

**UNIVERSIDAD DE CHILE  
FACULTAD DE CIENCIAS FÍSICAS Y MATEMÁTICAS  
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA Y BIOTECNOLOGÍA**

**EVALUACIÓN TÉCNICO ECONÓMICA DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE  
HIDRÓGENO MEDIANTE ELECTRÓLISIS DE AGUA UTILIZANDO ENERGÍA  
ELÉCTRICA PRODUCIDA CON CELDAS FOTOVOLTAICAS DE ALTA  
EFICIENCIA**

**MEMORIA PARA OPTAR AL TÍTULO DE INGENIERO CIVIL QUÍMICO**

**DANIEL ALEJANDRO PINEDA ERICE**

**PROFESOR GUÍA:  
JOSÉ HERNÁNDEZ PAVEZ**

**MIEMBROS DE LA COMISIÓN:  
LEANDRO HERRERA ZEPPELIN  
FRANCISCO GRACIA CAROCA**

**SANTIAGO DE CHILE  
MARZO 2009**

## RESUMEN

El objetivo de esta memoria de título es estudiar la prefactibilidad técnica y económica de una planta de producción de hidrógeno a través de electrólisis de agua. Para esto se estudió la integración de energía solar al sistema de electrolizadores, los cuales proveen de la energía eléctrica necesaria para llevar a cabo el proceso.

El estudio se llevó a cabo mediante la realización de la ingeniería conceptual del proceso de electrólisis de agua que comprende: selección del sistema más conveniente de electrólisis de agua, desarrollo de los diagramas de flujos, balances de masa y energía, dimensionamiento de unidades de proceso y unidades auxiliares, estimación de obras civiles, hidráulicas, eléctricas y de control, estimación de los costos de inversión y operación. Como proceso alternativo se estudió la utilización de una planta de reformado de gas natural, que es una tecnología madura para la producción de hidrógeno, con lo cual se desarrolló el balance de masa destinado a ajustar los costos del proceso y el tamaño de la inversión la cual fue obtenida de una cotización realizada a la empresa Axsia Howmar durante el año 2002.

Con los costos asociados a ambos procesos se llevó a cabo una evaluación económica de ambas alternativas, al contrastar ambas tecnologías, evaluando indicadores económicos como el VAN y TIR, es posible decidir la factibilidad económica del proceso de electrólisis de agua con integración de energía solar.

La evaluación fue realizada para una producción de 13.773 Toneladas anuales de hidrógeno, la cual fue establecida para satisfacer los requerimientos de una planta de amoniaco destinada a la producción de 360.000 toneladas anuales de nitrato de amonio. El emplazamiento seleccionado es la ciudad de Calama debido a las excelentes condiciones de radiación solar de este lugar.

Los resultados obtenidos arrojaron un área necesaria de paneles solares equivalente a 67 ha. constituyendo esta inversión, una de las variables principales en la rentabilidad del proceso. El análisis económico, evaluado en un horizonte de tiempo de 20 años con una tasa de descuento del 9 %, arrojó que el proyecto es factible generando un VAN de US\$ 513.357.614 frente a US\$ 122.351.056 de la planta de reformado, no obstante esta última, debido a los bajos costos de inversión posee una TIR superior, evaluada en 72,5 % frente al 69,5 % de rentabilidad generada en la planta de electrólisis de agua. Los resultados encontrados hacen recomendable estudiar con mayor profundidad la utilización de energía solar fotovoltaica para la producción electrolítica de hidrógeno.

***¡Cuan grande riqueza es, aun entre los pobres,  
el ser hijo de un buen padre!***

***Con amor, a mis padres***

## Agradecimientos

Estos seis años de universidad han traído consigo una gran cantidad de experiencias en el ámbito académico y personal, junto con ello los desafíos adoptados constituyeron el escenario de un sin fin de momentos de estudio y esparcimiento. Las personas con las que compartí durante estos años me ayudaron a construir el camino que hoy culmina satisfactoriamente mediante este trabajo. Esta memoria de título no es más que la parte visible de toda esta experiencia universitaria, por tanto quisiera plasmar aquí la importancia que han tenido para mí todas las personas que me han acompañado.

Quiero comenzar agradeciendo a mi profesor guía el señor José Hernández quien fue sin duda uno de los responsables de que finalizara mi trabajo de título satisfactoriamente. Importante fueron sus consejos y constantes indicaciones. Gracias a él pude mantener un horizonte claro cuando la impericia me llevó en innumerables ocasiones a centrar mis esfuerzos en aspectos poco relevantes, así no dude en dichos momentos en recurrir a su experiencia a través de la cual logré mantener siempre un paso seguro hacia el éxito.

En segundo lugar quisiera agradecerles a todos mis compañeros y amigos de universidad, muy especialmente a la generación 2003 del departamento de Ingeniería Química y Biotecnología de la universidad de Chile. No cabe duda que ellos son los principales testigos de esta experiencia. Gracias por la ayuda brindada en el aspecto académico y personal, estoy seguro que la amistad que hoy nos une, continuará fortaleciéndose en el futuro.

Quiero agradecer también a la familia que me acogiera durante estos 6 años en su cálido hogar. Gracias a Christian Castillo y Fabiola Pineda, mis tíos, que hicieron de mi uno más de sus hijos, también a mis primos Christian, Andrés y Yasna, que en todo momento me trataron como un hermano más, realmente hoy por hoy, son algo muy especial en mi vida. Tengo la convicción además, que mi tía "Fabi" observa desde algún lugar el fruto del apoyo que significó para mi durante este proceso, se lo agradezco enormemente, simplemente quisiera que estuviera aquí compartiendo esta alegría.

Quisiera agradecer a Camila y nuestro futuro hijo por que sin duda durante esta última etapa constituyeron una fuente de inspiración para realizar las cosas bien y a su debido tiempo.

Finalmente, a mi familia le agradezco el apoyo incondicional, mis hermanos Luis y Carolina, les doy gracias por todos los consejos, también por que siempre han confiado en mí. A mis padres les agradezco todo, esto es literalmente fruto de su esfuerzo, por que no dudaron en apoyarme cuando decidí afrontar este desafío lejos del hogar, aun con las dificultades que ello implicaba, por que siempre han creído en mí espero no defraudarlos nunca, gracias por su amor, consejos y apoyo, en fin; por todo: *¡Gracias... Los amo!*

# Índice

Índice de Tablas.....	8
-----------------------	---

Índice de figuras.....	9
------------------------	---

## CAPÍTULO 1. INTRODUCCIÓN 10

1.1	Marco teórico .....	10
1.1.1	Antecedentes .....	10
1.1.2	Contaminación ambiental .....	12
1.1.3	Energías renovables.....	14
1.1.4	Escenario energético nacional .....	17
1.1.5	Bonos de carbono.....	21
1.2	Justificación del trabajo.....	22
1.3	Objetivos y alcances .....	23
1.3.1	Objetivo general .....	23
1.3.2	Objetivos específicos.....	23
1.3.3	Alcances .....	24
1.4	Organización del trabajo.....	25
1.4.1	Metodología .....	25
1.4.2	Tareas a realizar .....	27

## CAPÍTULO 2. ESTUDIO DEL NIVEL DE PRODUCCIÓN 28

2.1	Descripción y potencial comercial del producto.....	28
2.1.1	Beneficios de la producción de hidrógeno .....	28
2.1.2	Aspectos relevantes en la economía del hidrógeno.....	30
2.1.3	Propiedades fisicoquímicas del hidrógeno.....	32
2.2	Mercado del hidrógeno.....	33
2.3	Nivel de Producción .....	35

## CAPÍTULO 3. TECNOLOGÍAS DE PRODUCCIÓN DE HIDRÓGENO Y SELECCIÓN DEL PROCESO 37

3.1	Tecnologías convencionales de producción de hidrógeno.....	37
3.1.1	Reformación con vapor de gas natural .....	37
3.1.2	Oxidación parcial de hidrocarburos.....	38
3.1.3	Gasificación de carbón.....	39
3.2	Producción biotecnológica de hidrógeno .....	40
3.2.1	Gasificación de biomasa .....	40
3.2.2	Fermentación anaeróbica de biomasa .....	41
3.2.3	Fotoproducción de hidrógeno .....	41
3.3	Electrólisis .....	42
3.3.1	Electrólisis alcalina.....	43
3.3.2	Electrólisis en dispositivo de electrolito de membrana polimérica (PEM).....	44

3.3.3	Electrólisis de óxido sólido .....	44
-------	------------------------------------	----

## **CAPITULO 4. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE ELECTRÓLISIS ALCALINA DE AGUA 47**

4.1	Diagrama de Flujos seleccionado para el proceso de Electrólisis alcalina .....	48
4.2	Descripción del proceso .....	49
4.2	Balace de masa y energía.....	50

## **CAPÍTULO 5. INGENIERÍA CONCEPTUAL Y FUNDAMENTOS DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN DE HIDRÓGENO 52**

5.1	Modelamiento y dimensionamiento del proceso de electrólisis alcalina .....	52
5.1.1	Modelo Termodinámico .....	52
5.1.2	Modelo electroquímico .....	53
5.1.3	Condiciones de Operación .....	56
5.1.4	Dimensionamiento .....	57
5.1.5	Diseño del electrolizador.....	61
5.2	Diseño de sistemas de compresión de gases.....	64
5.2.1	Teoría de compresión de gases .....	64
5.2.2	Diseño del sistema de compresión de hidrógeno .....	65
5.2.3	Diseño del sistema de compresión de oxígeno .....	66
5.3	Diseño de Intercambiadores de calor .....	68
5.4	Dimensionamiento de bomba de agua para alimentación de electrolizadores.....	71
5.5	Dimensionamiento de sistemas de almacenamiento .....	72
5.5.1	Almacenamiento de hidrógeno .....	72
5.5.2	Almacenamiento de oxígeno.....	73
5.6	Dimensionamiento de los paneles solares .....	74
5.6.1	Descripción de la unidad de producción de energía eléctrica mediante energía solar	74
5.7	Modelamiento del proceso de reformado de gas natural.....	80
5.7.1	Descripción del proceso .....	80
5.7.2	Modelo Cinéticos del proceso de reformado.....	80
5.7.3	Diagrama de flujo definido para el proceso de reformado de gas natural.....	83

## **CAPITULO 6. INGENIERÍA DE COSTOS 87**

6.1	Evaluación económica .....	87
6.1.1	Hipótesis para la evaluación económica .....	87
6.1.2	Método de comparación de alternativas .....	88
6.1.3	Estimación de la inversión .....	89
6.1.4	Estimación del préstamo.....	90
6.2	Estimación de ingresos y costos para la planta de reformado de gas natural .....	91
6.2.1	Precios de Materias Primas y productos .....	91

6.2.1	Estimación de la Inversión fija.....	91
6.2.3	Análisis de costos.....	93
6.2.4	Ingresos anuales.....	95
6.3	Estimación de ingresos y costos de la planta de electrólisis de agua.....	95
6.3.1	Precios de Materias Primas y productos.....	95
6.3.2	Estimación de la inversión fija.....	95
6.3.3	Ingresos anuales.....	99
6.4	Resultados.....	100
6.4.1	Análisis de sensibilidad.....	100

## **CAPÍTULO 7. DISCUSIONES Y CONCLUSIONES 104**

7.1	Discusiones.....	104
7.1.1	Proceso de electrólisis alcalina de agua.....	104
7.1.2	Paneles solares.....	105
7.1.3	Modo de operación de la planta.....	105
7.1.4	Suministro de agua de proceso.....	105
7.1.5	Evaluación económica.....	106

## **BIBLIOGRAFÍA: 109**

## **ANEXOS 111**

ANEXO 1:	Datos de radiación de Calama.....	112
ANEXO 2:	Balancede de masa y energía para el proceso de electrólisis de agua.....	115
ANEXO 3:	Balancede de masa y energía para el proceso de reformado con vapor de gas natural.....	117
ANEXO 4:	Flujos de caja para los procesos de reformado de gas natural y electrólisis alcalina de agua.....	119
A.4.1	Flujo de caja (base) del proceso de electrólisis alcalina (con venta de bonos de carbono).....	120
A.4.2	Flujo de caja (base) del proceso de electrólisis alcalina (sin venta de bonos de carbono).....	122
A.4.3	Flujo de caja (base) del proceso de reformado de gas natural.....	124
ANEXO 5:	Detalles de los préstamos.....	126
A.5	Detalle del préstamo en el proyecto de electrólisis de agua.....	127
A.5	Detalle del préstamo en el proyecto de reformado de gas natural.....	127

# Índice de tablas y figuras

## Índice de Tablas

Tabla 1: Distribución de potencia generada en Chile de acuerdo al tipo de combustible:.....	18
Tabla 2: Desarrollo de ERNC de acuerdo al sistema energético nacional: .....	19
Tabla 3: Radiación promedio en Chile (por región): .....	20
Tabla 4: Propiedades fisicoquímicas del hidrógeno.....	32
Tabla 5: Producción mensual de hidrógeno.....	59
Tabla 6: Promedio de Potencia generada mensualmente para electrólisis .....	60
Tabla 7: Especificaciones del sistema electrolizador.....	63
Tabla 8: Dimensionamiento de compresores de hidrógeno .....	66
Tabla 9: Dimensionamiento de Compresores de oxígeno .....	67
Tabla 10: Dimensionamiento de intercambiadores de calor.....	70
Tabla 11: Coeficientes de velocidad y constantes de equilibrio para las reacciones de reformado de gas natural.....	81
Tabla 12: Constantes de equilibrio para las reacciones de reformado de gas natural.....	81
Tabla 13: Costo de inversión fija en planta de reformado.....	93
Tabla 14: Sueldos del personal de planta en proceso de reformado.....	93
Tabla 15: Costos fijos anuales en planta de reformado .....	94
Tabla 16: Costos de equipos en proceso de electrólisis de agua .....	96
Tabla 17: Costos de inversión fija en planta de electrólisis de agua .....	97
Tabla 18: Costos de sueldos en planta de electrólisis de agua .....	98
Tabla 19: Costos fijos anuales en planta de electrólisis de agua .....	98

## Índice de figuras

Fig 1: Distribución mundial de materias primas para la producción de Hidrógeno	12
Fig 2: Consumo mundial de combustibles fósiles por fuente (en millones de toneladas anuales de petróleo -MET-; 1TEP = 42 GJ).....	13
Fig 3: Diagrama de flujos de una planta de reformado de gas natural.....	38
Fig 4: Diagrama de flujos de una planta de oxidación parcial de hidrocarburos.....	39
Fig 5: Diagrama de flujos de una planta de gasificación de carbón.....	40
Fig 6: Diagrama de flujos del proceso de electrolisis de agua.....	48
Fig 7: Curvas típica de la relación Voltaje - Corriente para una celda de electrólisis de agua a distintas temperaturas.....	54
Fig 8: Diseño del electrolizador.....	61
Fig 9: Sistema de compresión de hidrógeno.....	66
Fig 10: Sistema de compresión de oxígeno.....	67
Fig 11: Vista superior del panel fotovoltaico.....	76
Fig 12: Vista frontal del panel fotovoltaico.....	77
Fig 13: Panel fotovoltaico de 50 KW.....	78
Fig 14: Panel de 5 KW.....	79
Fig 15: Diagrama de flujos del proceso de reformado de gas natural.....	84

# Capítulo 1. Introducción

## 1.1 Marco teórico

### 1.1.1 Antecedentes

Actualmente se vive a nivel mundial una crisis energética que plantea desafíos en diversos ámbitos, uno de ellos es la reducción de los altos precios en combustibles de origen fósil, lo que ha sido consecuencia directa de la creciente demanda a nivel mundial y la baja capacidad de los países exportadores de incrementar su producción a razones similares con dicha demanda. Es imperioso por tanto afrontar estos altos precios así como el desabastecimiento energético consiguiente del punto anterior. Por otro lado el crecimiento acelerado de grandes economías principalmente asiáticas, así como las pocas medidas tomadas por países desarrollados en el ámbito medioambiental, ha llevado a un creciente aumento de las emisiones de gases de efecto invernadero con consecuencias ya apreciables en el clima del planeta.

Para afrontar la creciente demanda de energía, la OPEC deberá ser capaz de incrementar su producción de 28,6 billones de barriles al día en el 2002 a 64,8 billones de barriles al día en el 2030, escenario bastante difícil de afrontar si se considera que la producción de petróleo se encuentra en una fase de declinación. De acuerdo a estimaciones del departamento de energía de los Estados Unidos, el punto máximo en la producción mundial será alcanzada en 13 años (2021), sin embargo, esta estimación no considera la creciente demanda energética por parte de las economías de China e India. OPEP predice que su producción comenzará a decaer durante el 2010.

El suministro seguro y accesible de energía es crucial para la sustento de las sociedades modernas. Existe por tanto una urgente necesidad de diversificar la matriz energética mundial hacia una menor dependencia de combustibles fósiles<sup>1</sup>, esto implica recurrir a métodos no convencionales de generación de energía, que sean sustentables y constituyan una alternativa para afrontar la demanda actual y futura de energía.

Mientras que el alto precio de los combustibles así como el abastecimiento seguro constituye desafíos a corto plazo en la economía mundial, el cambio climático continúa siendo un reto a resolver en el mediano a largo plazo con efectos hasta ahora poco predecibles para el clima y la economía mundial. Las emisiones de gases invernaderos han continuado creciendo durante los últimos años a pesar de los esfuerzos por mitigarlos, mas aun, estos continuarán

---

<sup>1</sup> Según reportes, el 80% de la demanda mundial de energía es satisfecha mediante combustibles fósiles

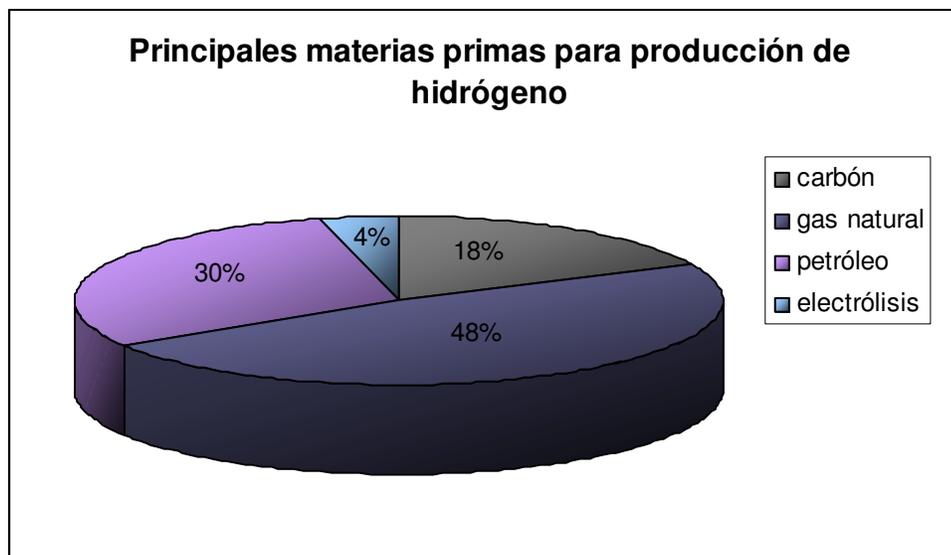
incrementándose durante las próximas décadas si se mantienen los actuales niveles de demanda energética.

Existe consenso en la comunidad científica internacional de que son necesarias urgentes acciones para afrontar la demanda en el corto plazo, de este modo además se contribuye a mitigar los efectos del cambio climático durante las próximas décadas. Parte de la solución radica en desarrollar nuevas tecnologías que permitan reducir la dependencia actual por los hidrocarburos y consecuentemente los actuales niveles de emisión de gases invernaderos. Hasta ahora, ninguna tecnología promete ser por sí misma la solución al problema, es necesario ser cuidadosos ya que todas las alternativas requieren ser meticulosamente evaluadas. En este sentido una opción importante son las energías renovables. A pesar del considerable progreso que éstas han experimentado en las últimas décadas, no han logrado posicionarse como fuente dominante en el sector energético. Algunas de las tecnologías de producción limpia de electricidad, cuyo avance ha sido importante en los últimos años (estableciéndose como industrias relativamente maduras) han conseguido compartir una plaza significativa en el mercado internacional. A pesar de este progreso, su desarrollo es aun incipiente a nivel mundial. Por ejemplo, la energía eólica ha captado parte importante del mercado en unos pocos países, sin embargo, tiene un potencial apreciable en cuanto al perfeccionamiento de su tecnología. La energía solar en tanto, contempla en términos comparativos, un mercado considerablemente menor pero ha triplicado su volumen durante la última década. Al considerar estos substanciales avances surge la posibilidad de conectar las tecnologías previamente mencionadas con métodos limpios y seguros de transporte y almacenamiento de energía. Una alternativa de gran interés es la utilización de hidrógeno como molécula portadora. El método considera la transformación de energías renovables, tales como solar o eólica (entre otras) a hidrógeno.

