentación: 539.3 mm Hg

Presión parcial del CO₂ para una recuperación del 100%: 5.4 mm Hg

Pendiente de la línea de equilibrio:

A partir de los datos:

Presión parcial a 1% en peso CO₂: 539 mm Hg

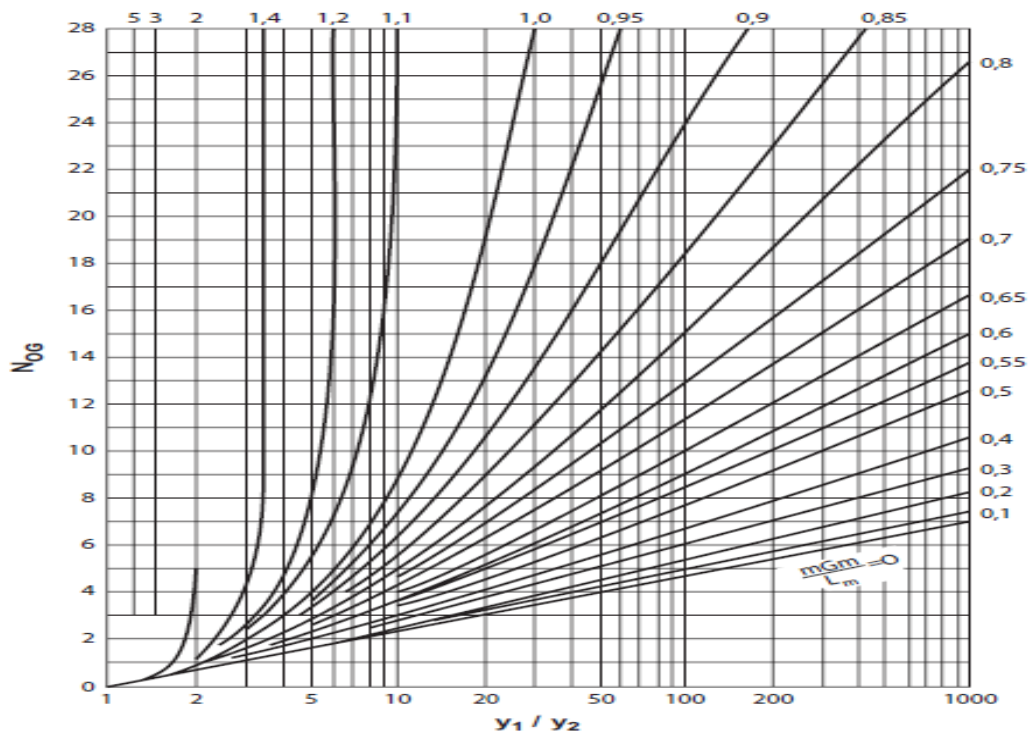
Fracción molar en el vapor: 0.7092

Fracción molar en el líquido: 0.0138

m: 51.4

$$\frac{y_1}{y_2} = \frac{100}{x_2}$$

Determinación del Número de etapas:



$$\frac{y_1}{y_2} = 0.05$$

$$Nog = 3$$

$$Nog = 3 \text{ (total stages)}$$

Propiedades físicas:

	aire	MEA (líquido)
Caudal (kg/hr)	3 000	21 130.8274
Densidad (lb/pie ³)	0.07	64.2
Peso molecular	29	61
Viscosidad (cp)		18.58

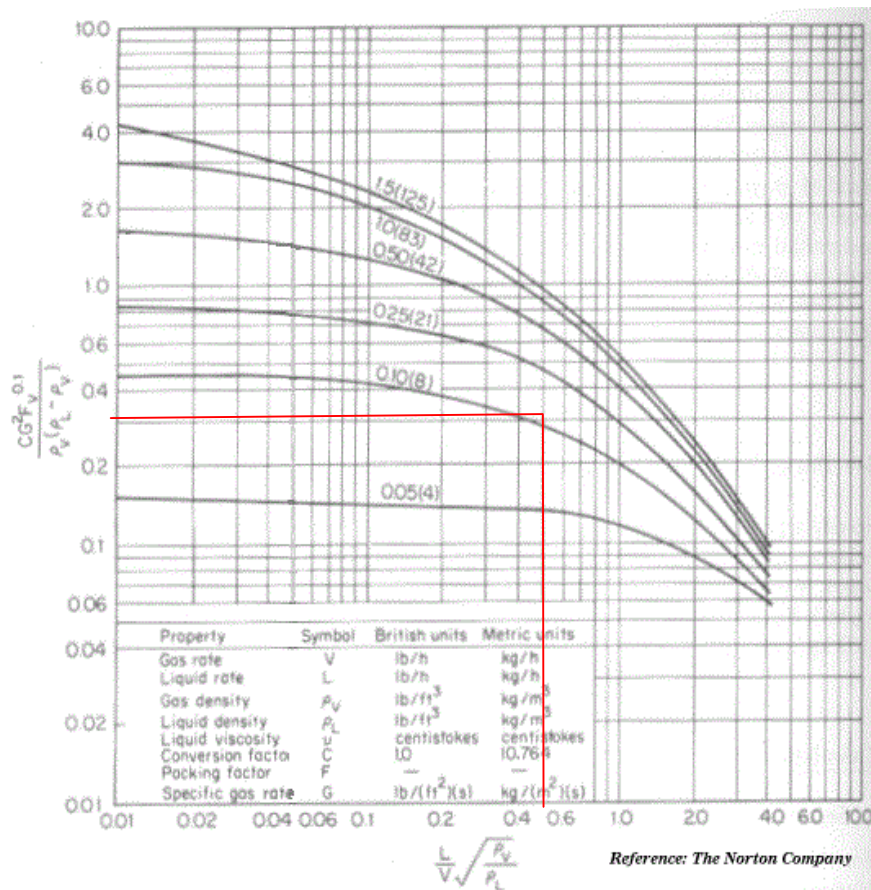
Tipo de empaque: Pall Ring Plastic (6.35 mm = 0.25 pulg)

Packing Factors for Column Packings

Packing Type	Material	Nominal Packing Size, in										
		1/4	3/8	1/2	5/8	3/4	1	1 1/4	1 1/2	2	3	3 1/2
Hy-Pak	Metal						43			18		15
Super Intalox Saddles	Ceramic						60			30		
Super Intalox Saddles	Plastic						33			21		16
Pall Rings	Plastic				97		52		40	24	22	16
Pall Rings	Metal				70		48		33	20	37	16
Intalox Saddles	Ceramic	725	330	200		145	92		52	40		
Raschig Rings	Ceramic	1600	1000	580	380	255	155	125	95	65	32	
Raschig Rings	Metal, 1/32 in	700	390	300	170	155	115					
Raschig Rings	Metal, 1/16 in			410	290	220	137	110	83	57		
Berl Saddles	Ceramic	900		240		170	110		65	45		
Tellerettes	Plastic						38			19		
Mas Pac	Plastic									32		20
Quartz Rock										160		
Cross Partition	Ceramic										80	
Flexipac	Metal						33			22		16
Interlox	Metal						41			27		18
Chempak	Metal						29					

Factor: 1600 (Tabla)

$$\frac{K_1}{V} * \sqrt{\frac{K_2}{K_L}} = 1.147$$



$$\frac{C * G^2 * F * v^{0.1}}{\rho_v * (\rho_L - \rho_v)}$$

En la gráfica se lee en el eje vertical: 0.3

Con G: 0.03 lb/pie².s

Área de sección transversal:

$$A = \frac{V}{G}$$

$$A = 3.1 \text{ pie}^2$$

Diámetro:

$$D = \sqrt{\frac{4 * A}{\pi}} = 1.98 \text{ pie} = 0.6 \text{ m}$$

Table 2-14 HETP and Tray Efficiency Ranges for CO₂ Removal Plants Operating on Hydrogen or Synthesis Gas			
	Service	Type of Packing	Typical HETP Ranges, ft
HETPs	Absorber	1½-in. high eff. rings	10
	Absorber	2-in. high eff. rings	12
	Absorber	Saddle packing	10–16
	Stripper	1½-in. high eff. rings	2–3
	Stripper	2-in. high eff. rings	3–4
	Stripper	Saddle packing	3–6
Tray Efficiencies	Absorber		15–30%
	Stripper Column		<70%
<i>Source: Gagliardi et al., 1989</i>			

Para empaque, Pall Ring Plastic, 0.25 pulg

Altura equivalente para cada plato (HETP): 4.5 pies = 1 m

Platos teóricos: 3

Altura neta de la columna (H): 4 metros

Para el fondo: 2 pies

Para el domo: 3 pies

Total: 6 metros.