El hidrógeno y las tecnologías basadas en energías renovables para su producción prometen ser una alternativa cierta en términos de la reducción de emisiones de gases invernaderos. El hidrógeno puede ser producido mediante las tres formas convencionales de suministro energético: hidrocarburos (carbón, gas natural, petróleo, etc.), reactores nucleares y energías renovables tales como solar, eólica, térmica, hídrica, biomasa, etc. Como se aprecia en la *figura 1*, actualmente el 96% de la producción mundial de hidrógeno se realiza mediante combustibles fósiles, mientras que el 4% restante se lleva a cabo a través de electrólisis de agua. Gran parte del hidrógeno es producido mediante reformado de gas natural (el cual es principalmente metano) y otros combustibles. Para realizar un análisis completo de las diversas posibilidades energéticas y alternativas de producción de hidrógeno es necesario analizar los aspectos positivos y negativos de éstas.

Son necesarias nuevas formas de producir hidrógeno sin emitir dióxido de carbono para poder hacer frente al cambio climático y reducir las emisiones de gases de efecto invernadero. Es por lo tanto importante considerar la cadena

completa de procesos de producción de hidrógeno y sus usos de manera de garantizar que la forma de producción asegure la real disminución de las emisiones de gases de efecto invernadero.



**Fig 1: Distribución mundial de materias primas para la producción de Hidrógeno<sup>2</sup>**

Por ello es necesario comparar los efectos medioambientales de la producción de hidrógeno mediante reformado de gas natural, el cual es ahora el principal método de producción a nivel mundial, con los efectos de diferentes formas de producción basadas en energías renovables.

## 1.1.2 Contaminación ambiental

### 1.1.2.1 Calentamiento global

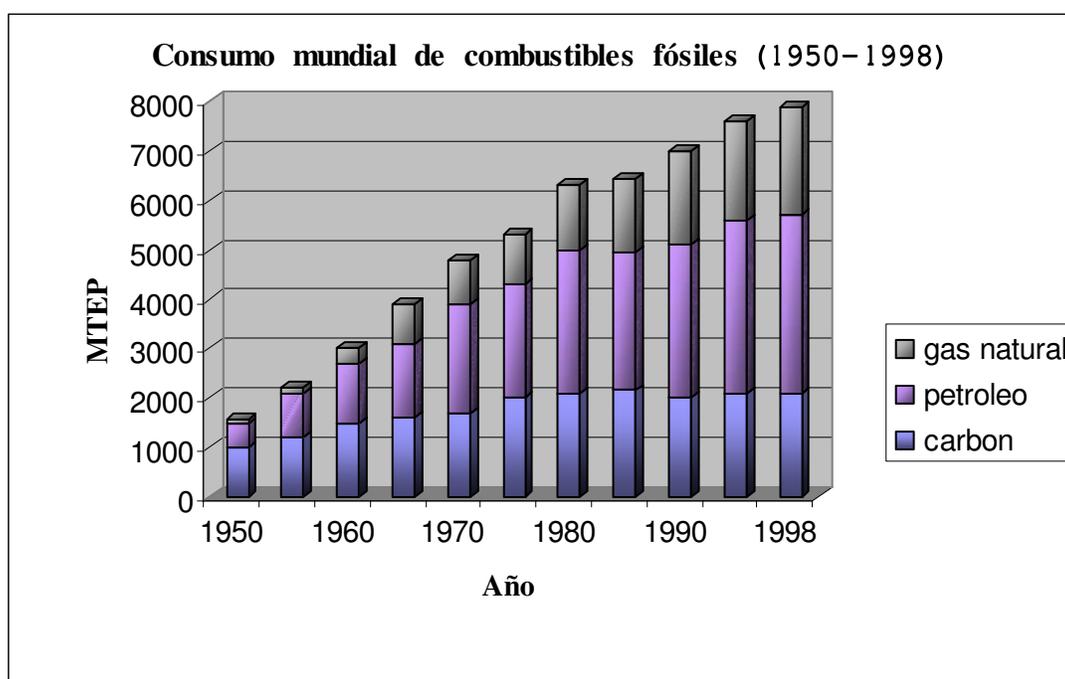
El gran problema de la contaminación producida por los combustibles fósiles está dado por el calentamiento global. La temperatura en la superficie de la tierra esta dada por un equilibrio que se produce entre la energía radiante que proviene del sol, una parte de esta es reflejada hacia el espacio, mientras que el porcentaje restante es absorbido por la tierra. Los gases de efecto invernadero, originados en los procesos de combustión generan una capa en la atmósfera, la cual retiene el calor emitido por la tierra, esto genera un desequilibrio en el

<sup>2</sup> Richa Kothari, D.Buddhi, R.L Sawhney. "Comparison of environmental and economic aspect of various hydrogen production methods". Renewable and Sustainable Energy Reviews, Vol 12, pp 553-563.

sistema antes mencionando, provocando un calentamiento en la superficie terrestre.

La concentración de dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) en la atmósfera ha aumentado desde 280 ppm. durante la revolución industrial hasta 358 ppm. en 1994, de seguir esta tendencia en el 2050 se alcanzará las 500 ppm. El impacto de las actividades humanas está provocando el rápido aumento de las concentraciones de gases de efecto invernadero tales como dióxido de carbono, metano, fluorocarbonos, subóxido de nitrógeno, entre otros.

Las emisiones de dióxido de carbono representan el 65% del total de gases de efecto invernadero presentes en la atmósfera. Es evidente que el mayor causante del calentamiento global es precisamente el CO<sub>2</sub>, cuyo origen se debe al uso de combustibles fósiles. Durante los últimos 50 años, el uso de combustibles fósiles ha aumentado de manera apreciable, utilizándose en un comienzo el carbón, luego el petróleo y finalmente gas natural *figura 2*. Todos ellos fuentes de emisión de CO<sub>2</sub>.



**Fig 2: Consumo mundial de combustibles fósiles por fuente (en millones de toneladas anuales de petróleo -MET-; 1TEP = 42 GJ)<sup>3</sup>**

<sup>3</sup> Richa Kothari, D.Buddhi, R.L Sawhney. "Comparison of environmental and economic aspect of various hydrogen production methods". Renewable and Sustainable Energy Reviews, Vol 12, pp 553-563.

### 1.1.2.2 Efecto de las emisiones

Durante los últimos 100 años la temperatura de la tierra se ha incrementado entre 0,3 °C. a 0,6 °C. Se ha estimado que la temperatura a finales de este siglo habrá aumentado entre 1 °C. y 3,5 °C. de continuar la tendencia actual de consumo energético. La cifra anterior es considerable si se toma en cuenta que durante periodos glaciales la temperatura ha sido entre 3 °C. a 6 °C. menor que la actual.

Los efectos que se pueden resultar del calentamiento global son los siguientes<sup>4</sup>:

- **Aumento del nivel del mar** debido a la expansión del agua por incremento de temperatura;
- **Impacto en el recurso agua** y en desastres naturales (sequías e inundaciones);
- **Impacto en la agricultura** (variación de la producción en sembríos);
- **Impacto en la salud humana** (olas de calor, enfermedades contagiosas, etc.);
- **Impacto en animales y plantas** (relocalización de animales, extinción de especies);
- **Impacto en las ciudades** (aumento de energía para aire acondicionado, olas de calor en zonas urbanas);

El uso de energías renovables permite reducir considerablemente el efecto de las emisiones de gases invernaderos. No obstante es importante considerar la factibilidad económica de éstas en lugares específicos, dado que las eficiencias de generación de energía estarán directamente relacionadas con características del entorno natural.

### 1.1.3 Energías renovables

El mercado de las energías renovables ha mostrado durante las últimas décadas un gran desarrollo e importantes señales de “madurez tecnológica”. Recientemente la Agencia Internacional de Energía ha señalado que esta industria

---

<sup>4</sup> Impact of Global Warming on Japan 1996 (Report of Impact Assessment Working Group, Warming Committee, Japan Environment Agency).

no ocupará un espacio considerable en el mercado mundial de la energía si no se adoptan fuertes medidas por parte de los gobiernos para incentivar la inversión en este sector. La principal razón para dirigir las actuales tecnologías basadas en combustibles fósiles hacia las energías renovables se relaciona con el cambio climático.

Diversos tipos de energías renovables están establecidas actualmente en el mercado mundial, algunas de ellas cuentan con un amplio mercado mientras que otras están comenzando un rápido desarrollo en cuanto a tecnología y factibilidad económica. Muchas de ellas han reducido sus costos a la mitad durante las últimas décadas y se espera que esta tendencia continúe durante las próximas. A continuación se señalan las principales alternativas de energías renovables y su desarrollo durante los últimos años:

### 1.1.3.1 Energía solar

La energía solar es la energía obtenida directamente desde el sol través de ondas electromagnéticas. La radiación solar incidente sobre la tierra puede aprovecharse de diversas formas para generar electricidad, calentar fluidos, o entregar la energía necesaria para llevar a cabo ciertas reacciones químicas. Las diversas aplicaciones llevan a la siguiente clasificación:

- **Energía solar fotovoltaica** basada en materiales semiconductores para convertir la energía solar en energía eléctrica. Esta tecnología ha bajado sus precios entre un tercio y un quinto de sus costos en 1980. Las celdas fotovoltaicas son actualmente vistas como una alternativa competitiva para sistemas integrados en construcciones y sistemas auto sustentables.
- **Energía solar térmica** provee calor a fluidos térmicos, generalmente agua con usos sanitarios y de calefacción. Es una de las aplicaciones con mayores años de desarrollo. Para muchos usos esta tecnología esta actualmente en un nivel de desarrollo relativamente “maduro” llegando a ser competitiva en algunos casos con tecnologías energéticas convencionales.
- **Energía solar termo-eléctrica** permite producir energía eléctrica a partir de un ciclo termodinámico utilizando un fluido calentado a partir de radiación solar. Esta tecnología está disponible para aplicaciones desde unos pocos Kilowatts hasta cientos de Megawatts, sin embargo, aun no es una alternativa económicamente factible.

### **1.1.3.2 Energía eólica**

Corresponde a la utilización del viento para generar energía mecánica a través de motores y/o energía eléctrica.

Es vista como una de las tecnologías de desarrollo sustentable con mayores posibilidades de aplicación a gran escala para producción de electricidad, en buenos regímenes de vientos los costos asociados son comparables incluso con combustibles fósiles, particularmente cuando las circunstancias medioambientales son evaluadas.

Actualmente esta tecnología se encuentra en una etapa de desarrollo que demuestra un grado de “madurez apreciable”, esto se ve reflejado en el nivel de inversión que han efectuado países líderes en el mercado de la energía eólica. Un caso emblemático es España donde el 15% de la potencia total instalada es suministrada mediante parques eólicos.

### **1.1.3.3 Energía hidráulica**

Corresponde a la utilización de flujos de agua desde altura, la energía potencial durante la caída es transformada a energía cinética, el caudal de agua pasa a través de turbinas a través de las cuales se genera la electricidad.

Es la más desarrollada de las energías renovables y es una de las principales fuentes de generación de electricidad a nivel mundial. Mientras que una expansión a gran escala ha sido evitada durante las últimas décadas, basándose en consideraciones medioambientales, la tendencia mundial ha llevado a concentrar los esfuerzos en proyectos de aplicaciones hidráulicas de pequeña escala comúnmente llamadas centrales de pasada, cuyo impacto ambiental es reducido debido a la menor capacidad de inundación y por lo tanto menor alteración del entorno natural.

### **1.1.3.4 Energía geotérmica**

La energía geotérmica es la energía calórica contenida en el interior de la tierra, la cual es transmitida por conducción hacia la superficie. Estudios demuestran que la temperatura aumenta 3 C. cada 100 m. de profundidad, estimándose que la tasa disminuye al alcanzar grandes profundidades debido a que el núcleo terrestre no sobrepasaría los 5.000 C.

La forma de explotación consiste en circular agua a través de un tubo de inyección hacia el interior de la tierra donde es calentada y retirada en forma de

vapor mediante un ducto de extracción. El vapor de agua es conducido a través de turbinas donde es posible generar electricidad.

La generación de electricidad mediante éste método no es ampliamente utilizada a nivel mundial debido a sus costos, sin embargo, se pueden reducir considerablemente si el vapor de agua es generado a altas temperaturas muy cerca de la superficie.

### **1.1.3.5 Energía de la Biomasa**

La biomasa corresponde a toda la materia orgánica existente en un ser vivo. Generalmente, los residuos de las actividades agrícolas que constituyen material orgánico, son utilizados para la generación de electricidad.

La utilización de biomasa se realiza en dos áreas, mediante la conversión a energía térmica, esto es mediante la simple combustión del material orgánico, lo cual genera emisiones de CO<sub>2</sub>, o bien a través de la transformación biológica para producir bio-combustibles, estos últimos proveen una alternativa más limpia que la utilización de los actuales combustibles fósiles.

### **1.1.4 Escenario energético nacional**

La matriz energética nacional cuenta con 9182,2 MW de potencia total instalada, de la cual un 46,34% es generado en centrales termoeléctricas, 53,46% en hidroeléctricas y 0,20% mediante energía eólica<sup>5</sup>.

De acuerdo al tipo de combustible utilizado la distribución es la siguiente:

---

<sup>5</sup> Comisión nacional de Energía (Catastro al 2002)

**Tabla 1: Distribución de potencia generada en Chile de acuerdo al tipo de combustible<sup>6</sup>:**

<b>Tipo de Combustible</b>	<b>Potencia Bruta Instalada [MW]</b>	<b>Potencia Bruta Instalada [%]</b>
Pasada	1.480,9	16,24%
Embalse	3.393,4	37,22%
vapor-licor negro	73,0	0,80%
vapor-carbón	837,7	9,19%
gas-diesel	518,7	5,69%
gas-IFO 180	64,2	0,70%
ciclo-abierto gas natural	776,0	8,51%
vapor-des.forest.	117,9	1,29%
ciclo-combinado gas natural	1.763,3	19,34%
derivado del petróleo	75,0	0,82%
Eólica	18,2	0,20%
<b>Potencia Total Instalada</b>	<b>9.118,2</b>	<b>100,00%</b>

En la tabla 1 se aprecia que del total de energía producida mediante termoeléctricas (las cuales conllevan un gran impacto medioambiental derivado de sus emisiones de dióxido de carbono), el 27,85% del total de la potencia instalada es generada mediante gas natural (de 46,34% disponible). Por otra parte, el 37,22% de la energía es generada mediante potencia hidráulica utilizando embalses, del total de 53,46% generado a partir de recursos hídricos, generando un impacto ambiental considerable debido a las tierras inundadas y los periodos de contaminación durante la construcción. Con los antecedentes anteriores, sumado al escaso aporte de las energías renovables no convencionales a la matriz energética total, aún contando los parques eólicos como la mayor contribución con tan solo un 0,2%, bastante lejos de la meta impuesta por el gobierno de Chile de llegar a un 15% del total de potencia instalada, es importante conocer cual es la situación actual de las energías renovables no convencionales en nuestro país y su proyección en el mediano y largo plazo.

En Chile la incorporación de energías renovables a la matriz energética nacional no cuenta con una restricción en cuanto a capacidad máxima de instalación, por lo cual, las únicas limitaciones asociadas se derivan de la factibilidad económica que éstas presenten frente a tecnologías convencionales. Así como no existen restricciones asociadas a capacidad de instalación tampoco hay una legislación relacionada con el incentivo a utilización de energías renovables a gran escala. Existen proyectos de subsidios a inversión en energía solar, no obstante, estos esfuerzos se encuentran actualmente orientados a escalas de producción pequeña, principalmente para desarrollo en sistemas habitacionales.

<sup>6</sup> Comisión Nacional de Energía (Catastro al 2002)

El actual desarrollo de energías renovables no convencionales en Chile es disímil a lo largo del país, esto debido a las diversas condiciones geográficas y climáticas, que a su vez dividen al país en diversas zonas energéticas. La matriz energética nacional se divide en 4 zonas o sistemas energéticos:

- SING: Sistema Interconectado del Norte Grande
- SIC: Sistema Interconectado Central
- AYSEN
- MAGALLANES

Diferenciando por sistema, el desarrollo de energías renovables no convencionales en Chile es el siguiente (2005 CNE):

**Tabla 2: Desarrollo de ERNC de acuerdo al sistema energético nacional<sup>7</sup>:**

<i>Sistema</i>	<i>Potencia</i>	<i>Potencia Instalada</i>
<b>Energético</b>	<b>Instalada [MW]</b>	<b>ERNC [%]</b>
SING	3.595,80	0,4
SIC	8.288,30	3,1
AYSEN	33,50	58,5
MAGALLANES	64,70	0,0

Durante el año 2007 se puso en servicio el parque eólico CANELA, perteneciente a ENDESA, en la IV región, con una capacidad instalada de 18,15 MW, los cuales aportan potencia al Sistema Interconectado Central. El parque eólico CANELA es en la actualidad el sistema eólico más grande del país. Anterior a este hito, un rol importante en el desarrollo de las ERNC estaba dado en el sistema AYSEN que con sus 33,50 MW de potencia total instalada, 19,6 MW de estos son generados mediante ERNC, 17,6 MW mediante potencia hidráulica (Centrales de pasada) y 2,0 MW a través de energía eólica. Además de estos hitos, el resto de la potencia generada mediante ERNC está generado principalmente en el SIC mediante centrales hidroeléctricas de pasada, aprovechando el gran potencial hídrico de la zona central del país.

El desarrollo de las energías renovables no convencionales en Chile es escaso en sistemas de gran magnitud, contando con un incipiente desarrollo en energía eólica y un progreso importante ya establecido en centrales hidroeléctricas de pasada.

Es importante, en este punto de la presentación, concentrarse en diversos aspectos que actualmente se presentan en el escenario energético nacional. Por una parte la inmensa inestabilidad energética, producida por la enorme dependencia del país por los combustibles fósiles (tabla 1), la cual está sujeta

<sup>7</sup> Comisión Nacional de Energía (Catastro al 2002)

además al constante incremento de costos debido al elevado precio del petróleo, así como también al desabastecimiento producido por los recortes en el suministro de gas natural desde Argentina, en cuyo caso, es justo señalar los esfuerzos gubernamentales en recientes inversiones que permitirán liberar esta dependencia hacia países asiáticos a través de la importación de gas natural licuado. En adición a los constantes problemas de suministro energético se encuentra la situación económica nacional, que como país en vías de desarrollo ha elevado la demanda energética a lo largo de las últimas décadas. Con todos estos antecedentes, la discusión se ha dirigido hacia el establecimiento de energías renovables no convencionales, lo anterior ha llevado a recientes inversiones en parques eólicos y al desarrollo en centrales hidroeléctricas de pasada. No obstante, llama la atención, el poco progreso que se ha producido en otras áreas de generación no convencionales. Apelando a la inmensa riqueza de recursos presentes en el país, se ha establecido la discusión de ampliar la matriz energética hacia diversos tipos de generación de energía que aseguren el suministro actual y futuro, un rol importante en este aspecto podría ser jugado por el establecimiento de energía solar a gran escala, esto debido al enorme potencial energético (en radiación solar) presente en el norte del país, contando incluso con niveles de hasta 3 veces la radiación de países con un amplio desarrollo en esta tecnología.

#### 1.1.4.1 Potencial energético solar en Chile

La energía solar es utilizada en Chile preferentemente en el norte grande, donde los niveles de radiación están entre los más elevados del mundo (Tabla 3).

**Tabla 3: Radiación promedio en Chile (por región)<sup>8</sup>:**

<i>Región</i>	<i>Radiación solar</i> [Kcal/m <sup>2</sup> -día]
I	4.554
II	4.828
III	4.346
IV	4.258
V	3.520
VI	3.676
VII	3.672
VIII	3.475
IX	3.076
X	2.626
XI	2.603
XII	2.107
RM	3.570
Antártica	1.563

<sup>8</sup> Comisión Nacional de Energía

En particular las mejores condiciones de radiación solar se encuentran en la segunda región del país particularmente en la ciudad de Calama, siendo esta localidad un emplazamiento a considerar para cualquier proyecto a gran escala que implique la utilización de energía solar.

### **1.1.5 Bonos de carbono**

Los bonos de carbono son un mecanismo de incentivo a la reducción de gases de efecto invernadero, el cual tiene su origen en la convención de Kyoto el año 1997, donde se obliga a los países desarrollados a reducir sus emisiones de gases.