APENDICE 3

3.1 EVALUACION ECONOMICA

3.1.1 COSTO DE EQUIPO PRINCIPAL Y AUXILIAR:

1) Desulfurador de biogás.....US \$ 700 000

Incluye: tanque almacén de biogás, compresoras, tanque de preparación de lechada de óxido de zinc, bombas, disposición de ZnS, reactor-adsorbedor. Con aislamiento respectivo

2) Reformador.....US \$ 1 900 000

Incluye: horno-reactor, recuperadores de calor, enfriador a la salida del reactor, generador de agua helada para el enfriamiento, bombas, tanques auxiliares. Con aislamiento respectivo

3) Reactor Shift US \$ 1 000 000

Incluye: el reactor, intercambiadores de calor, bombas, compresora. Con aislamiento respectivo.

4) Absorbedor y desorbedorUS \$ 900 000

5) Almacenamiento de hidrogeno..... US \$ 400 000

TOTAL, COSTO FOB, 2017US \$ 4 800 000

3.1.2 INVERSION TOTAL:

A) DETERMINACION DE COSTOS DIRECTOS TOTALES

Los costos de los equipos se han determinado para la producción estimada:

- Costo FOB total de equipos principales y auxiliares: **4 800 000 dólares**
- Costo CIF total: $1.3 \times 4\,800\,000 = \mathbf{6\,240\,000}$ **dólares**
- Costo de entrega: equipo colocados en la planta. 3% del costo CIF

Costo entrega: $0.03 \times 6\,240\,000 = \mathbf{187\,200}$ **dólares**

Costo total de equipos en la planta:

$CE_{planta} = 187\,200 + 6\,240\,000 = \mathbf{6\,427\,200}$ **dólares**

Costo de instalación del equipo: por ser modular se considera solo el 10% del costo del equipo:

$$CEInst = 0.10 * 6\,427\,200$$

$$CEInst = \mathbf{642\,720 \text{ dólares}}$$

Costo de tubería y accesorios: los reactores traen sus sistemas de tuberías pre-instalados, se considera 8% del costo del equipo

$$CTubAcc = 0.08 * 6\,427\,200 = \$ \mathbf{514\,176 \text{ dólares}}$$

Costos de Instrumentación de control y cómputo: 5% del costo del equipo principal puesto en planta

$$Cont. = 0.05 * 6\,427\,200 = \$ \mathbf{321\,360 \text{ dólares}}$$

Costos de servicios y auxiliares: 15% del costo CIF del equipo principal

$$CauxSer = 0.15 * 6\,427\,200 = \$ \mathbf{964\,080 \text{ dólares}}$$

Costo de instalaciones eléctricas: 3% del costo del equipo principal

$$CElec = 0.03 * 6\,427\,200$$

$$CElec = \$ \mathbf{192\,816 \text{ dólares}}$$

Costos de Cimientos y Estructura (edificios): 45 dólares por m². El área para colocar estructuras y cimentaciones será 840 m² (incluye almacén. Se considera el 3% del costo de los equipos.

$$CCimEst = 0.03 * 6\,427\,200 = \$ \mathbf{192\,816 \text{ dólares}}$$

Costos de Terrenos y Mejoras: se considera área para carretera, áreas verdes y poza de tratamiento. Se considera un factor de 1.2 para preparar el terreno. El costo por m² cuadrado se considera 30 dólares. Las mejoras también tienen un factor de 1.2. Se considera el 2% del costo de los equipos.

$$CTerrMej = 0.02 * 6\,427\,200 = \mathbf{128\,544 \text{ dólares}}$$

COSTOS DIRECTOS TOTALES

$$CDT = CInst + CTubAcc + CInst + Cont. + CauxSer + CElec + CCimEst + CEdif + CTerrMej$$

$$CDT = \$ \mathbf{9\,383\,712 \text{ dólares.}}$$

B) DETERMINACIÓN DE COSTOS INDIRECTOS TOTALES

Costos de Ingeniería y supervisión: 10% del costo del equipo de planta

$$CIngsup = 0.10 * 6\,427\,200 = \$ \mathbf{642\,720 \text{ dólares}}$$

Costos de construcción: 10% del costo equipo de la planta.

$$\text{Const} = 0.10 \times 6\,427\,200 = \$ \mathbf{642\,720} \text{ dólares}$$