Dado que el escenario que enfrentan las principales potencias mundiales esta lejos de cumplir las expectativas de reducción de emisiones, es que estos países pueden financiar proyectos de captura o abatimiento de gases en otras naciones, del mismo modo pueden financiar proyectos de generación de energía mediante tecnologías amigables con el medio ambiente, lo cual se traduce en una reducción en emisiones de gases de efecto invernadero. De este modo, los países en donde se realizan los proyectos pueden vender la reducción de emisiones a países desarrollados como si estos las hubiesen llevado a cabo. El mecanismo mediante el cual se cuantifican y transan estas reducciones de gases son los bonos de carbono.

Los bonos de carbono pueden ser vendidos en mercados financieros tales como la bolsa del clima de Chicago, fue fundada durante el 2003 y fue el primer mecanismo financiero a nivel mundial mediante el cual se transan los bonos de los 6 gases de mayor efecto invernadero, otro mercado importante lo constituye la bolsa del clima de Europa. Técnicamente, los bonos de carbono corresponden a 100 toneladas métricas de CO<sub>2</sub> equivalente. Durante Agosto del 2008 se transaron en la bolsa de Chicago 541.294 bonos de carbono (54,1 millones de toneladas métricas de CO<sub>2</sub>), representando un crecimiento en el volumen de transacciones de 237% con respecto a igual periodo del año 2007. Durante el mismo mes el precio de los bonos de carbono alcanzó lo US\$4 por tonelada métrica de CO<sub>2</sub>, cayendo levemente con respecto a Julio de 2008 donde se alcanzó un precio de US\$4,1.

A nivel nacional no existe mayor experiencia en este tipo de transacciones comerciales, no obstante, durante el mes de Septiembre del 2008, la empresa estatal Codelco (mayor productora de cobre en el mundo), ha informado la disminución de 100.000 toneladas métricas de CO<sub>2</sub>, como resultado de la reconversión energética de petróleo a gas natural que realizó la compañía entre los años 2003 a 2006, las cuales serán transadas en la bolsa del clima de Chicago.

Es evidente que las herramientas para hacer de la reducción de gases de efecto invernadero un bien transable están disponibles y actualmente son un foco de negocio para empresas estatales. Cualquier tecnología que incluya la utilización de energías renovables no convencionales debe incluir este aparato legal como fuente de ingreso adicional al flujo de caja de la empresa, con el objeto de contribuir al desarrollo de tecnologías limpias de manera sustentable.

## **1.2 Justificación del trabajo**

De acuerdo a los antecedentes expuestos en materia energética surge la necesidad de aplicar a la realidad nacional los conocimientos desarrollados durante las últimas décadas en materia de desarrollo sustentable. Chile presenta un sitio preferencial en cuanto a potencial energético para progresar en el empleo de energías renovables no convencionales, esto permitiría hacer frente a los actuales problemas de abastecimiento de manera factible técnica y económicamente, además de ambientalmente amigable.

Por otra parte, las tecnologías de producción de hidrógeno, libres de emisiones de dióxido de carbono, han acaparado un gran interés durante los últimos años, esto impulsado justamente por la necesidad mundial de tomar medidas urgentes en materia de cambio climático.

Surge entonces el interés de integrar métodos de producción de hidrógeno a través de sistemas sofisticados y ambientalmente amigables con energías renovables no convencionales, en particular, dadas las condiciones favorables de radiación solar en el norte grande se plantean la posibilidad de utilizar esta fuente inagotable de energía en la producción de hidrógeno mediante electrolisis de agua, de manera de enmarcar la producción en un sistema completamente integrado de producción libre de emisiones de gases de efecto invernadero.

El escenario planteado se sustenta, además de la demanda energética existente en el país, por los requerimientos de hidrógeno existentes en el mercado nacional, los cuales serán tratados en forma extensa en los siguientes capítulos. No obstante es pertinente mencionar en este punto de la discusión, que además de las múltiples aplicaciones que posee el hidrógeno en procesos de refinamiento de petróleo y como materia prima para la industria química, una importante demanda surge del sector minero, especialmente desarrollado en Chile, debido particularmente a los requerimientos de amoníaco que surgen de la gran minería del cobre. El principal proceso de producción de amoníaco es el proceso Haber que requiere de  $H_2$  molecular como materia prima.

## 1.3 Objetivos y alcances

### 1.3.1 Objetivo general

Evaluar la factibilidad técnica y económica de una planta de producción de hidrógeno mediante electrólisis de agua, empleando energía solar, mediante paneles fotovoltaicos de alta eficiencia para la generación de la electricidad empleada en la unidad electrolizadora.

### 1.3.2 Objetivos específicos

- Realizar un estudio bibliográfico de los principales métodos de producción de hidrógeno mediante electrólisis de agua de manera de seleccionar un proceso adecuado en términos técnicos y económicos.
- Junto al punto anterior realizar un estudio bibliográfico de la tecnología actual en materia de producción de electricidad mediante paneles fotovoltaicos de manera de integrarlo al sistema electrolizador.
- Una vez seleccionado el proceso de acuerdo al estudio minucioso de las diversas alternativas al sistema planteado, se debe dimensionar los equipos principales del proceso, esto permitirá posteriormente realizar las cotizaciones correspondientes de manera de realizar el estudio de factibilidad económica.
- Paralelamente a los tres puntos anteriores, estudiar y dimensionar una planta de producción de hidrógeno mediante una tecnología tradicional, como reformado de gas natural, en este punto se establece la restricción de cumplir con una producción equivalente de hidrógeno al sistema electrolítico.
- Evaluar las consideraciones medioambientales en términos monetarios, en este punto existen dos alternativas, por una parte ambas plantas se hacen comparables evaluando las siguientes situaciones:
  - Considerar los costos asociados al secuestro de CO<sub>2</sub>, en la planta reformadora de gas, con el objeto de evaluar ambas plantas en iguales niveles emisión
  - Evaluar la producción libre de CO<sub>2</sub>, en el sistema electrolítico, mediante un ingreso extra conformado por bonos de carbono transables en la bolsa de Chicago (Chicago climate exchange).

En este caso se considerará la segunda opción, cuantificando la cantidad de CO<sub>2</sub> liberado por la planta reformadora de gases.

- Evaluar la factibilidad económica de la planta de producción de hidrogeno mediante electrólisis de agua a través de indicadores convencionales tales como VAN, TIR.
- Concluir acerca de los posibles beneficios económicos que pudiese presentar este tipo de sistemas, de este modo, se busca contribuir al conocimiento en temas de contingencia nacional e incrementar las posibilidades de desarrollo sustentable en el país.

### **1.3.3 Alcances**

A partir del objetivo principal del presente trabajo se tienen los siguientes alcances:

- Elaborar un diseño conceptual de la planta de electrolisis de agua, empleando energía solar para la producción de la energía eléctrica necesaria en el proceso. Para esto se debe desarrollar un estudio de las diversas alternativas tecnológicas para llevar cabo el proceso.
- Desarrollar la evaluación económica del proceso de electrolisis de agua, mediante la obtención de indicadores como el VAN y el TIR, para esto se desarrolla el balance de masa y dimensionamiento de equipos basado solamente en datos bibliográficos, ya sea de modelos teóricos o empíricos de los diversos procesos realizados en el proyecto.
- Estudiar los factores que causan un mayor impacto en el flujo de caja del proceso del proyecto de electrolisis de agua. Esto se lleva a cabo mediante un análisis de sensibilidad de los indicadores económicos TIR y VAN frente a cambios en parámetros de interés, los cuales deben ser evaluados a lo largo de esta memoria.

## 1.4 Organización del trabajo

### 1.4.1 Metodología

El desarrollo del presente estudio comprende diversas etapas a desarrollar con el objetivo de lograr en una fase culmine, la evaluación económica mediante diversos parámetros financieros que permitan decidir y sentar las bases acerca de un posterior estudio de ingeniería de detalles (si así fuese requerido) de acuerdo a los resultados que se obtendrán.

En primer lugar es importante determinar la forma en la cual se evaluará el proyecto, ésta se basa en un método comparativo bastante simple. Dado que la producción de hidrógeno es un proceso que se lleva a cabo con suficiente madurez tecnológica a nivel mundial, el estudio se realizará mediante una comparación de una tecnología tradicional ya establecida en el mercado mundial, para esto se ha seleccionado un proceso convencional de reformado de gas natural para la producción de hidrógeno, el cual conlleva emisiones de gases de efecto invernadero, principalmente dióxido de carbono. Por otro lado está la tecnología en estudio, la cual podría calificarse como un proceso tecnológicamente “inmaduro” debido a la escasa aplicación mundial frente al reformado de combustibles fósiles, el objetivo es realizar un flujo de caja para ambos proyectos con una producción igual de hidrógeno, una vez que se han obtenido los diversos parámetros financieros (TIR, VAN, ROI) del flujo de caja, se evalúa la conveniencia de la tecnología nueva en estudio mediante la comparación de estos parámetros.

La evaluación final económica se lleva a cabo mediante la elaboración de cuatro estudios particulares:

- Estudio técnico: Se basa en los aspectos tecnológicos del proceso, evaluando alternativas y definiendo el proceso a diseñar basados en aspectos de rentabilidad en cuanto a costos operacionales y de inversión. La selección se lleva a cabo mediante reglas sencillas debido al grado de avance del proyecto.
- Estudio de mercado: Define la cuantificación de la demanda que debe cubrir la producción, de esta manera se determina capacidad de la planta, costos de inversión y operacionales con mayor detalle.
- Estudio organizacional y administrativo: Establece los costos operacionales basados en la dirección y administración de la planta.

- Estudio financiero: En este estudio se ordenan la información de carácter monetario entregada por los otros estudios, se establece de este modo la rentabilidad del proyecto.

Un aspecto de relevancia a considerar es el método mediante los cuales ambas tecnologías resultan comparables. Como el presente trabajo contempla el estudio de producción de hidrógeno mediante una tecnología limpia, en este caso electrólisis de agua, es necesario evaluar ambas plantas en base a niveles equivalentes de emisión de dióxido de carbono, esto se logra mediante 2 métodos. Por una parte es posible estudiar métodos de secuestro de dióxido de carbono en planta de reformado de gas, esto implica un costo operacional adicional, debido a esta etapa de abatimiento de gases que se agrega al proceso tradicional. De este modo, ambas tecnologías son evaluadas con niveles de emisión de dióxido de carbono iguales a cero. La otra alternativa esta dada por los bonos de carbono, en este caso, la reducción de emisiones de dióxido de carbono por parte del proceso que implica electrólisis de agua, es transable mediante activos financieros, en este caso se considera que las toneladas de reducción de gases de efecto invernadero que presenta esta tecnología para un determinado nivel de producción de hidrógeno, son equivalentes a las emisiones generadas en una planta convencional de producción de hidrógeno mediante reformado de gas natural, así, estas reducción en las emisiones de gases de efecto invernadero en el proceso de electrólisis de agua constituyen un ingreso al flujo de caja de ésta alternativa. Es importante notar que ambas alternativas no deben ser evaluadas conjuntamente, es decir, secuestro de dióxido de carbono y venta de bonos de carbono simultáneamente en los respectivos proyectos ya que en dicho caso no se considerarían iguales condiciones de emisión. Para ser aun más claros, es conveniente considerar que en el caso de vender las reducciones de emisiones de dióxido de carbono, el nivel de emisiones en ambas plantas está siendo comparable debido a que dicha venta implica la emisión de CO<sub>2</sub> por parte de la empresa compradora de los bonos, constituyendo un nivel equivalente de emisión.

Otro aspecto que debe ser evaluado es la producción de subproductos de valor comercial. En el caso de la electrólisis de agua, se tiene una producción considerable de oxígeno, el cual, dadas las condiciones de cualquier forma de producción mediante electrólisis de agua no conlleva instalaciones anexas de gran envergadura además del electrolizador donde se lleva a cabo la producción de hidrógeno, es por tanto conveniente evaluar el mercado para este subproducto y considerar los ingresos que se generen a través de su venta, como una entrada adicional de recursos en el flujo de caja del proyecto.

## 1.4.2 Tareas a realizar

En la elaboración de la ingeniería básica y evaluación económica del proyecto se debe desarrollar las siguientes etapas como parte de la investigación:

- Concepción y definición del proceso: Como etapa inicial se desarrollara una base de conocimientos del estado de la tecnología a nivel mundial, esto permitirá decidir entre el proceso más conveniente, principalmente en aspectos técnicos, además se debe recopilar información acabada del proceso de reformado de gas natural. En esta etapa del trabajo se definirá los siguientes aspectos relevantes en el diseño final:
  - Nivel de producción de la planta
  - Pureza del producto final
  - Materias primas requeridas
  - Servicios disponibles (Agua, electricidad, etc.)
  - Ubicación de la planta
  - Mercado esperado
  - Ruta del proceso
- Desarrollo del diagrama de flujos del proceso: Una vez definida las distintas alternativas al proceso, se evaluara en base a aspectos técnicos, y económicos en lo posible, las diversas posibilidades, definiendo de modo el diagrama de flujos, con los distintos equipos a dimensionar y un cierto grado de instrumentación en las operaciones más importantes.
- Diseño del equipamiento: una vez que se ha definido el diagrama de flujos del proceso se debe realizar el balance de masa y energía con el cual se lleva a cabo el diseño de los equipos. Luego se realiza el dimensionamiento correspondiente basado en el nivel de producción definido, en este punto se especifica además materiales requeridos para la construcción de los equipos más importantes, nivel de instrumentación, etc. Se debe realizar además el balance de masa y energía del proceso.
- Análisis económico: Se elaborará el flujo de caja para las plantas de electrólisis de agua y reformado de gases, realizando las cotizaciones correspondientes a empresas proveedoras de materias primas y equipamiento industrial. En este punto se evalúan los parámetros TIR, VAN y ROI basados en el dimensionamiento realizado previamente, además se realiza el estudio de sensibilidad, identificando parámetros relevantes y evaluando rangos de variabilidad de éstos.

## Capítulo 2. Estudio del nivel de producción

### 2.1 Descripción y potencial comercial del producto

#### 2.1.1 Beneficios de la producción de hidrógeno

El hidrógeno es el compuesto más abundante en el universo, esencial para la vida, no obstante en el planeta tierra se encuentra casi exclusivamente formando compuestos por lo que su utilización en estado molecular ( $H_2$ ) requiere de procesos que permita la separación de los compuestos portadores hacia hidrógeno.

Los sistemas energéticos basados en hidrógeno podrían ser una alternativa viable y sustentable (en el largo plazo) para cubrir la demanda energética mundial. El hidrógeno es relevante en diversos sectores tales como transporte, construcción, servicios energéticos e industria de productos químicos. Es una opción de almacenamiento de energía para diversos sistemas, por ejemplo en el caso de hidroeléctricas en que la potencia generada depende de la estación del año. Con mayor fuerza comprende una alternativa a considerar en sistemas de potencia intermitente tales como la energía solar y eólica. Cuando es combinado con tecnologías emergentes de descarbonización constituye una alternativa importante para la reducción de la contaminación atmosférica. Sin embargo, los sistemas energéticos basados en hidrógeno aún enfrentan numerosas barreras técnicas y económicas para lograr posicionarlo como un portador energético competitivo.

En el campo de los combustibles, hay ciertas características que hacen del hidrógeno un elemento de mucho interés:

- Reservas prácticamente ilimitadas.
- Facilidad de combustión completa.
- Bajo nivel de contaminación atmosférica<sup>9</sup>.

De igual manera, hay desventajas en este mismo aspecto:

- No existe libre en la naturaleza y su producción requiere de procesos muy contaminantes o bien costosos.
- Los esquemas tradicionales de obtención arrojan un balance energético negativo a lo largo del ciclo de vida<sup>10</sup>.

---

<sup>9</sup> En este punto es importante considerar el análisis de ciclo de vida del hidrógeno; se considerará como combustible libre de emisiones de dióxido de carbono siempre y cuando la forma de producirlo no implique emisiones de gases contaminantes.

- Escasa densidad energética por unidad de volumen, lo que dificulta su manipulación.

Con el objetivo de avanzar de manera rápida en el desarrollo e investigación de nuevas tecnologías de producción de hidrógeno, diversas naciones han establecido programas, en colaboración con la agencia internacional de energía (IEA por sus siglas en inglés), para enfrentar los aspectos que impiden la aceptación mundial del hidrógeno en materia energética. Mediante esta herramienta, investigadores de todo el mundo han logrado avances en diversos aspectos tales como producción limpia, almacenamiento mediante portadores sólidos y herramientas de optimización de sistemas integrados.

Según la Agencia Internacional de Energía, algunos de los aspectos que hacen imperioso el estudio de tecnologías de producción de hidrógeno son las siguientes:

- El hidrógeno, ahora utilizado principalmente como materia prima en la industria química y ampliamente consumido en procesos de refinamiento para el mejoramiento de combustibles fósiles, podría en el futuro ser una alternativa por si mismo como portador de energía.
- El uso masivo de hidrógeno contribuirá a la considerable reducción de los impactos ambientales actualmente provocados por la utilización de combustibles fósiles.
- El hidrógeno actualmente posee un potencial en el corto, mediano y largo plazo para desarrollar aplicaciones industriales, no obstante, éstas deben ser bien entendidas y aplicadas.
- Todo recurso energético renovable requiere la conversión desde su forma original. Electricidad y/o hidrógeno constituyen dos opciones complementarias y prominentes en el futuro.
- El hidrógeno puede asistir en el desarrollo de tecnologías renovables constituyendo una forma eficaz de almacenamiento, distribución y conversión de energía.
- El hidrógeno puede ser utilizado como combustible en una amplia variedad de aplicaciones incluyendo aplicaciones en el sector de transporte.
- Las barreras, tanto tecnológicas como económicas, están siendo reducidas a través de avances en tecnologías de energías renovables.

---

<sup>10</sup> Esto implica que la energía necesaria para obtener una cierta cantidad de hidrógeno es mayor a la que es aprovechable de esta.

- Los sistemas de energía basados en hidrógeno tienen un gran potencial en localizaciones donde no existe una adecuada infraestructura de suministro convencional de energía. El desarrollo en tecnologías de hidrógeno resultará en mejoras que llevarán a reducción de costos que permitirán una aplicación masiva en el futuro.

Si el gran potencial del hidrógeno es considerado en el mediano y largo plazo, contribuirá al desarrollo sustentable de la economía mundial asegurando el suministro de energía y contribuyendo a la reducción de las emisiones de gases de efecto invernadero.

## **2.1.2 Aspectos relevantes en la economía del hidrógeno**

Los diversos aspectos a considerar en el desarrollo de las tecnologías de hidrógeno tienen relación con las diversas formas de producción, almacenamiento, utilización e infraestructura.

### **2.1.2.1 Producción**

Respecto a la producción de hidrógeno<sup>11</sup>, grandes centrales de reformado de metano (SMR por sus siglas en inglés), son la primera fuente de suministro de hidrógeno y continuará siendo la opción más atractiva económicamente para la producción en el corto plazo. La incorporación de tecnologías de secuestro de CO<sub>2</sub> pueden contribuir considerablemente a reducir las emisiones provenientes de combustibles fósiles. Por otra parte, el desarrollo tecnológico en producción mediante SMR ha seguido progresando disminuyendo costos de producción y mejorando en aspectos como pureza y eficiencia.

Por otra parte, la electrólisis de agua es actualmente la fuente de suministro de hidrógeno más atractiva cuando se requiriere altos estándares de pureza en el producto final. El suministro de potencia para este proceso es actualmente en forma mayoritaria centrales termoeléctricas. Hidroeléctricas y nucleares. Progresos en materiales y eficiencias de producción, reducción de tamaño de equipos y producción a través de energías renovables son los principales aspectos a los que apunta la investigación en esta área.

---

<sup>11</sup> Este tema será abordado con mayor detalle en el capítulo III del presente trabajo

### **2.1.2.2 Almacenamiento**

Actualmente el hidrógeno es almacenado y transportado como gas comprimido o líquido criogénico. Respecto al sector transporte, para que la tecnología emergente de celdas de combustibles sea competitiva frente a los actuales combustibles, los vehículos basados en tecnologías de hidrógeno deben ser capaces de recorrer distancias comparables a los automóviles tradicionales que utilizan combustibles fósiles, para esto, de acuerdo a las actuales tecnologías de compresión de hidrógeno, se requeriría un estanque de combustible demasiado grande y pesado, debido a la baja densidad energética del hidrógeno.

En estado líquido, la densidad energética del hidrógeno es substancialmente mejorada, no obstante, las fugas del producto llegan a tener un importante foco de atención por lo que tecnologías de aislamiento son necesarias. Por otra parte, la licuefacción de hidrógeno es un proceso intensivo en el uso de energía, necesitando casi un tercio de la energía disponible en el hidrógeno.

La densidad de energía también puede ser mejorada mediante compresión del gas. El actual desarrollo de tecnologías apunta a mejorar las eficiencias de compresión, disminuyendo la energía utilizada en este proceso.

Materiales sólidos son la última tecnología en estudio, con importantes avances en hidruros y nanotubos, estos tienen la capacidad de adsorber y absorber (respectivamente) moléculas de hidrógeno y liberar hidrógeno con cambios poco apreciables de presión y/o temperatura.

### **2.1.2.3 Utilización**

Actualmente, el hidrogeno es principalmente utilizado como materia prima para producir productos químicos tales como amoniaco, combustibles de mayor pureza, fertilizantes para la industria alimenticia, etc. Ha sido utilizado también en programas espaciales y actualmente esta siendo muy estudiado en el campo de las celdas de combustibles. Éstas últimas pueden ser utilizadas e una gran variedad de aplicaciones, tanto en tecnologías móviles como estacionarias de pequeña y gran escala. Estas eran seleccionadas basadas en las materias primas disponibles y su aplicación. Son necesarios una reducción de tamaño, peso y costos para lograr que las celdas de combustible, lleguen a ser económicamente competitivas. Si las celdas de combustibles llegan a ser reversibles, podrían producir su propio hidrógeno, proveyendo de una tecnología ideal para aplicaciones remotas.

#### 2.1.2.4 Infraestructura

La actual tecnología de distribución de hidrógeno esta compuesta por procesos de licuefacción, compresión de gases, líneas de transporte de hidrógeno, etc. Los costos que implican estas tecnologías, podrían ser reducidos mediante progresos en materiales de estanques de almacenamiento y líneas de distribución, tecnologías de compresión, etc. Almacenamiento químico y sólido provee nuevas alternativas a la infraestructura de almacenamiento.

Un aspecto importante en esta área está determinado por la seguridad en las instalaciones. Procedimientos y estándares de calidad deben ser desarrollados y mundialmente utilizados. En este sentido ya hay avances importantes, por ejemplo en el campo de electrólisis de agua, donde la organización de estándares internacionales (ISO por sus siglas en inglés) ya ha establecidos procedimientos en el proceso a través de la norma ISO 22734-1: 2008, "Hydrogen generator using water electrolysis process". Un aspecto vital en esta área es mejorar los actuales mecanismos de detección de fugas. La actual experiencia en producción de hidrógeno mediante tecnologías emergentes debe ser puesta a disposición de la comunidad internacional, rol que ha asumido la agencia internacional de energía, de manera de asegurar la aplicación masiva de estas tecnologías.

#### 2.1.3 Propiedades fisicoquímicas del hidrógeno

A continuación se presenta una tabla con propiedades fisicoquímicas del hidrógeno:

**Tabla 4: Propiedades fisicoquímicas del hidrógeno<sup>12</sup>**

<i>Propiedad</i>	<i>Magnitud</i>	<i>Unidad</i>
Temperatura de ebullición	-257,7	°C
Temperatura de fusión	-239,7	°C
Punto crítico	-259,0	°C
Densidad del gas (STD)	0,08995	Kg/m3
líquido (-253 °C)	70,8	Kg/m3
gas (-253 °C)	76,0	Kg/m3
Peso molecular	2,16	g/gmol
PCI (LHV)	120,20	MJ/Kg
	10,76	MJ/Nm3
	241,00	KJ/mol
PCS (HHV)	142,00	MJ/Kg
	12,71	MJ/Nm3
	285,00	KJ/mol

<sup>12</sup> Ullmann's Encyclopedia 2002

## 2.2 Mercado del hidrógeno

El hidrógeno es utilizado a nivel mundial en diversas aplicaciones, la mayoría de estas apuntan básicamente a la industria química para la producción de insumos o materias primas. La industria de refinación de petróleo es otro de los focos de interés en la producción de hidrógeno, no obstante, dada la infraestructura, conocimiento y requerimientos que tienen éstos acerca de la producción de hidrógeno es que han llevado a integrar la producción de hidrógeno como parte del proceso productivo de refinamiento de petróleo. Este mercado no obstante podría crecer durante los próximos años debido al acelerado progreso que están alcanzando las tecnologías de celdas de combustibles, estas, como se ha comentado anteriormente representan una alternativa al desarrollo sustentable de la economía mundial.

Existen diversos tipos de tecnologías en el campo de celdas de combustibles, no obstante la mayoría presenta un campo amplio aun en progreso por lo que ninguna de ellas puede ser descartada como tecnología para satisfacer la futura demanda en este campo; esta dependerá simplemente del tipo de desarrollo que se quiera implementar, es decir, analizando las diversas alternativas se tienen algunas opciones que son más atractivas para gran escala y otras en pequeñas producciones. La diferencia radica básicamente en el grado de producción; generalmente aquellas tecnologías más costosas, pero con mejores estándares de producción, son mejor evaluadas a pequeña escala. Actualmente las alternativas existentes son:

- Celda alcalina
- Celda de dispositivo de electrolito de membrana polimérica (PEM)
- Celda de dispositivo de óxido sólido
- Celda bromhídrica.
- Celda de ácido fosfórico
- Celda de combustión mediante Metanol
- Celda de carbonato fundido

Muchas de estas aplicaciones aún se encuentran en fase de desarrollo, siendo las tecnologías actualmente con mayor aceptación las celdas de membrana polimérica, óxido sólido y alcalinas. No obstante el desarrollo alcanzado hasta ahora, en materia de investigación y desarrollo, las barreras que enfrenta las tecnologías de hidrógeno combustible aun son inmensas por lo que ésta aplicación aun no es una de los mercados principales.

En cuanto a la distribución porcentual del mercado del hidrógeno no existe estadísticas a nivel mundial, no obstante, a modo de ejemplo es posible decir que durante el año 1990 la producción de hidrógeno en Estados Unidos fue destinada en un 60% a procesos de tratamiento de hidrógeno en refinerías de petróleo, 30% a la producción de amoníaco, el cual a su vez es muy requerido en la industria

minera y finalmente solo un 10% es utilizado en la producción (de mediana y baja escala) de químicos.

Respecto al tratamiento con hidrógeno en refinerías, que es la industria con mayores requerimientos de hidrógeno, las aplicaciones son las siguientes:

- Hidrotratamiento: Procesos en el cual se reduce el tamaño de las moléculas de petróleo para remover especies como S, N, O, Ni y V.
- Hidrocracking: Proceso en el cual se reduce el peso molecular de pequeñas cantidades de alimentación del crudo (mayor al 10%).
- Hidrorefinación: Proceso en el cual se reduce el peso molecular del 50% o más de la alimentación.

Dentro de las tres categorías anteriores existen procesos de Hidrodesulfurización (HDS), Hidrotratamiento catalítico (HC), Hidrogenólisis (Hidrocracking), Hidrodesmetalización (HDM), Hidrodesnitrogenación (HDN), Hidrodesoxigenación (HDO).

Respecto a la producción de productos químicos se tienen diversas aplicaciones clasificadas según escala de producción:

- Pequeña escala: hidrogenación de aceites y grasas, anilina, 1,4 butanediol, ciclohexano, ácido clorhídrico, peróxido de hidrógeno, producción de metales, industria electrónica.
- Mediana escala: acrilamida, adiponitrilo, oxo-alcoholes, buteno-1, aminas, ciclohexanol, ciclohexanone, químicos finos, industria farmacéutica.
- Gran escala: producción de amoníaco mediante proceso Haber.

## 2.3 Nivel de Producción

El nivel de la producción de hidrógeno será establecido dirigiendo el mercado objetivo hacia la producción de amoniaco, el cual a su vez es utilizado en la producción de nitrato de amonio, esta decisión tiene varias razones. Por una parte, es conveniente notar que el amoniaco es uno de los principales productos que requieren del hidrógeno como materia prima por lo que constituye un mercado atractivo en dicho sentido. En cuanto al mercado que representan las refinerías de petróleo, se debe considerar que la mayoría de éstas han integrado el proceso de producción de hidrógeno como parte del refinamiento del crudo, esto básicamente a la gran exigencia que tienen actualmente los estándares de calidad del petróleo, lo que afecta directamente a la importancia de los procesos de tratamiento de hidrógeno en refinerías. La producción de hidrógeno en este sector industrial se lleva a cabo mediante reformado de gas natural. Es poco probable que en el mediano plazo, dicho sector de la industria de procesos este dispuesto a un cambio de tecnologías de producción de hidrógeno hacia electrólisis de agua.

Antes de continuar es importante conocer las aplicaciones que tiene el amoniaco como producto terminado y materia prima en la industria química de manera de hacerse una idea de su importancia en la industria nacional. La producción de amoniaco esta destinada principalmente a las siguientes aplicaciones:

- Industria de la refrigeración y aire acondicionado
- Producción de amidas y nitruros
- Industria agrícola (abonos mediante amoniaco anhidro o sales amónicas)
- Obtención de NO
- Producción de ácido nítrico que a su vez es utilizado en la producción de explosivos y fertilizantes
- Producción de nitrato de amonio, el cual al ser mezclado con petróleo conforma una mezcla explosiva.
- Obtención de N<sub>2</sub>O (a partir de nitrato de amonio)

Es importante notar que algunas de las aplicaciones del amoniaco están destinadas a la producción de explosivos, esto es particularmente importante en un país como Chile, en el cual, gran parte del producto interno bruto proviene del

sector minero<sup>13</sup>. Otra de las aplicaciones importantes a nivel nacional está dada en el sector agrícola, en particular mediante el uso de amonio anhídrido (nombre que se le da al amoniaco en estado puro sin ser mezclado con agua), el cual es muy efectivo en cultivos expuestos a bajas temperaturas.

Uno de los principales productores de amoniaco a nivel nacional es ENAEX S.A. empresa fabricante de explosivos y dedicada al servicio de tronadura para las principales mineras de Chile y Perú. Posee 4 plantas en Chile y tiene una participación indirecta del 95% del mercado nacional. El nivel de producción mediante el cual se evaluará la producción de hidrógeno a través de electrólisis de agua esta dado por la capacidad de producción de amoniaco de una de las plantas de ENAEX S.A. esto con el objetivo de estudiar escalas de producción realistas en el mercado interno.

La producción de amoniaco que se desea satisfacer es la necesaria para la obtención de 360.000 toneladas métricas anuales de nitrato de amonio, para lo cual se requiere una producción de 13.773 toneladas métricas anuales de hidrógeno, las cuales equivalen al hidrógeno necesario para producir el amoniaco con el cual se obtiene el nitrato de amonio, que es generado a partir de la reacción  $\text{NH}_3 + \text{HNO}_3 \rightarrow \text{NH}_4\text{NO}_3$ .

---

<sup>13</sup> Según informes elaborados por COCHILCO (Comisión Chilena del Cobre), durante el 2007 la participación de la minería en el PIB nacional fue de un 23%

## Capítulo 3. Tecnologías de producción de hidrógeno y selección del proceso

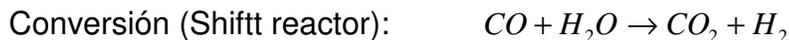
### 3.1 Tecnologías convencionales de producción de hidrógeno

#### 3.1.1 Reformación con vapor de gas natural

Actualmente, el reformado de gas natural es el proceso más importante y el más comúnmente usado para la producción de hidrógeno. Es un proceso endotérmico y catalítico llevado a cabo en un rango de temperaturas de entre 970-1100 °K. y una presión sobre los 3,5 MPa. Los catalizadores usados en este proceso son de Níquel soportado. Respecto a las materias primas utilizadas, comúnmente los combustibles fósiles más apropiados son aquellos con una razón Hidrógeno/Oxígeno alta.

Generalmente, la principal materia prima utilizada es gas natural, de ahí el nombre que lleva este proceso, sin embargo, también pueden utilizarse alimentaciones de hidrocarburos pesados como el Nafta. Una cantidad significativa del vapor producido no es requerido en el proceso por lo cual parte importante es llevado a producir energía eléctrica que puede ser utilizada en otras instalaciones del proceso, esto último, hace de las plantas de reformado de gas un proceso bastante eficiente.

El proceso se lleva a cabo en dos etapas:



Una gran desventaja del proceso de reformado de gas natural es que la producción de hidrógeno está acompañada de grandes cantidades de emisiones de CO<sub>2</sub> a la atmósfera, esto debido a que el proceso libera este compuesto y además a que se requiere de combustibles fósiles para satisfacer los requerimientos energéticos del mismo proceso.

Este proceso requiere además de realizar la reformación del gas natural, una remoción de los altos contenidos de azufre y otras impurezas del combustible. Además, una vez realizada la reformación del gas se precisa de una limpieza del gas cuando los requerimientos de pureza del hidrógeno son altos.

En la figura 3 se muestra un diagrama de flujos de proceso de reformado de gas natural:

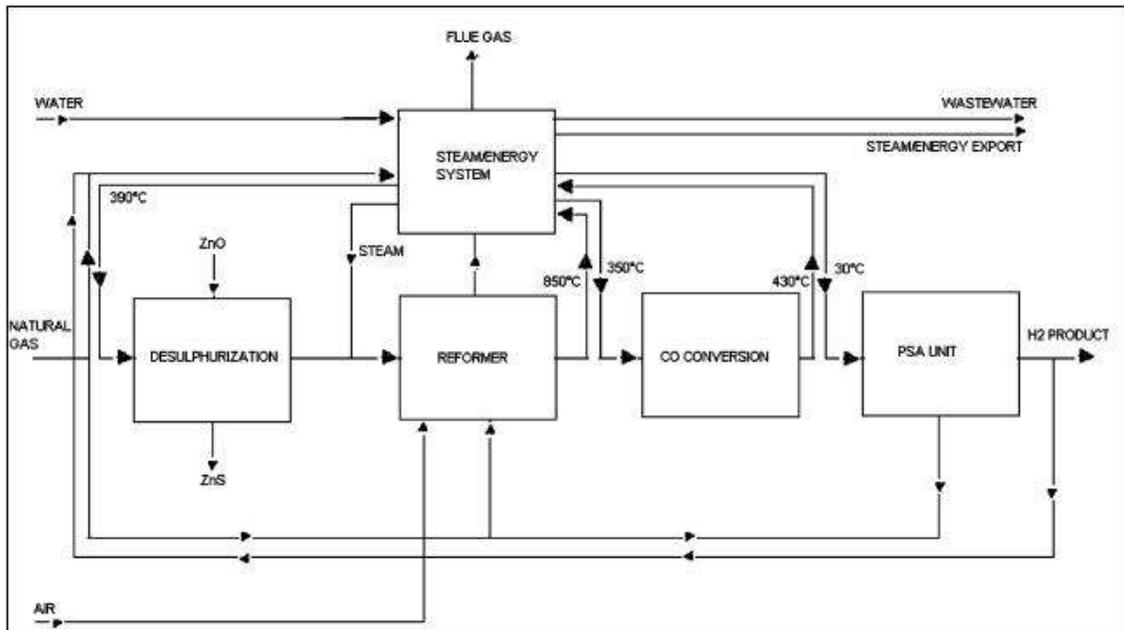
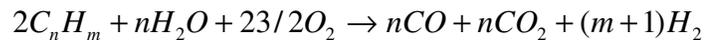


Fig 3: Diagrama de flujos de una planta de reformado de gas natural

### 3.1.2 Oxidación parcial de hidrocarburos

La oxidación parcial de hidrocarburos es una reacción exotérmica con oxígeno y vapor a presiones moderadamente altas. De acuerdo al tipo de alimentación de este proceso es que se utiliza o no catalizadores para llevarse a cabo. Es el segundo proceso en importancia para la producción de hidrógeno (figura 1) y requiere de cualquier tipo de combustible fósil tanto en estado líquido o gaseoso. Esta última característica lo hace adecuado para procesar alimentaciones con altos contenidos de azufre tales como petróleo residual y compuestos con alto peso molecular, los cuales no pueden ser tratados mediante reformado de gas.

La reacción básica de oxidación parcial de hidrocarburos pesados es la siguiente:



La gran desventaja de este proceso es el alto contenido de emisiones de monóxido de carbono (CO) que emite junto con el CO<sub>2</sub>.

En la figura 4 se muestra un diagrama de flujos del proceso de oxidación parcial de hidrocarburos:

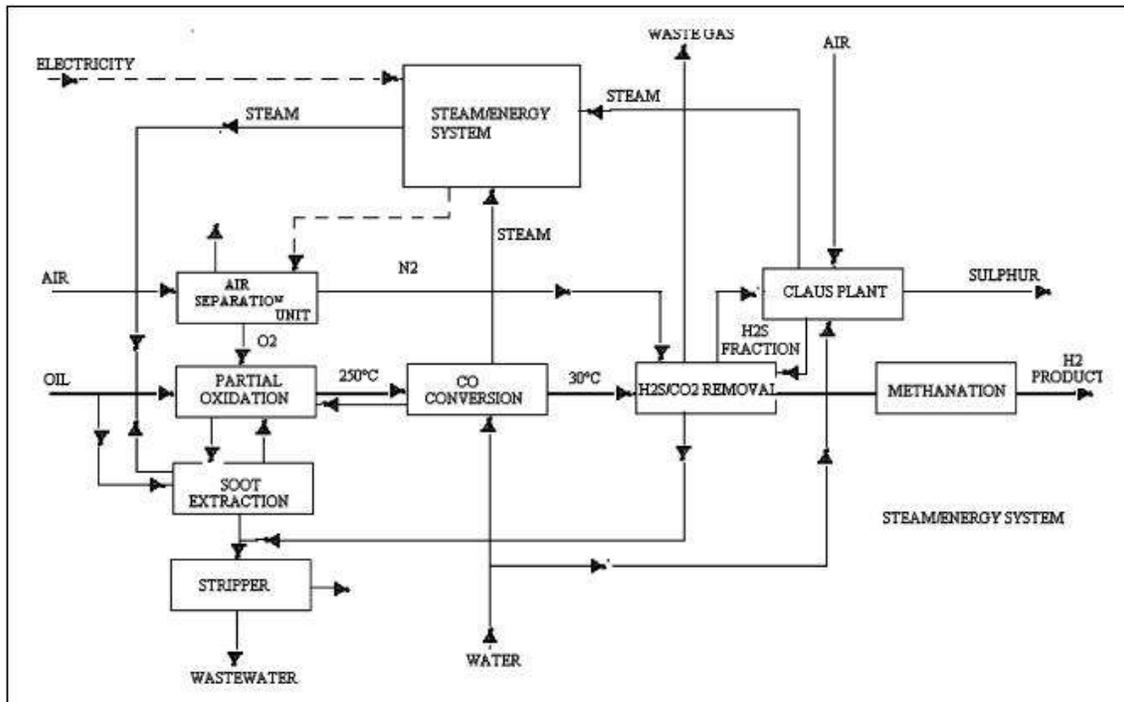
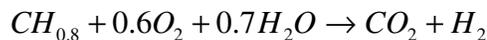


Fig 4: Diagrama de flujos de una planta de oxidación parcial de hidrocarburos

### 3.1.3 Gasificación de carbón

El proceso de gasificación de carbón es muy similar al de oxidación parcial de hidrocarburos pesados. La reacción básica es la siguiente:



Al igual que los procesos anteriores las emisiones de CO<sub>2</sub> son considerables. La producción de hidrogeno a partir de gasificación de carbón es llevada a cabo mediante 2 métodos:

- Proceso del gas de síntesis
- Proceso con secuestro de CO<sub>2</sub>

Cuando el CO<sub>2</sub> reacciona con vapor a 450 psi. y 1073-1173 °K. los productos gaseosos con CO, CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>, además de una pequeña cantidad de metano. El metano llega a ser el producto mayoritario cuando la presión es incrementada por sobre las 1000 psi. El dióxido de carbono es removido de la corriente de gases mediante un lavado con monometanoamina o hidróxido de potasio. El producto final contiene tan solo entre un 97-98% de pureza.

En la figura 5 se muestra un diagrama de flujos del proceso de gasificación de carbón.