Costos de honorarios para contratistas: 4% del costo del equipo de la planta.

$$\text{Chon} = 0.04 \times 6\,427\,200 = \$ \mathbf{257\,088} \text{ dólares}$$

Costos imprevistos: 2% del costo directo total.

$$\text{Cimpr} = 0.02 \times 6\,427\,200 = \$ \mathbf{128\,544} \text{ dólares}$$

Costos de seguros e impuestos: 2% del costo directo total.

$$\text{CSegImp} = 0.02 \times 6\,427\,200 = \$ \mathbf{128\,544} \text{ dólares}$$

COSTOS INDIRECTOS TOTALES

$\text{CIT} = \text{Costo de Ing.} + \text{Const.} + \text{Costo hono.} + \text{Costo Impr.} + \text{Costo Seg.}$

$$\mathbf{CIT = \$ 1\,799\,616 \text{ dólares.}}$$

C) CAPITAL FIJO TOTAL

Es la suma de costos directos y costos indirectos.

$$\text{CFT} = \text{CDT} + \text{CIT}$$

$$\mathbf{CFT = \$ 11\,183\,328 \text{ dólares}}$$

D) DETERMINACION DE CAPITAL DE TRABAJO

Inventario de Materia Prima:

Biogás	1 232.797 kg/hr	0.039 dol/kg
Óxido de zinc	88.109 kg/hr	2.5 dol/kg
Agua de proceso	2 226 kg/hr	0.09 dol/kg
MEA	10.54 kg/hr	6.5 dol/kg

Catalizador gas síntesis	0.05 kg/hr	3 000 dol/kg
Catalizador reacción shift	0.05 kg/hr	3 500 dol/kg
Gas quemadores	40 kg/hr	1.9 dol/kg

Operación: 8000 horas al año, proceso continuo.

Inventario de materia prima: se considera el dinero para un mes de operación. Se va operar 24 horas por día, en tres turnos **InvMatPri = \$ 1 67 649**

Inventario de Materia en Proceso: Se estima como el costo de 1 día del costo de fabricación:

Producto: 500 kg/hr

Costo de producción: 2.9 dol/kg (costo aproximado)

$$\text{InvMatPro} = 500 \text{ kg/h} \times 2.9 \text{ \$/kg} \times 24 \text{ hr} = \$ 34\,800.$$

Inventario de Producto: Se estima el costo de un mes del costo de fabricación.

- Costo de Fabricación: 2.9 dol/kg (aproximado)

$$\text{InvPro} = \$ 24\,1667 \text{ dólares}$$

Cuentas por cobrar: Se estima en base a ventas por una semana

Se estima:

- Precio de venta: 4.5 dólares/kilogramo

$$\text{Cuentas} = 300\,000 \text{ dólares}$$

Disponible en Caja: Equivale al costo de un mes de fabricación.

$$\text{DispCaja} = \$ 120\,833 \text{ dólares}$$

TOTAL CAPITAL DE TRABAJO: Es la sumatoria inventario de materia prima, inventario de materia en proceso, inventario de producto, cuentas por cobrar y disponible en caja.

$$\text{CTra} = \text{InvMatPri} + \text{InvMatPro} + \text{InvPro} + \text{Cuentas} + \text{DispCj}$$

$$\text{CTra} = \$ 864\,949 \text{ dólares}$$

E) INVERSION TOTAL DEL PROYECTO:

Es la suma del capital fijo total y el Capital de Trabajo.

$$\text{INVT} = \text{CFT} + \text{CTra}$$

$$\text{INVT} = \$ 12\,048\,277 \text{ dólares}$$

3.2 COSTO TOTAL DEL PRODUCTO

a) COSTO DIRECTO DE PRODUCCIÓN:

- **Costo de Materia Prima:** Es el costo para un año de producción, operando a 8000 horas por año en continuo.