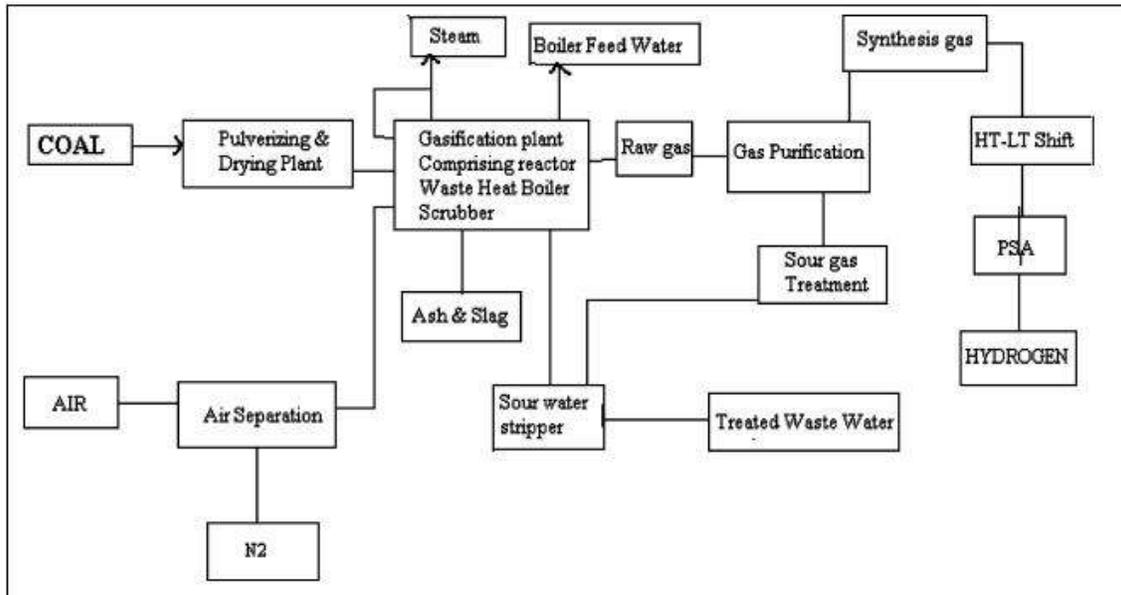


Fig 5: Diagrama de flujos de una planta de gasificación de carbón

## 3.2 Producción biotecnológica de hidrógeno

Existe diversos tipos de producción biotecnológica de hidrógeno, a continuación se hace un breve resumen de éstos:

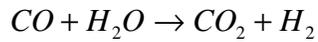
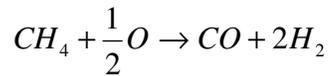
### 3.2.1 Gasificación de biomasa

La biomasa es la totalidad de sustancias orgánicas de los seres vivos, ya sean animales o plantas. La constituyen elementos de la silvicultura, agricultura, excremento de animales, etc.

La gasificación de biomasa es el proceso análogo a la gasificación de carbón, se realiza cuando la humedad de ésta es menor al 20%. Básicamente la única diferencia esta dada por la materia prima.

Mediante la gasificación de biomasa se obtiene una corriente gaseosa de CO y H<sub>2</sub> que debe ser tratado en un reactor tubular (Shifft reactor) similar al del proceso de reformado de gas natural.

Las reacciones involucradas en éste proceso son las siguientes:



### 3.2.2 Fermentación anaeróbica de biomasa

La fermentación anaeróbica de biomasa se realiza cuando la humedad de ésta supera el 30%. El gas generado por bacterias que digieren la materia orgánica en ausencia de oxígeno, está compuesto principalmente por metano, Este gas, producido a través de dichas bacterias puede ser transformado a hidrógeno mediante algún proceso de reformado de gas o bien vía oxidación parcial de hidrocarburos.

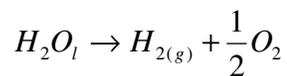
### 3.2.3 Fotoproducción de hidrógeno

Existen diversos métodos de producción de hidrógeno mediante fotoproducción, los cuales se basan en la absorción de luz solar para producir energía en electricidad o bien almacenarla a través de un proceso endergónico.

Dentro de esta categoría existen los siguientes procesos:

#### 3.2.3.1 Procesos fotoquímicos

Se basan en una reacción de hidrólisis:



El agua pura es absorbida en el rango infrarrojo. Donde la energía de los fotones es insuficiente para producir la hidrólisis. Por lo cual se agrega alguna molécula o semiconductor capaz de absorber en otra región del espectro electromagnético para llevar a cabo la reacción.

### 3.2.3.2 Procesos fotobiológicos

Consiste en producir hidrógeno mediante algas o microorganismo que sean capaz de sintetizarlo, para esto es necesario inducir ciertas condiciones en el ambiente del microorganismo que permitan activar la vía metabólica de producción de hidrógeno. Como ejemplo las algas verdes son capaces de producirlo después de haber sido sometidas a condiciones de anaerobiosis y oscuridad, donde se induce la síntesis mediante activación de la hidrogenasa.

## 3.3 Electrólisis

La historia de la electrolisis comienza tempranamente durante la primera revolución industrial cuando, en el año 1800, Nicholson y Carlisle descubren el proceso de separación electrolítica de la molécula de agua. Durante el año 1902 ya existían más de 400 plantas industriales de electrolisis en operación con una capacidad de 10.000 Nm<sup>3</sup> de H<sub>2</sub>/h. En el año 1942 entra en operación el primer electrolizador industrial presurizado desarrollado por Zdansky y Lonza. La historia continua en la actualidad con la creación de los electrolizadores de membranas de intercambio, útiles tanto para los procesos de electrolisis de agua como también para celdas de combustión. Otros avances en esta materia son los electrolizadores de óxido sólido y la reconstrucción y optimización de los electrolizadores alcalinos.

A pesar de que la separación electrolítica de agua fue descubierta en ambiente ácido, en plantas industriales se prefiere trabajar en medios alcalinos, esto permite controlar la corrosión además que se utilizan materiales más baratos respecto a la electrolisis en ambiente ácido.

La descomposición del agua en hidrógeno y oxígeno es alcanzada mediante la circulación de corriente eléctrica a través de los electrodos separados por un electrolito con buena conductividad iónica. La reacción total para la separación del agua es la siguiente:

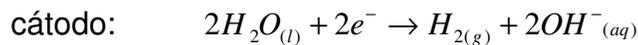
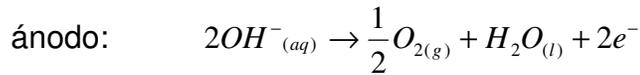


Para que esta reacción ocurra, debe ser aplicado sobre los electrodos un cierto voltaje, el cual puede ser determinado mediante la energía libre de Gibbs para la ruptura de la molécula de agua.

Los tres tipos de electrolizadores que son ampliamente estudiados y desarrollados son de electrolisis alcalina, de dispositivo de electrolito de membrana polimérica y de óxido sólido.

### 3.3.1 Electrólisis alcalina

En la electrólisis alcalina el electrolito es generalmente hidróxido de potasio (KOH) en una solución acuosa al 20-30%, en donde los iones  $K^+$  e hidroxilo ( $OH^-$ ) son causantes de las corrientes iónicas. Las reacciones anódicas y catódicas son las siguientes:



En una solución alcalina, los electrodos deben ser resistentes a la corrosión y deben tener excelentes conductividad eléctrica además de propiedades catalíticas. Por otra parte, el diafragma debe tener una baja resistencia eléctrica. Todas estas propiedades pueden ser alcanzadas utilizando ánodos de Níquel (Ni), Cobalto (Co) o Hierro (Fe) y cátodos de Níquel con platino promovido por carbón activado (Ni, C-Pt). El diafragma comúnmente es de óxido de Níquel (NiO).

Las condiciones de operación típicas de este tipo de electrolizadores varían generalmente entre los 70-100 °C. y 1-30 bar. respectivamente.

Físicamente un electrolizador consiste en varias celdas ordenadas en serie. Existen dos diseños distintos para este tipo de electrolizadores:

- Electrolizador monopolar
- Electrolizador bipolar

En el diseño monopolar los electrodos, tanto negativo y positivo, están conectados eléctricamente en paralelo, mientras que en el diseño bipolar, los electrodos están conectados en serie tanto eléctrica como geoméricamente. Una ventaja de los electrolizadores bipolares es que estos tienen un diseño más compacto, por lo que son convenientes en instalaciones industriales de gran envergadura. Otra ventaja de este diseño son los perfiles de corriente más pequeños en líneas de conducción y electrodos, dando a este diseño una resistencia menor en el electrolito, permitiendo una eficiencia mayor que en electrolizadores monopolares. Otro aspecto que diferencia ambos diseños son las presiones de operación, para procesos a presión atmosférica el diseño debe ser monopolar, mientras que el diseño bipolar permite trabajar a altas presiones, esta condición permite también un incremento de eficiencia ya que ésta depende de las presiones de operación. Una desventaja del diseño a altas presiones (que permite el diseño compacto) es la presencia de corrientes parásitas en los ductos de

conducción de gases, por lo tanto se requiere de un diseño más avanzado en el sistema de control de este equipo de manera de asegurar una operación segura.

En los electrolizadores bipolares, el estanque contenedor de las celdas electrolíticas es encerrado por una cubierta de manera que el agua de proceso se encuentra rodeando las celdas, de este modo, el agua es bombeada a presión dentro del electrolizador. Existe además mecanismos de recuperación del electrolito, los cuales serán vistos con mayor detalle en el capítulo 4.

Se debe hacer hincapié en la condición de que estos electrolizadores deben ser alimentados con agua pura de manera de evitar la acumulación de sales en el dispositivo.

### **3.3.2 Electrólisis en dispositivo de electrolito de membrana polimérica (PEM)**

En electrolizadores de membrana, se utiliza una membrana polimérica para el intercambio de protones entre los electrodos. Puede ser utilizada solo agua pura en estos electrolizadores la cual ingresa directamente sobre el ánodo del equipo, donde la molécula es separada en oxígeno y protones, estos últimos viajan a través de la membrana hacia el cátodo donde se produce hidrógeno. Este sistema sofisticado de electrólisis de agua permite altas densidades de corriente manteniendo altas eficiencias de producción y sería probablemente el mejor método para producir hidrógeno electroquímicamente si no fuera por el gran inconveniente que representa los altos costos de producción de la membrana polimérica. Otro aspecto de relevancia es la necesidad de utilizar metales nobles en los electrodos, lo que hace aun más costosa la inversión en estos equipos. Respecto a los costos de operación estos se ven incrementados debido a la sensibilidad de las membranas lo que influye en altos costos de mantención y dificultad de operación del equipo. No obstante, son importantes los grandes esfuerzos en investigación y desarrollo que existe actualmente en este tipo de electrolizadores de manera de reducir las barreras tecnológicas y económicas mencionadas anteriormente

### **3.3.3 Electrólisis de óxido sólido**

Los sistemas de óxido sólido fueron diseñados para operar a altas temperaturas. En un diseño temprano, estos fueron electrodos tubulares dentro de los cuales fluía la corriente de agua. La ventaja de este tipo de sistema es la habilidad de sustituir parte de la energía eléctrica requerida para separar agua en energía térmica.

En estos dispositivos, varias celdas circulares (tipo anillos) son conectadas una tras otra de manera de formar un tubo. El vapor de agua es alimentado al tubo y es reducido en el cátodo construido de acero y níquel (parte interior del tubo) formando hidrógeno, el cual es retirado por el extremo contrario al cual ingresa el agua. Los iones de oxígeno migran a través del conductor de óxido sólido construido de ytrio estabilizado en óxido de zirconio y es oxidado en la parte exterior del tubo. Es conveniente notar que los iones de oxígeno migran hacia el exterior a través de las paredes del dispositivo las cuales son permeables a este ión.

El factor que determina la temperatura a la cual opera este tipo de electrolizador es la conductividad iónica del óxido sólido, por lo cual la mayor parte de las investigaciones están orientadas a disminuir las presiones de operación mediante el estudio del material con el cual se construye el dispositivo.

### 3.4 Selección del proceso

En los objetivos generales de esta tesis se planteo la necesidad de contrastar el estudio de factibilidad económica y técnica de la producción de hidrógeno mediante electrólisis de agua con una tecnología convencional de producción de este elemento. En este capítulo se han dado tres alternativas convencionales de producción de la cual se ha seleccionado el reformado de gas metano como proceso para realizar la comparación económica, esta decisión se ha basado básicamente en que es la más utilizada a nivel mundial con una capacidad de producción del 48% del hidrógeno producido en el mundo.

Respecto al proceso de electrólisis de agua hay diversos factores que han influido en la decisión. En primer lugar se descartó la producción mediante dispositivos de óxido sólido ya que no existe experiencia industrial de producción de hidrógeno mediante ésta vía. Con esto las dos alternativas que resta evaluar son electrólisis alcalina y PEM. Se decidió descartar la tecnología de electrolito de membrana polimérica dado los altos costos de inversión que esta conlleva, esto considerando además, que la experiencia existente reporta producciones a nivel de planta piloto en pequeña escala con motivos de investigación y desarrollo.

Una vez que se decidió diseñar el proceso mediante electrólisis alcalina, de la cual existe experiencia a nivel de producción industrial, se realizó la selección entre dispositivos monopolares y bipolares, el factor esencial de la decisión se basa en el nivel de producción. De acuerdo al capítulo anterior se busca satisfacer una demanda bastante alta de hidrógeno, con el objetivo de contrastar esta tecnologías en condiciones de producción industrial de gran escala. Es evidente que para dichos niveles de producción, el arreglo que más se acomoda a los requerimientos es la electrólisis alcalina en electrolizador bipolar dada la reducción del tamaño de la planta. Anexo a lo anteriormente expuesto es conveniente notar que este sistema es el preferido a nivel mundial para la producción de hidrógeno mediante electrólisis.

La energía eléctrica necesaria para el proceso de electrólisis será proporcionada mediante la integración de energía solar al sistema electrolizador, para esto es necesario seleccionar un emplazamiento adecuado para generar la potencia necesaria en el proceso

## Capítulo 4. Descripción del proceso de electrólisis alcalina de agua

El proceso de electrólisis alcalina de agua cuenta con tres operaciones esenciales:

- ∇ Sistema de electrolizadores: En los cuales se lleva a cabo la operación de electrólisis de agua mediante la utilización de energía eléctrica.
- ∇ Sistema de compresión: Dado que se tiene una gran producción de gases hidrógeno y oxígeno, es necesario diseñar un sistema eficiente de almacenamiento de estos compuestos, de manera de ahorrar espacio, es necesario contar con un sistema de compresión de gases que permita aumentar la densidad de estos gases.
- ∇ Red de intercambiadores de calor: mediante una red de intercambio se lleva el reactivo principal (agua) y los productos a las temperaturas necesarias para los procesos de electrólisis, compresión y almacenamiento

En la página siguiente se muestra el diagrama de flujos de la planta de electrólisis alcalina de agua:

#### 4.1 Diagrama de Flujos seleccionado para el proceso de Electrólisis alcalina

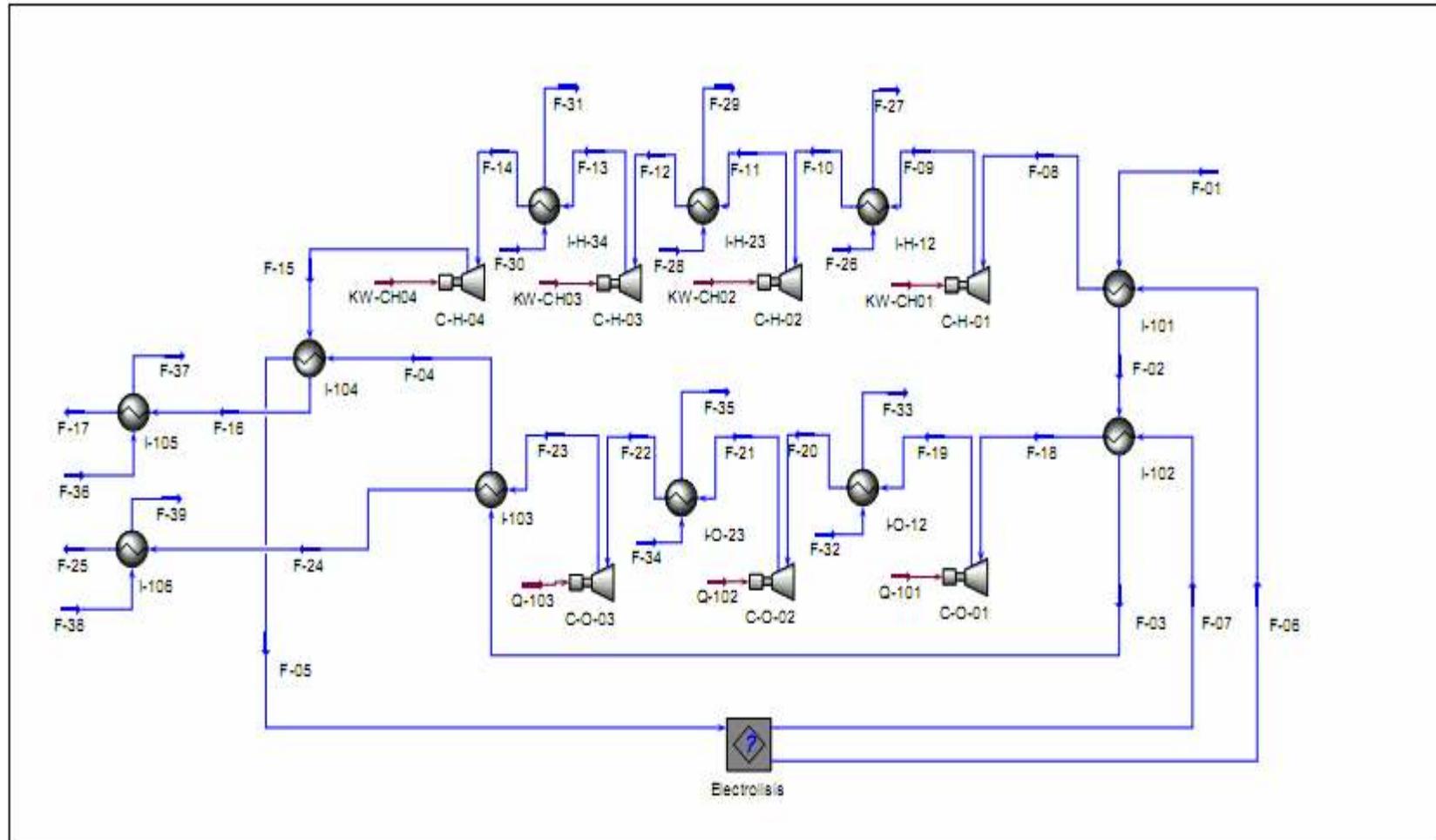


Fig 6: Diagrama de flujos del proceso de electrólisis de agua

## 4.2 Descripción del proceso

- **Electrólisis:** Operación donde se lleva a cabo la descomposición de agua, posee una corriente de entrada de agua a 7 bar y 80 C. y dos salidas de productos, una posee hidrógeno de alta pureza y la otra oxígeno de alta pureza, ambas a 80 C y 7 bar. La separación de estos gases se lleva a cabo dentro de los electrolizadores mediante membranas de traspaso de iones, las cuales impiden que difundan estos productos hacia el electrodo opuesto al que fueron generadas.
- **Intercambiadores de calor:**
  - I-101: Enfría el hidrógeno producido antes de entrar al sistema de compresión, para esto utiliza agua de proceso precalentándola para ser utilizada en la electrólisis
  - I-102: Enfría el oxígeno producido antes de entrar al sistema de compresión, para esto utiliza agua de proceso calentada previamente por hidrógeno para ser utilizada en la electrólisis

Luego de los dos intercambiadores previos el agua de proceso aun no ha sido calentada a 80 C, que es la temperatura necesaria para ser utilizada en la electrólisis. El calentamiento se finaliza en los dos intercambiadores siguientes:

- I-103: Utiliza oxígeno calentado en la compresión para calentar agua de proceso antes de la electrólisis
- I-104: Utiliza hidrógeno calentado en la compresión para terminar de calentar el agua de proceso a 80 C.

Los gases comprimidos que se han enfriado con el agua de proceso deben terminar de enfriarse hasta 30 C. para su almacenamiento. Esto se realiza en los siguientes intercambiadores:

- I-105: Utiliza aire para enfriar hidrógeno comprimido a 30 C.
- I-106: Utiliza aire para enfriar oxígeno comprimido a 30 C.

Para enfriar el hidrógeno comprimido en cada una de las etapas de compresión están los siguientes intercambiadores de calor, los cuales utilizan aire para enfriar el gas a 30 C:

- I-H-12
- I-H-23
- I-H-34

Para enfriar el oxígeno entre cada una de las etapas se utiliza los siguientes compresores, los cuales, al igual que en el caso del hidrógeno utilizan aire para enfriar el oxígeno a 30 C:

- I-O-12
- I-O-23

La compresión del hidrógeno se lleva a cabo en 4 etapas mediante los siguientes equipos, los cuales llevan el hidrógeno desde 7 bar. a 400 bar:

- C-H-01
- C-H-02
- C-H-03
- C-H-04

El oxígeno en tanto es comprimido desde 7 bar. hasta 200 bar. mediante los siguientes compresores:

- C-O-01
- C-O-02
- C-O-03

## 4.2 Balance de masa y energía

El balance de masa del proceso considera que toda el agua que entra al proceso de electrólisis es convertida en hidrógeno y oxígeno, por lo que la eficiencia en este sentido es del 100 %, por otra parte, el proceso electrolítico tiene como principal característica la alta pureza de productos, es decir, no existe difusión de las moléculas producidas a través del diafragma de la celda, por lo que las corrientes de hidrógeno y oxígeno no contienen impurezas del otro producto.

$$\dot{m}_{H_2O} = \dot{m}_{H_2} + \dot{m}_{O_2} \quad (4.2.1)$$

$$\frac{\dot{m}_{H_2O}}{PM_{H_2O}} = \frac{\dot{m}_{H_2}}{PM_{H_2}} \quad (4.2.2)$$

En los intercambiadores de calor de enfriamiento de gases de compresión mediante aire, se realiza un balance de energía asumiendo que no existen pérdidas de calor en el equipo. Considerando el enfriamiento de los comprimidos hasta 30 C. en cada uno de estos intercambiadores, es posible obtener la cantidad de aire necesario para el proceso.