- $\text{CostMatPri1} := \text{MatPrima1} \cdot 8000\text{hr} \cdot \text{Precio1} = \$ 384632.664$
- $\text{CostMatPri2} := \text{MatPrima2} \cdot 8000\text{hr} \cdot \text{Precio2} = \$ 1\,762\,200$
- $\text{CostMatPri3} := \text{MatPrima3} \cdot 8000\text{hr} \cdot \text{Precio3} = \$ 1\,602\,720$
- $\text{CostMatPri4} := \text{MatPrima4} \cdot 8000\text{hr} \cdot \text{Precio4} = \$ 548\,080$
- $\text{CostMatPri5} := \text{MatPrima5} \cdot 8000\text{hr} \cdot \text{Precio5} = \$ 1\,200\,000$
- $\text{CostMatPri6} := \text{MatPrima6} \cdot 8000\text{hr} \cdot \text{Precio6} = \$ 1\,400\,000$
- $\text{CostMatPri7} := \text{MatPrima7} \cdot 8000\text{hr} \cdot \text{Precio7} = \$ 608\,000$

$$\text{CMP} = 7\,505\,613 \text{ dólares/año}$$

- **Costo de mano de obra:** Se estima un número de trabajadores de 15 personas, por 3 turnos de 8 horas. Y un pago mensual de 500 dólares por persona. 14 sueldos al año.

$$\text{CMobra} = 3 \cdot 15 \cdot 14 \cdot \text{Mes}$$

$$\text{CMobra} = \$ 315\,000 \text{ dólares}$$

- **Costo de supervisión e ingeniería:** 20% del costo de mano de obra

$$\text{Cing} = 0.20 \cdot 315000$$

$$\text{Cing} = \$ 63\,000 \text{ dólares}$$

- **Costo de mantenimiento y reparación:** 5% del capital fijo total.

$$\text{Cmant} = 0.05 \cdot \text{CFT}$$

$$\text{Cmant} = \$ 559\,166 \text{ dólares}$$

- **Costo de auxiliares y servicios:** El 15% del costo de mantenimiento y reparación.

$$C_{aux} = 0.15 \cdot C_{mant}$$

$$C_{aux} = \$ 83\,875 \text{ dólares}$$

- **Costo de suministros de operación:** 30% del costo de mantenimiento y reparación.

$$C_{sum} = 0.30 \cdot C_{mant}$$

$$C_{sum} = \$ 167\,750 \text{ dólares}$$

COSTO DIRECTO DE FABRICACIÓN: Es la suma de los ítems a, b, c, d, e, f.

$$CDF = C_{MP} + C_{Mobra} + C_{ing} + C_{mant} + C_{aux} + C_{sum}$$

$$CDF = \$ 8\,694\,404 \text{ dólares.}$$

b) **COSTO INDIRECTO DE PRODUCCIÓN:**

- Cargas a planillas: 21% de la mano de obra

$$C_{plan} = 0.21 \cdot C_{Mobra}$$

$$C_{plan} = \$ 66\,150 \text{ dólares}$$

- Gastos de laboratorio: 20% del costo de mano de obra

$$C_{lab} = 0.20 \cdot C_{Mobra}$$

$$C_{lab} = \$ 63\,000 \text{ dólares}$$

- Gastos generales de planta: 20% del costo de mano de obra

$$C_{gen} = 0.20 \times C_{Mobra}$$

$$C_{gen} = \$ 63\,000 \text{ dólares}$$

COSTO INDIRECTO DE PRODUCCIÓN:

$$CIF = C_{plan} + C_{lab} + C_{gen}$$

$$CIF = \$ 192\,150 \text{ dólares}$$

c) COSTO FIJO DE FABRICACIÓN

- Depreciación: 10% del capital fijo total
$$\text{Dep} = 0.10. \text{ CFT}$$
$$\text{Dep} = \$ 1\ 118\ 333 \text{ dólares}$$
- Impuestos: 2% del capital fijo total
$$\text{Imp} = 0.02. \text{ CFT}$$
$$\text{Imp} = \$ 223\ 667 \text{ dólares}$$
- Seguros: 1% del capital fijo total
$$\text{Seg} = 0.01. \text{ CFT}$$
$$\text{Seg} = \$ 111\ 833 \text{ dólares}$$

COSTO FIJO DE FABRICACIÓN: Se considera la suma de:

$$\text{CFF} = \text{Dep} + \text{Imp} + \text{Seg}$$

$$\text{CFF} = \$ 1\ 453\ 833 \text{ dólares}$$

d) COSTO DE FABRICACIÓN (MANUFACTURA): Es la suma de los costos directo de fabricación, Costo indirecto de fabricación y los costos fijos de fabricación.

$$\text{CFab} = \text{CDF} + \text{CIF} + \text{CFF}$$

$$\text{CFab} = \$ 10\ 340\ 387 \text{ dólares}$$

e) GASTOS GENERALES (VAI)

- Ventas: Gastos en oficinas de ventas, personal de ventas, propaganda, distribución. Se considera el 5% del costo fijo de fabricación.

$$\text{Vent} = 0.05. \text{ CFF} = \$ 72\ 692$$

- Administración: Salario de ejecutivos, planilla de oficinistas, suministros de oficina, comunicaciones. Corresponde al 10% del costo de mano de obra, supervisión y mantenimiento

$$Adm = 0.10 \cdot (Cmo + Csi + Cmr) = \$ 93\,717.$$

- Investigación: Se considera el 5% de la mano de obra

$$Inv = 0.05 \cdot CMobra = \$ 15\,750.$$

GASTOS GENERALES (VAI):

Es la suma de ventas + administración + investigación.

$$VAI = Vent + Adm + Inv$$

$$VAI = \$ 182\,158 \text{ dólares}$$

f) COSTO TOTAL DE FABRICACIÓN:

Es la suma de los costos de Fabricación y los Gastos Generales (VAI).

$$CTF = CFab + VAI$$

$$CTF = \$ 10\,522\,545 \text{ dólares}$$

3.3 TOTAL DE UNIDADES PRODUCIDAS AL AÑO

$$\text{Produc.} = 500 \text{ kg/h} \cdot 8000 \text{ h/año}$$

$$\text{NumProd} = 4\,000\,000 \text{ kg de hidrogeno al año}$$

$$CostUnit = \frac{CTF}{NumProd} \quad \text{Costo Unitario} = 2.6306 \text{ dólar/kg}$$

3.4 ESTADO DE PÉRDIDAS Y GANANCIAS:

Producción Anual

$$Panual = 4\,000\,000 \text{ kg de hidrogeno}$$

Precio de ventas por unidad

Pventa = 4.5 dólares el kilogramo en fabrica

Ingreso neto de ventas anuales

Ingventas = 18 000 000 dólares

Costo total de fabricación (producción)

CTfabri = CFab

CTfabri = \$ 10 522 545 dólares

Utilidad Bruta

La diferencia entre los ingresos por ventas y el costo total de fabricación:

Ubruta = Ingventas – Ctfabri

Ubruta = 7 477 455 dólares

Impuesto a la renta

Se considera el 30% de la utilidad neta:

$$\text{Imp Renta} = \frac{Ubruta}{1.3} \cdot 0.30$$

ImpRenta = 1 725 567 dólares

Utilidad Neta

Utilidad bruta menos el impuesto a la renta

Uneta = Ubruta – ImpRenta

Uneta = 5 751 889 dólares.

3.5 ANALISIS ECONOMICO

- **Tasa interna de Retorno**, antes del pago de impuestos

P: inversión inicial:

A: ingreso neto de ventas:

VS: depreciación:

n: periodo en el que espera recuperar el dinero, 5 años

i: tasa interna de retorno

Aplicando la fórmula:

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

Se despeja el valor de i:

$$i = 55.88 \%$$

- **Tasa interna de Retorno**, después del pago de impuestos

U = utilidad neta, después de impuestos

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

$$i = 39.35 \%$$

- **Tiempo de recuperación del dinero:**

Se aplica la siguiente fórmula:

$$TRI = \text{Inversión total} / (U \text{ bruta} + \text{Depreciación})$$

$$TRI = 1.402 \text{ años}$$

Después de impuestos

Se aplica la siguiente formula:

$$TRI = \text{Inversión total} / (U \text{ neta} + \text{Depreciación})$$

$$TRI = 1.754 \text{ años}$$

- **Punto de Equilibrio:** El punto de equilibrio ocurre cuando el costo de producto total anual iguala a las ventas anuales totales. El costo total del producto es igual a la suma de los costos fijos y los costos directos de fabricación.

Costos Fijos Fabricación: 928 065.99 dólares

Costos Fabricación: 3 848 114.99 dólares

Ingresos Anuales: 6 930 000 dólares

Costos variables: $C_{var} = C_{Fab} - C_{FF}$

$C_{var} = 2\,920\,049.00$ dólares

Para no perder ni ganar el número de unidades que se debe producir será:

$$Q = \frac{CFF}{\frac{Ingventas}{Panual} - \frac{Cvar}{Panual}} = 785\,824 \text{ kg}$$

$$Pequilibrio = \frac{Q}{Panual} \cdot 100$$

$$Pequilibrio = 19.6456 \%$$