El balance de energía requerido en cada intercambiador de calor es el siguiente:

Intercambiadores Aire-Gas comprimido:

$$\dot{Q} = \dot{m}_{gas} \cdot (T_{in,gas} - T_{out,gas}) \cdot c_{p,gas} \quad (4.2.3)$$

$$\dot{m}_{aire} = \frac{\dot{Q}}{(T_{in,aire} - T_{out,aire}) \cdot c_{p,aire}} \quad (4.2.4)$$

Donde:

$Q$  = Calor transferido [Kj/hr]

$T_{in,i}$  = Temperatura de ingreso de la especie i [C]

$T_{out,i}$  = Temperatura de salida de la especie i [C]

$\dot{m}_i$  = Flujo másico de la especie i [Kg/hr]

$c_{p,i}$  = Calor específico de la especie i [KJ/Kg-C]

El balance anterior permite obtener la cantidad de aire necesario en cada uno de los intercambiadores que requieren aire para enfriar la corriente de productos. Para los intercambiadores de calor que calientan el agua de proceso el balance es similar solo que la incógnita es la temperatura de salida del agua, con excepción del intercambiador I-104 donde se debe calcular la temperatura de salida del hidrógeno imponiendo que el agua llega a 80 C para ser utilizada en los electrolizadores.

# Capítulo 5. Ingeniería Conceptual y fundamentos del proceso de producción de hidrógeno

## 5.1 Modelamiento y dimensionamiento del proceso de electrólisis alcalina

### 5.1.1 Modelo Termodinámico

La termodinámica provee la base teórica para describir el equilibrio y los efectos térmicos en reactores electroquímicos. Del mismo modo da una base para representar los fenómenos de transporte en electrolitos y lleva a la descripción de las propiedades de soluciones electrolíticas. A continuación se dará una descripción de los fenómenos termodinámicos que gobiernan el proceso de electrólisis de agua a bajas temperaturas, asumiendo que dicha propiedad no excederá los 150 °C.

Para desarrollar el modelo deben ser asumidas ciertas consideraciones:

- Tanto el hidrógeno como el oxígeno son gases ideales
- El agua es un fluido incompresible
- Las fases gas y líquidas no presentan mezcla

Basados en estos supuestos, el cambio en entalpía ( $\Delta H$ ), entropía ( $\Delta S$ ), y energía libre de Gibbs ( $\Delta G$ ), de la reacción de separación del agua son calculados respecto a los estados de referencia del hidrógeno puro, oxígeno puro, y agua pura a temperatura y presión estándar (25 °C y 1 bar). El cambio total de entalpía para la reacción de separación de agua es la diferencia de entalpía entre los productos ( $O_2$  y  $H_2$ ) y del reactante ( $H_2O$ ). Lo mismo se aplica para el cambio en entropía. El cambio en energía libre de Gibbs está dado por la siguiente ecuación:

$$\Delta G = \Delta H - T\Delta S \quad (5.1.1)$$

A condiciones estándar de 25 °C. y 1 bar. la reacción de separación de agua es una reacción no espontánea, lo cual significa el cambio en energía libre de Gibbs es positivo. A condiciones estándar el cambio de energía libre es  $\Delta G=237$  KJ/mol). Para un proceso electroquímico operando a temperatura y presión constante el trabajo útil (trabajo reversible) está dado por el cambio en energía libre. Por otra parte la ley de Faraday relaciona la energía eléctrica (emf) necesaria para obtener una cierta razón molar de la producción de hidrógeno en el

proceso de electrólisis. La emf para un proceso electroquímico reversible es expresada por la ecuación 5.1.2:

$$U_{rev} = \frac{\Delta G}{zF} \quad (5.1.2)$$

La cantidad necesaria para la reacción de electrólisis de agua está dada por el cambio en entalpía del proceso. De la ecuación 5.1.1 se desprende que la variación  $\Delta G$  incluye un parámetro térmico debido a irreversibilidad ( $T\Delta S$ ), el cual para un proceso reversible representa la demanda de calor. La entalpía estándar para el proceso de electrólisis de agua es  $\Delta H^0 = 286$  KJ/mol. La demanda total de energía  $\Delta H$  está relacionada con el voltaje termoneutral de celda mediante la expresión 5.1.3:

$$U_m = \frac{\Delta G}{zF} \quad (5.1.3)$$

En condiciones estándar  $U_{rev} = 1,229$  V. mientras que  $U_{tn} = 1,482$ . No obstante estos parámetros pueden cambiar con el cambio de temperatura y presión. En el rango de temperaturas en que se desarrolla la electrólisis alcalina el valor de  $U_{rev}$  decrece levemente con el aumento de temperatura, mientras que el valor de  $U_{tn}$  permanece casi constante. Respecto a la presión, el aumento de ésta provoca un incremento en el valor de  $U_{rev}$ , mientras que en  $U_{tn}$  casi no produce efecto.

### 5.1.2 Modelo electroquímico

La cinética de la reacción que ocurre en un electrodo dentro de una celda electroquímica puede ser modelada a partir de relaciones empíricas entre el voltaje y la corriente de la celda (relación U-I). La forma básica de la relación U-I, se muestra en la figura 7:

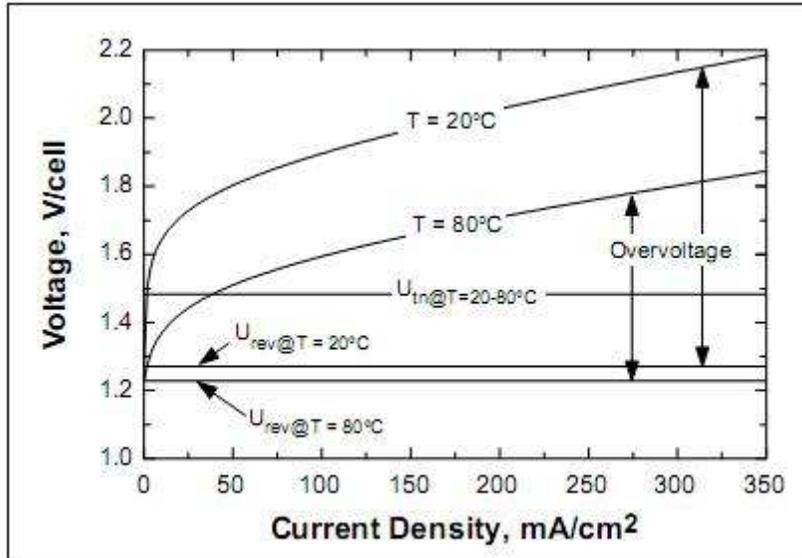


Fig 7: Curvas típica de la relación Voltaje - Corriente para una celda de electrólisis de agua a distintas temperaturas

Para una temperatura dada se tiene la siguiente relación:

$$U = U_{rev} + \frac{r}{A}I + s \log\left(\frac{t}{A}I + 1\right) \quad (5.1.4)$$

En la figura 6 se tiene la relación entre voltaje y corriente para un electrolizador alcalino a distintas temperaturas, es posible notar que la diferencia esta dada básicamente por las variaciones de los sobre potenciales en la celda.

Un modelo apropiado para la relación U-I puede ser modificado hacia relaciones más detalladas, las cuales consideran la dependencia de la resistencia en la celda como función de la temperatura. Ésta es expresada en función del parámetro de resistencia r y coeficientes de sobrevoltaje s y t. La ecuación 5.1.5 representa un modelo basado en la dependencia de sobre potenciales respecto a la temperatura.

$$U = U_{rev} + \frac{r_1 + r_2 T}{A}I + s \log\left(\frac{t_1 + t_2/T + t_3/T^2}{A}I + 1\right) \quad (5.1.5)$$

La eficiencia de Faraday es definida como la razón entre la producción real y teórica de hidrógeno en la celda electroquímica. Ésta depende de las corrientes parásitas producidas en las vías de conducción de gases, por lo que es llamada a menudo eficiencia de corriente. Las corrientes parásitas se incrementan cuando decrecen las densidades de corriente, debido a un descenso en la resistencia eléctrica. Más aun las corrientes parásitas son lineales respecto al potencial de

celda. Otro aspecto importante es que la fracción de estas corrientes parásitas respecto a la corriente total se incrementa, cuando disminuyen las densidades de corriente. Un incremento en la temperatura lleva a menores resistencias, incremento de las corrientes parásitas y menores eficiencias de Faraday. Una expresión empírica que representa este fenómeno está dada por la ecuación (5.1.6):

$$\eta_F = \frac{(I/A)^2}{f_1 + (I/A)^2} f_2 \quad (5.1.6)$$

Donde:

$\eta_F$  = Eficiencia de Faraday

$f_1$  = primer parámetro de eficiencia de Faraday

$f_2$  = Segundo parámetro de eficiencia de Faraday ( $\text{mA}^2/\text{cm}^4$ )

$I$  = Corriente que circula por la celda (mA)

$A$  = Área de electrodo ( $\text{cm}^2$ )

De acuerdo con la ley de Faraday, la producción de hidrógeno está directamente relacionada con la transferencia de electrones en los electrodos, la cual es equivalente a la corriente total que circula por el electrolizador. Más aun, la producción total de hidrogeno por un electrolizador que consiste en varias celdas conectadas en seria esta dada por la siguiente expresión:

$$\dot{n}_{H_2} = \eta_F \frac{n_c I}{zF} \quad (5.1.7)$$

Donde:

$\dot{n}_{H_2}$  = Flujo de hidrógeno (mol/s)

$z$  = Numero de electrones transferidos en la reacción de electrólisis (2 para la reacción de electrólisis)

$F$  = Constante de Faraday (96485 [C/mol])

$n_c$  = número de celdas

El consumo de agua y la producción de oxígeno están dados por la estequiometría de la reacción de electrólisis de agua, cumpliendo la siguiente relación:

$$\dot{n}_{H_2O} = \dot{n}_{H_2} = 2\dot{n}_{O_2}$$

La generación de calor en el electrolizador está dada principalmente por ineficiencias eléctricas. La eficiencia de energía puede ser calculada a partir del voltaje termoneutral y el potencial de la celda:

$$\eta_e = \frac{U_m}{U} \quad (5.1.8)$$

Para una temperatura dada, un incremento en la producción de hidrogeno está determinada por un aumento en el potencial de la celda, el cual, consecuentemente provoca un descenso en la eficiencia energética. Para una densidad de corriente dada, la eficiencia de energía se incrementa con el incremento de temperatura. La ecuación 5.1.8 es válida solo para sistemas en que no hay suministro externo de calor, en cuyo caso, para densidades de corriente muy pequeñas, el potencial de celda podrá caer en la región de potenciales reversibles o termoneutrales proporcionando una eficiencia energética superior al 100%, lo cual es imposible, impidiendo la aplicación del modelo. A condiciones de operación comunes para electrólisis alcalina (50-80 °C y 40 a 350 mA/cm<sup>2</sup>) el potencial de celda estará siempre sobre la región de potencial termoneutral. Es conveniente notar que para trabajar en estas condiciones de operación es necesario siempre un calentamiento externo durante las puestas en marcha del equipo, ya que este debería encontrarse a temperatura ambiente (25 °C. aprox).

De manera de calcular el rendimiento global del proceso es necesario conocer datos como el número de celdas en serie o en paralelo por equipo y la cantidad de unidades requeridas. El voltaje del electrolizador esta determinado por el número de celdas en serie que lo componen, mientras que el número de celdas en paralelo determinarán la corriente total y por lo tanto la producción de hidrógeno. La potencia total del sistema es simplemente el producto entre el voltaje y la corriente total.

### 5.1.3 Condiciones de Operación

Las condiciones de operación del electrolizador son 80 °C. y 7 bar. de presión con un electrolito de hidróxido de potasio disuelto en agua al 30% (p-p). La densidad de corriente es de 3.500 mA/cm<sup>2</sup>. Estos valores son establecidos a partir de diversas experiencias de planta de electrolizadores industriales en el mundo. Es conveniente mencionar que todos los casos evaluados para establecer estas condiciones de operación son a nivel de planta piloto con producciones bastante

bajas (del orden de los 10 Nm<sup>3</sup>/h de hidrógeno) respecto al sistema diseñado (del orden de los 40.000 Nm<sup>3</sup>/h de hidrógeno), por lo que no se descarta que en un diseño de ingeniería básica o más aun, ingeniería de detalles, en que se cuente con datos propios de operación de equipos electrolizadores (mediante dispositivos a nivel de planta piloto), estas condiciones puedan ser reevaluadas, sobre todo en lo que se refiere a densidad de corriente. Otro de los aspectos importantes es que en el diseño del equipo no se considerará el calor generado en la solución electrolítica. Si bien la reacción de electrólisis de agua es endotérmica, para lo cual es necesario entregar energía al sistema, la que es aportada en este caso mediante electricidad generada en paneles fotovoltaicos, la resistencia generada por la solución electrolítica y el diafragma genera calor, el cual no es considerado en el balance de energía debido a que este valor depende de valores empíricos y no existe modelos teóricos aplicables para evaluar dicha generación de energía. Con todo lo anterior se tiene que las condiciones de salida de las corrientes de producto, tanto de oxígeno como de hidrógeno están a 80 °C y 7 bar. tal como la corriente de agua entrante. Las pérdidas de electrolito a través de los ductos de gases son mínimas y requieren de un análisis empírico para ser estimadas. La manera de recuperar estas pérdidas es mediante separadores por impacto (liquido-gas), los cuales introducen una carga al flujo de gas saliente mediante la obstrucción del ducto con aletas metálicas las que impiden el paso de las gotas de electrolito presentes. Dado que esta operación se basa en una operación netamente mecánica, cuyo dimensionamiento requiere también de datos fehacientes de perdidas en el electrolizador se ha considerado no dimensionarlo, esto apoyado además en que el valor de dicho dispositivo es despreciable frente a los costos de inversión del electrolizador mismo.

#### 5.1.4 Dimensionamiento

Para el dimensionamiento del electrolizador es necesario conocer la potencia consumida para la producción de 13.773 Ton/año de hidrógeno, para la cual se debe utilizar los datos de radiación anual en Calama (Anexo 1). Dado que los valores de radiación se encuentran tabulados por mes y a lo largo del día entre las 6:00 y 18:00 hrs, es posible hacer una distribución mensual de producción de hidrógeno de acuerdo a la radiación solar recibida. Para esto se debe cumplir la siguiente expresión derivada de la ecuación 5.1.7:

$$\dot{n}_{H_2} = \eta_F \frac{(Potencia\ promedio\ por\ hora)}{zFV} \cdot \eta_{celda} \cdot A_p \cdot PM_{H_2} \cdot \left( \frac{3600}{1000} \cdot \frac{30}{1000} \right) \quad (5.1.9)$$

Donde:

$\dot{n}_{H_2}$  = Flujo mensual de hidrógeno [Ton/mes]

$\eta_F$  = Eficiencia de Faraday (97,8%)

$z$  = Numero de electrones transferidos en la reacción de electrólisis

$F$  = Constante de Faraday (96485 [C/mol])

$V$  = Voltaje de la celda (1,8 [V])

$\eta_{celda}$  = Eficiencia de la celda solar (36%)<sup>14</sup>

$PM_{H_2}$  = Peso molecular del hidrógeno (2,01 g/mol)

$A_p$  = Área total de paneles (m<sup>2</sup>)

La expresión anterior considera la potencia promedio que se tiene en cada momento durante un mes y entrega como resultado el flujo mensual de producción de hidrógeno. El voltaje considerado es para cada celda y corresponde (según la figura 6) a 1.8 [V] para una densidad de corriente de 3.500 A/m<sup>2</sup>. El valor de eficiencia de Faraday se calculó a partir de la expresión 5.1.6 considerando  $f1 = 0,980$  y  $f2 = 250$ , valores típicos de electrolizadores fabricados por la empresa HYSOLAR bajo condiciones de operación de 80 °C. y 7 bar. Por último es importante mencionar que se considero 30 días de producción mensual.

De acuerdo a lo anterior, para satisfacer los requerimientos de hidrógeno se tiene la siguiente distribución de producción mensual:

---

<sup>14</sup> Para la eficiencia de la celda solar se utilizo el valor de la celda comercial CMJ100 fabricada por la empresa Spectrolab

**Tabla 5: Producción mensual de hidrógeno**

<i>Mes</i>	<i>Producción de H2</i> [Ton/mes]
Enero	1.238
Febrero	1.184
Marzo	1.105
Abril	982
Mayo	1.035
Junio	972
Julio	1046
Agosto	1.160
Septiembre	1.091
Octubre	1.296
Noviembre	1.311
Diciembre	1.354
<b>Total</b>	<b>13.773 [Ton/año]</b>

Es importante notar que la tabla de radiación de Calama entrega datos medidos en potencia por metro cuadrado, por lo tanto en el cálculo de producción mensual se debió calcular el área total de paneles, el cual se resuelve mediante la siguiente ecuación:

$$13.773 \frac{\text{Ton}}{\text{año}} = \frac{\eta_F}{zFV} \cdot \eta_{\text{celda}} \cdot A_p \cdot PM_{H_2} \cdot \left( \frac{3600}{1000} \cdot \frac{30}{1000} \right) \cdot \left( \sum_{i=1}^{12} \text{Potencia promedio por hora}_i \right)$$

(5.1.10)

Donde:

$$(\text{Potencia promedio por hora})_i = \text{Potencia promedio por hora [W/m}^2\text{] el mes } i$$

(i = 1..12)

Con lo cual se obtiene que el área total de paneles sea de 665.815 m<sup>2</sup>.

En la siguiente tabla se muestra la variación de la potencia requerida de acuerdo a los distintos niveles de producción mensual

**Tabla 6: Promedio de Potencia generada mensualmente para electrólisis**

<i>Mes</i>	<i>Potencia media Mensual</i>
	<b>[MW]</b>
Enero	156
Febrero	149
Marzo	139
Abril	146
Mayo	154
Junio	145
Julio	156
Agosto	172
Septiembre	162
Octubre	163
Noviembre	156
Diciembre	170
<b>Promedio</b>	<b>156</b>

Para el dimensionamiento de los electrolizadores se considerará la Potencia máxima producida durante el mes de Agosto

En el dimensionamiento del equipo se considera 20 electrolizadores con 300 electrodos cada uno, con lo cual el número total de celdas ( $n_c$ ) es 600. El área total de cada electrodo se calcula de acuerdo a la potencia máxima requerida del modo siguiente:

$$A_{electrodo} = \frac{\text{Potencia máxima}}{n_c \cdot n_{elec} \cdot 3500} \frac{A}{m^2} \quad (5.1.12)$$

Donde:

$A_{electrodo}$  = Área del electrodo ( $m^2$ )

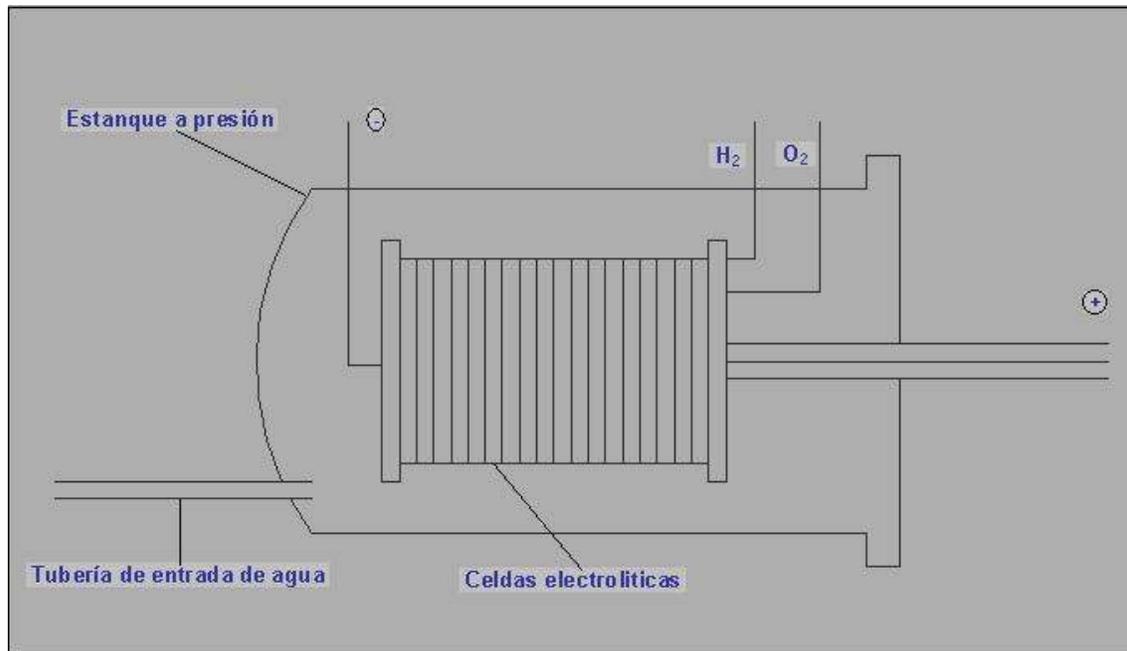
$n_{elec}$  = Número de electrolizadores

$n_c$  = Número de celdas por electrolizador

Con lo anterior se obtiene que el área de electrodos ( $A_{electrodo}$ ) es 4,51  $m^2$  y por lo tanto, considerando electrodos circulares, que es la configuración convencional en este tipo de sistema, se obtiene un diámetro de electrodo igual a 2,4 m.

### 5.1.5 Diseño del electrolizador

Cada uno de los electrolizadores dimensionados en el apartado anterior cuenta con una carcasa exterior que rodea el conjunto de celdas en serie con lo cual el agua deionizada de proceso presurizada cubre los electrodos, en la siguiente figura se detalla cada uno de los componentes del equipo:



**Fig 8: Diseño del electrolizador**

El estanque presurizado se diseña con un diámetro de 1,5 veces el diámetro de electrodos y cada celda electrolítica es de 3 cm de ancho, la cual está compuesta por un ánodo de hierro (Fe), un cátodo de Níquel (Ni) y un diafragma de óxido de níquel (NiO) para el traspaso de iones a través de la solución. El largo de la carcasa puede ajustarse a la longitud del conjunto de celdas electrolíticas de manera de ahorrar espacio no obstante, se debe mantener la distancia entre el diámetro del estanque presurizado y las celdas para permitir el baño exterior de agua presurizada.

El estanque presurizado y la envolvente de las celdas electrolíticas es de acero inoxidable, para lo cual el espesor es calculado mediante el siguiente método:

$$e = \frac{P \cdot d}{2 \cdot \sigma \cdot E} + \varepsilon \quad (5.1.13)$$

Donde:

$e$  = Espesor del estanque (mm)

$P$  = Presión del estanque (Kg/cm<sup>2</sup>)

$d$  = diámetro interior (mm)

$\sigma$  = Fatiga del material (Kg/cm<sup>2</sup>)

$\varepsilon$  = Tolerancia a la corrosión (mm)

$E$  = Eficiencia de soldadura (mm)

Para el caso de acero inoxidable almacenando hidróxido de potasio al 30% a una temperatura de 80 °C. se tiene:

$P$  = 7,14 (Kg/cm<sup>2</sup>)

$d$  (envolvente de celdas) = 2400 (mm)

$d$  (estanque presurizado) = 3600 (mm) (1,5X2100 mm)

$\sigma$  = 6500 (Kg/cm<sup>2</sup>)

$\varepsilon$  = 0,05 corrosión (mm)

$E$  = 75% (mm) (Dado la sensibilidad el equipo a las fugas de hidrógeno se considera una eficiencia del 75% de manera de considerar un factor de seguridad)

Con lo cual se obtiene:

Espesor del estanque presurizado = 17,7 mm.

Espesor de la envolvente de celdas = 26,3 mm.

Las especificaciones de la operación de electrólisis de hidrógeno son las siguientes:

**Tabla 7: Especificaciones del sistema electrolizador**

<b><u>Materiales</u></b>	
Estanque presurizado	Acero inoxidable
Envolvente de celdas	Acero inoxidable
Cátodo	Fierro (Fe)
Ánodo	Niquel (Ni)
Diafragma	Óxido de Níquel
<b><u>Sistema</u></b>	
Presión de operación	7 bar
Temperatura de operación	80 C
Electrolizadores	20
Celdas por electrolizador	300
Potencia máxima	170 MW
Potencia promedio	156 MW
Potencia promedio electrolizador	7,8 MW
Producción por electrolizador	191 Kg/h (H2)
	1531 Kg/h (O2)
Consumo de agua por electrolizador	1722 Kg/h (H2O)
Voltaje de celda	1,8 V
Voltaje por electrolizador	540 V
<b><u>Dimensiones</u></b>	
Diámetro del electrodo	2,4 m
Diámetro del estanque presurizado	3,6 m
espesor mínimo del estanque presurizado	1,77 mm
Espesor mínimo de envolvente de celdas	2,63 mm
Ancho de la celda	3 cm
Largo del equipo	9 m

## 5.2 Diseño de sistemas de compresión de gases

Las operaciones de compresión de gases son uno de los factores determinantes en la economía del proceso, esto debido a que requieren gran cantidad de energía que puede ser optimizada utilizando un buen diseño. En el caso del hidrógeno este proceso constituye uno de los desafíos importantes a solucionar, puesto que la cantidad de energía requerida en procesos de compresión de este gas constituyen un porcentaje importante de la energía que la molécula de hidrogeno es capaz de almacenar (hasta un 40 % en proceso de compresión hasta 690 bar).

### 5.2.1 Teoría de compresión de gases

En cualquier sistema de compresión continua, la presión absoluta se relaciona con el volumen mediante la siguiente fórmula:

$$P \cdot V^n = C \quad (5.2.1)$$

Las curvas de compresión para cada uno de los n son conocidas como curvas politrópicas. El trabajo W necesario para el proceso de compresión esta dado por la siguiente expresión:

$$W = \int_{P_1}^{P_2} PdV \quad (5.2.2)$$

De donde se desprende que la menor cantidad de trabajo requerido es para  $n = 1$ . Para compresiones adiabáticas se tiene que  $n = k$ , donde k es la razón entre el calor específico del gas a presión constante y el calor específico a volumen constante. Ya que la mayoría de los compresores operan en las curvas politrópicas en compresión adiabática es que los cálculos de compresión se basan en dichas curvas.

Para gases ideales operando en compresiones adiabáticas se tienen las siguientes relaciones:

$$\frac{P_2}{P_1} = \left( \frac{V_1}{V_2} \right)^k \quad (5.2.3)$$

$$\frac{T_2}{T_1} = \left( \frac{V_1}{V_2} \right)^{k-1} \quad (5.2.4)$$

$$\frac{P_2}{P_1} = \left( \frac{T_2}{T_1} \right)^{\frac{k}{k-1}} \quad (5.2.5)$$

La eficiencia adiabática de compresión está dada por:

$$\eta_{ad} = \frac{W_{ideal}}{W_{real}} \quad (5.2.6)$$

En términos de las temperaturas de operación:

$$\eta_{ad} = \frac{T_2 - T_1}{T_{2a} - T_1} \quad (5.2.7)$$

Donde  $T_{2a}$  es la temperatura real de descarga del compresor. Respecto al trabajo de compresión, este se puede expresar (en SI) mediante la siguiente fórmula:

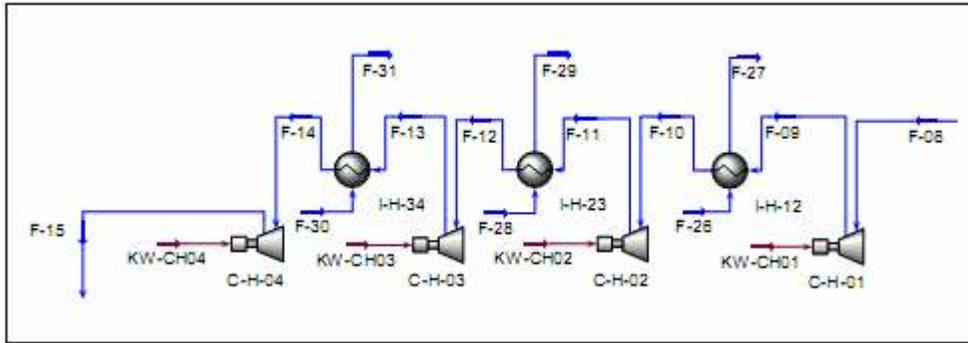
$$KW_{ad} = 9,81 \cdot 10^{-4} Q_1 \cdot P_1 \cdot X \quad (5.2.8)$$

Donde  $X$  es dependiente de la razón de compresión y se calcula mediante a ecuación 5.2.9:

$$X = \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \quad (5.2.9)$$

## 5.2.2 Diseño del sistema de compresión de hidrógeno

En la siguiente figura se detalla el sistema de compresión de hidrógeno con intercambiadores de calor entre etapas los cuales utilizan aire como gas de enfriamiento:



**Fig 9: Sistema de compresión de hidrógeno**

El sistema cuenta con una compresión en cuatro etapas, el parámetro de diseño en las primeras tres etapas es evitar que el hidrógeno supere una temperatura de 150 C con el objetivo de evitar grandes costos de inversión en materiales que permitan transportar hidrógeno a mayores temperaturas. La cuarta etapa en tanto, se diseñó de manera de alcanzar una compresión de 450 bar. Finalmente, la red de intercambiadores de calor está diseñada permitiendo que la temperatura de entrada del gas sea de 30 C. en cada una de las etapas de compresión.

Utilizando las ecuaciones expuestas en el apartado 5.2.1 se obtuvo los siguientes resultados:

**Tabla 8: Dimensionamiento de compresores de hidrógeno**

<i>Compresor</i>	<i>Pin [bar]</i>	<i>Pout [bar]</i>	<i>Tin [C]</i>	<i>Tout [C]</i>	<i>k</i>	<i>X</i>	<i>Potencia [KW]</i>
C-H-01	7	22	30	150	1,4120	0,3960	517
C-H-02	22	69	30	150	1,4121	0,3960	1047
C-H-03	69	216	30	150	1,4122	0,3960	529
C-H-04	216	420	30	95	1,4123	0,2141	305
Potencia Total							2399

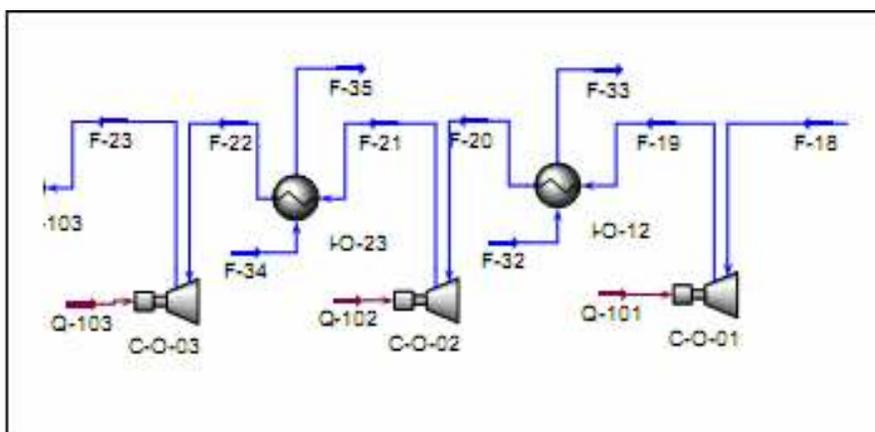
La potencia total del sistema de compresión no es más que la suma de cada una de las etapas. Es importante mencionar que la eficiencia adiabática del sistema es considerada por motivos de diseño como un 100 %.

### 5.2.3 Diseño del sistema de compresión de oxígeno

El sistema de compresión de oxígeno se diseña del mismo modo que se hizo con el hidrógeno. En este caso, el sistema consta de 3 etapas para lo cual,

las 2 primeras tienen como parámetro de diseño una temperatura de salida del compresor de 150 C. Para el tercer compresor se diseño fijando una presión de salida de la corriente de oxígeno de 200 bar. Entre cada una de las etapas existe intercambiadores de calor que permiten que la corriente de ingreso al compresor tenga 30 C. Estos intercambiadores enfrían mediante el uso de aire. En el primer compresor la temperatura de ingreso de la corriente gaseosa es de 48 C. Esto debido a que dicha corriente proviene del intercambio de calor con agua de proceso, la cual fue previamente calentada a 43 C. por la corriente de hidrógeno proveniente de los electrolizadores.

En la figura siguiente se detalla el sistema de compresión de oxígeno:



**Fig 10: Sistema de compresión de oxígeno**

Basados en la teoría de compresión de gases, los resultados son los siguientes:

**Tabla 9: Dimensionamiento de Compresores de oxígeno**

<b>Compresor</b>	<b>Pin [bar]</b>	<b>Pout [bar]</b>	<b>Tin [C]</b>	<b>Tout [C]</b>	<b><math>k^{15}</math></b>	<b><math>X^{16}</math></b>	<b>Potencia [KW]</b>
C-O-01	7	19	48	150	1,39	0,3178	220
C-O-02	19	60	30	150	1,398	0,3960	256
C-O-03	60	200	30	155	1,404	0,4112	258
Potencia Total							735

<sup>15</sup> Base de datos del software de procesos químicos Hysys. Parámetros calculados según ecuaciones de estado de Peng-Robinson.

<sup>16</sup> Base de datos del software de procesos químicos Hysys. Parámetros calculados según ecuaciones de estado de Peng-Robinson.

### 5.3 Diseño de Intercambiadores de calor

Los intercambiadores de calor de los procesos se diseñan en base a la teoría de intercambiadores de calor, el balance de masa mediante el cual se obtiene la cantidad de aire necesario en los intercambiadores Gas-Aire se expuso en el capítulo anterior. Todos los cálculos asumen que la pérdida de energía a través de las paredes de los intercambiadores es nula y no existe pérdida de carga en las corrientes que fluyen tanto en la carcasa como en los tubos del equipo.

Para dimensionar los intercambiadores de calor, el principal parámetro a obtener es el área total de transferencia, para esto es necesario conocer el coeficiente global de transferencia de calor. El calor es transferido por convección desde el fluido caliente hasta el tubo, por conducción en el tubo y por convección desde el tubo hacia el fluido frío que pasa dentro por la carcasa. La fuerza motriz para la transferencia de calor es la diferencia de temperaturas entre el seno del fluido caliente y el seno del fluido frío. Para describir el proceso se utiliza el coeficiente global de transferencia de calor el cual se expresa del siguiente modo:

$$q = U \cdot A \cdot \Delta T_m \quad (5.3.1)$$

Donde  $q$  es el calor transferido, el cual se obtiene mediante el balance explicado en el capítulo anterior,  $U$  es el coeficiente global de temperatura,  $A$  es el área de intercambio y  $\Delta T_m$  representa la diferencia de temperatura entre los fluidos. El término  $A$  es usado generalmente en base al diámetro exterior de los tubos y se obtiene del siguiente modo:

$$A = A_0 = \pi \cdot D_0 \cdot L \quad (5.3.2)$$

Donde  $D_0$  es el diámetro del tubo y  $L$  el largo del mismo. El término  $\Delta T_m$  es la diferencia media de temperatura entre los fluidos. El término  $U$  es independiente de la posición en el tubo y  $\Delta T_m$  es la temperatura media logarítmica a lo largo del tubo:

$$\Delta T_m = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln\left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}\right)} \quad (5.3.3)$$

Todos los intercambiadores de calor calculados son del tipo de carcasa y tubo, para lo cual se utilizaron coeficientes globales de transferencia de calor genérico para los sistemas estudiados, los cuales fueron obtenidos del manual del

ingeniero químico (Perry R.H. Chemical Engineering's handbook, 7th ed.) y de publicaciones de Elsevier. Para el dimensionamiento de los intercambiadores de calor es necesario conocer las temperaturas de los fluidos en la entrada y salida del equipo, para esto se utiliza el balance de masa explicado durante el capítulo tres, en el cual se explicó que el parámetro se siguió una regla general de 5 C. de diferencia de temperatura entre los fluidos, con excepción de aquellos intercambiadores que requerían alcanzar alguna temperatura determinada mediante la utilización de algún otro compuesto de proceso, es el caso del intercambiador I-103 en que el requerimiento de 80 C. para el agua que ingresa el electrolizador exige una temperatura de 72 C para ambos fluidos en uno de los lados del equipo. Todos los intercambiadores fueron calculados con un diámetro de tubos de 2 pulgadas dispuestos en un arreglo de 90°. Separados entre sí por una pulgada. La siguiente tabla muestra los resultados obtenidos respecto al dimensionamiento de intercambiadores de calor:

**Tabla 10: Dimensionamiento de intercambiadores de calor**

<i>Intercambiador</i>	<i>Fluido en la carcasa</i>	<i>Fluido en los tubos</i>	<i>Tin carcasa [C]</i>	<i>Tout carcasa [C]</i>	<i>Tin Tubos [C]</i>	<i>Tout Tubos [C]</i>	<i>Q [KJ/h]</i>	<i>U<sup>17</sup> [KJ/h-C-m2]</i>	<i>A [m2]</i>	<i>L Tubos [m]</i>	<i>Nº tubos</i>
I-101	Agua	Hidrógeno	25	43	80	30	2,71E+06	907	188	6	196
I-102	Agua	Oxígeno	43	49	80	48	9,14E+05	227	289	6	302
I-103	Agua	Oxígeno	49	70	155	54	3,42E+06	227	548	6	573
I-104	Agua	Hidrógeno	72	80	95	84	5,18E+06	907	427	6	446
I-105	Aire	Hidrógeno	25	79	84	30	1,15E+06	1130	207	6	216
I-106	Aire	Oxígeno	25	49	54	30	8,76E+05	560	313	6	327
I-H-12	Aire	Hidrógeno	25	145	150	30	6,53E+06	1130	1156	8	906
I-H-23	Aire	Hidrógeno	25	145	150	30	6,58E+06	1130	1164	8	912
I-H-34	Aire	Hidrógeno	25	145	150	30	6,68E+06	1130	1181	8	926
I-O-12	Aire	Oxígeno	25	145	150	30	3,50E+06	560	1249	8	978
I-O-23	Aire	Oxígeno	25	145	150	30	3,67E+06	560	1311	8	1027

<sup>17</sup> Carl R Branan. “Soluciones Practicas para el ingeniero químico”. Mc Graw Hill. 2<sup>da</sup> ed.

## 5.4 Dimensionamiento de bomba de agua para alimentación de electrolizadores

De todos los sistemas de impulsión para fluidos que deben existir en la planta a diseñar, esta es la que involucra un mayor costo de inversión dado que debe tener la capacidad de impulsar una gran cantidad de agua de proceso, la cual constituye el mayor flujo del proceso, a una presión de 7 bar.

Para dimensionar la bomba de impulsión de agua se debe obtener la altura de elevación de la bomba la cual se calcula mediante la siguiente formula:

$$H = P + \frac{1}{2} \cdot \frac{\rho \cdot Q^2}{A^2} \quad (5.4.1)$$

Donde:

H = Altura de elevación que levanta la bomba [Pa]

P = Presión que aplica la bomba al flujo [600.000Pa]

Q = es el flujo volumétrico de la bomba [0,0096 m<sup>3</sup>/s]

A = Área de la sección transversal de la tubería [m<sup>2</sup>]

$\rho$  = Densidad del Fluido (1000 Kg/m<sup>3</sup>)

Para el cálculo se asume una tubería de 200 mm. de diámetro con lo cual se obtiene una altura de elevación de 60,79 m (equivalente a 600.923 Pa). La potencia requerida por la bomba se calcula mediante la siguiente expresión:

$$\dot{E} = \frac{H \cdot Q \cdot \rho}{3,670 \cdot 10^5} \quad (5.4.2)$$

Donde:

$\dot{E}$  = Potencia requerida en la bomba [KW]

Las demás variables de la expresión de la bomba están en el sistema internacional de medidas. La potencia requerida en la bomba es por lo tanto de 15,72 KW (20,96 HP).

## 5.5 Dimensionamiento de sistemas de almacenamiento

Los sistemas de almacenamiento de hidrógeno y oxígeno son diseñados en acero de manera de soportar una presión de 420 bar. en el caso del almacenamiento de hidrógeno, y de 200 bar. para el oxígeno. Otro punto importante es recordar que este proyecto se enmarca en la producción de hidrógeno de manera de abastecer de este producto a una planta de amoniaco, la cual debe funcionar en continuo, por lo tanto, el almacenamiento en el caso del hidrógeno es calculado de manera de mantener un suministro constante de hidrógeno durante la noche, esto es calculado a partir de la cantidad mínima de horas de producción de hidrógeno durante los meses de invierno, esto es, asumiendo 11 horas de funcionamiento y por lo tanto 13 horas de almacenamiento para la producción de amoniaco durante la noche. De este modo, la producción anual de hidrógeno se divide en 360 días de trabajo para los cuales es necesario mantener un suministro nocturno de 13 horas (notar que durante los meses de mayor radiación, debido a que los paneles funcionan durante 13 horas diarias el almacenamiento debería ser proyectado para 11 horas, no obstante se opta dimensionar para el peor caso de producción). En el caso del oxígeno se estimó un almacenamiento para 1 hora de producción. El oxígeno es almacenado para ser posteriormente vendido.

### 5.5.1 Almacenamiento de hidrógeno

El almacenamiento es calculado simplemente en base a la capacidad de los estanques para las horas de no producción, haciendo un calculo del volumen que ocupa el hidrógeno a la temperatura de 30 C. y 420 bar. Con esto se tienen las siguientes características:

Densidad del hidrógeno:	28,120 Kg/m <sup>3</sup>
Almacenamiento:	20723 Kg de H <sub>2</sub>
Nro. De estanques:	3
Largo del estanque:	13 m.
Radio del estanque:	2,5 m.
Espesor del estanque <sup>18</sup> :	77 mm.

---

<sup>18</sup> El espesor del estanque de hidrógeno y de oxígeno se calculó mediante la ecuación 5.1.13 utilizando el mismo dato de resistencia mecánica que se ocupó en el cálculo del acero inoxidable de los electrolizadores, la eficiencia de soldadura es considerada de un 75% en el estanque de hidrógeno y 100 % para el estanque de oxígeno. No se considera efectos de corrosión.

Dada las presiones de almacenamiento y el riesgo de explosión del hidrógeno ante cualquier fuga, se debe considerar que estos estanques deben encontrarse bajo la superficie, de manera de mitigar los riesgos.

### **5.5.2 Almacenamiento de oxígeno**

Densidad del oxígeno:	272,792 Kg/m <sup>2</sup>
Almacenamiento:	137.255 Kg
Nro. De estanques:	1
Largo del estanque:	6,5 m.
Radio del estanque:	2,3 m.
Espesor:	36 mm.

En el caso del oxígeno, su almacenamiento no presenta riesgo de explosión por lo que su almacenamiento puede ser proyectado en la superficie o bajo tierra.

## 5.6 Dimensionamiento de los paneles solares

En la sección 5.1.4 (donde se dimensionó el sistema de electrolizadores) se explicó el cálculo para obtener el área total de paneles, la cual es de 2.985.920 m<sup>2</sup>. Los paneles fotovoltaicos se proyectan en unidades de producción de 50 KW. Los cuales son calculados con una radiación promedio de 900 W/m<sup>2</sup>.

### 5.6.1 Descripción de la unidad de producción de energía eléctrica mediante energía solar

Tipo:	Unidad de concentración de radiación solar con sistema de seguimiento.
Potencia Total:	50 KW. Calculado a partir de condiciones de radiación solar de 900 W/m <sup>2</sup> .
Descripción:	La unidad de seguimiento de energía solar cuenta con un sistema de seguimiento de radiación directa, el cual no se encuentra especificado en los planos adjuntos. La unidad se subdivide en 10 paneles capaces de producir 5 KW bajo condiciones de radiación de 900 W/m <sup>2</sup> . La radiación solar se concentra sobre celdas fotovoltaicas diseñadas para condiciones de concentración, la cual se efectúa mediante lentes fresnel. Cada uno de los paneles esta fabricado con plástico y se encuentra recubierto por vidrio. El soporte de los paneles es mediante vigas de acero y la base del equipo es hormigón armado.

#### Características del panel de 5 KW:

Cantidad de UC:	400 (esto implica una cantidad de 400 lentes fresnel y 4 celdas por panel).
Potencia exacta:	5.184 KW.
Plástico requerido:	Planchas de soporte 20.81 m <sup>2</sup> (2.13 m X 8.46 m). Barras laterales: 6.35 m <sup>2</sup> . (2 barras laterales de 8.46 m X 0.3 m y 2 de 2.13 m X 0.3 m).

Cubierta de Vidrio: Planchas de 20.81 m<sup>2</sup> (2.13 m X 8.46 m).

### **Características del diseño de la unidad de concentración (UC):**

Celdas: Celdas spectrolab CMJ100 con una eficiencia del 36% bajo condiciones de concentración de 400 soles. El area de cada celda es de 1 cm. X 1cm.

Lentes fresnel: Lentes con una capacidad de concentración de 400 soles con un área de 20 cm. X 20 cm, se consideró además una eficiencia del lente de 100 %. El foco del lente es de 30 cm.

Cabe recalcar que los sistemas de producción de energía eléctrica basados en concentración solar deben tener un sistema de seguimiento, por lo cual es importante agregar a este sistema motores para mover las estructuras, la cual tiene un peso estimado de 1,5 toneladas en lo que respecta a los paneles, dejando de lado en el diseño las estructuras metálicas que debe soportar el panel. El diseño aquí expuesto no entra en detalle en lo pertinente a sistemas estructurales ni sistemas mecánicos de seguimiento, los cuales serán evaluados mediante datos de la literatura.

El sistema de seguimiento solar, es parte de la instrumentación del sistema, para esto existe dos alternativas:

- Sistemas de sensores que permitan, mediante un software computacional, programar un sistema de control que mantenga los paneles frontales a la posición del sol
- Un sistema computacional que guarde los datos de posicionamiento solar a lo largo del año y de la hora del día, de esta manera los paneles están programados sin la necesidad de recurrir a sensores.

A continuación se presenta una serie de vistas del panel fotovoltaico de 50 KW diseñado (las cotas en los planos están expresadas en m).

## Vista superior de la unidad de producción de energía eléctrica mediante energía solar (Dimensiones)

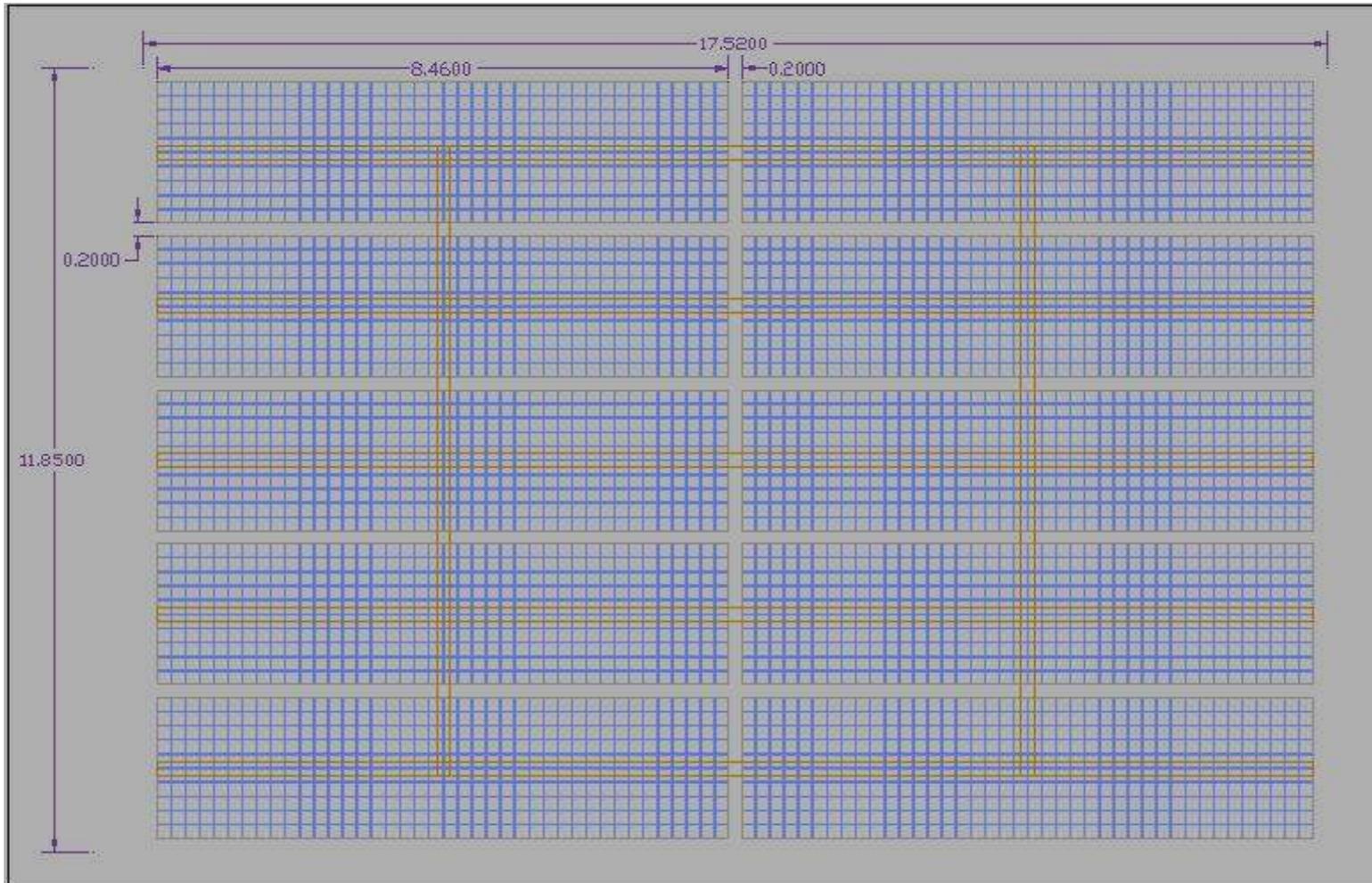


Fig 11: Vista superior del panel fotovoltaico

## Vista frontal del sistema de producción de energía eléctrica mediante energía solar (Dimensiones)

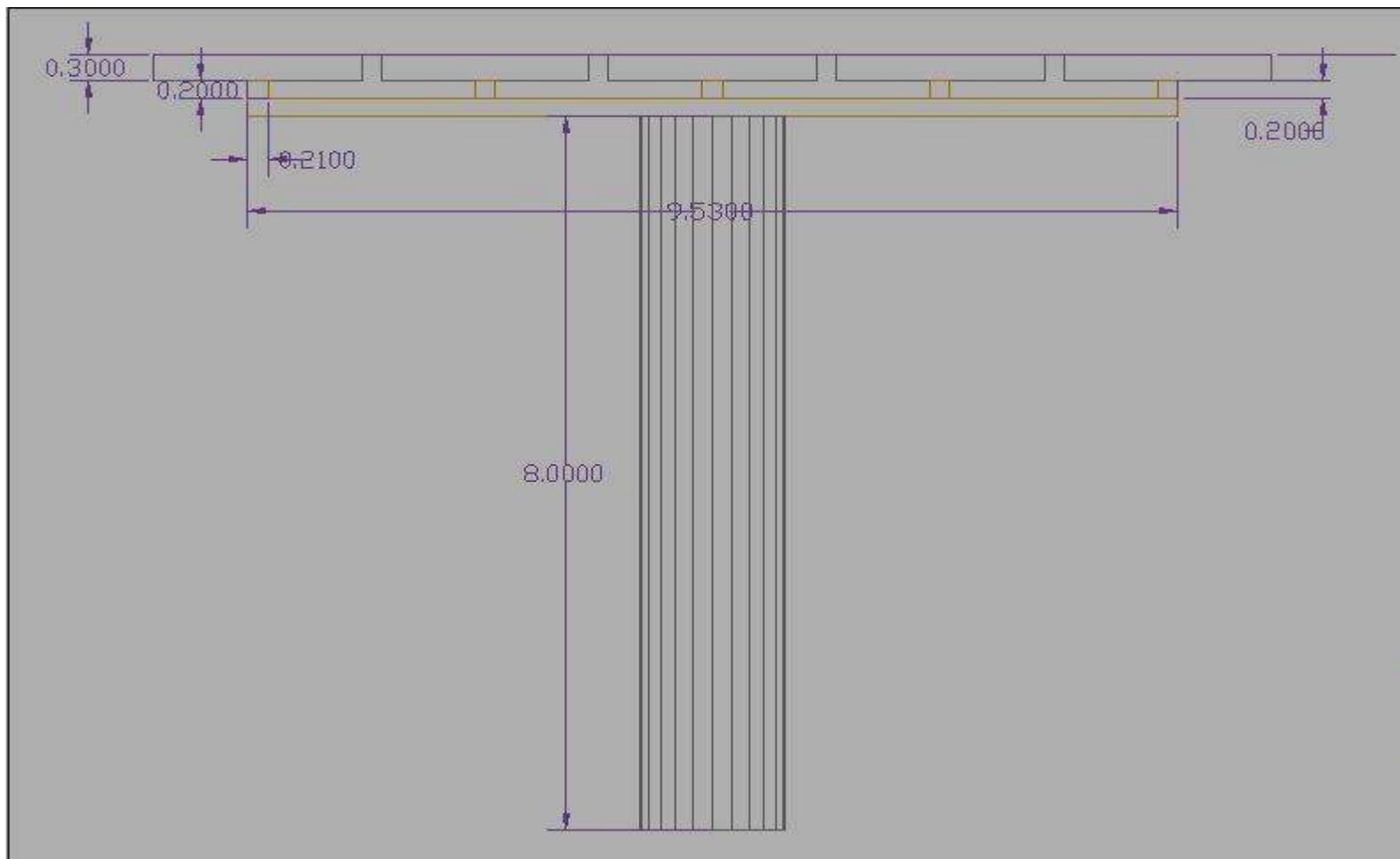


Fig 12: Vista frontal del panel fotovoltaico

## Sistema solar de generación de energía eléctrica (Potencia 50 KW)

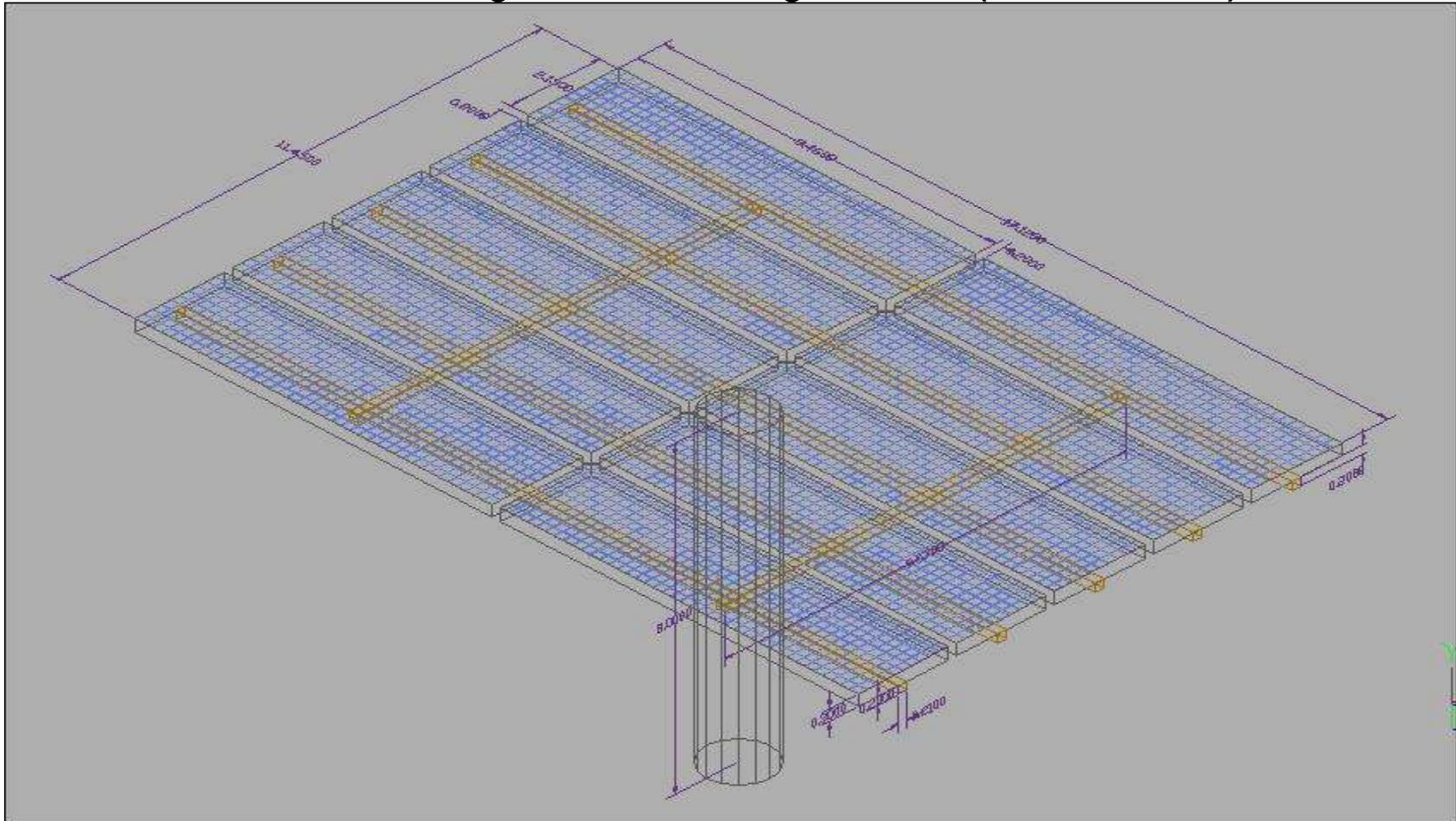


Fig 13: Panel fotovoltaico de 50 KW

## Panel de 5 KW (Dimensiones)

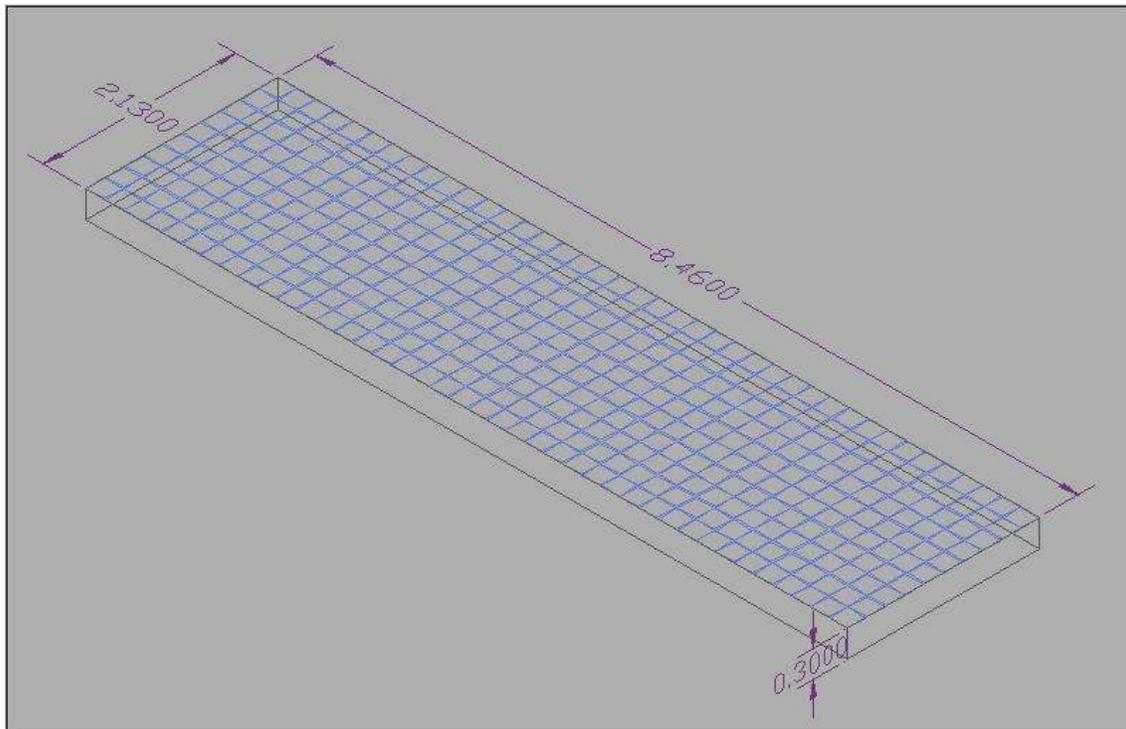


Fig 14: Panel de 5 KW

La cantidad total de paneles requeridos se obtiene a partir del área total necesaria para generar la electricidad necesaria para llevar a cabo la electrólisis. A lo anterior se adiciona los requerimientos de compresión y bombeo de la planta. Luego la cantidad total de paneles requeridos se obtiene a partir de la siguiente ecuación:

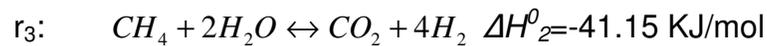
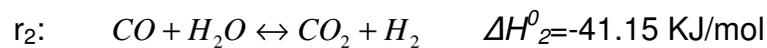
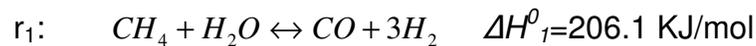
$$\dot{E} = \frac{\text{Area necesaria}[m^2]}{\text{Area de panel}[m^2]} + \frac{\text{Requerimientos energéticos}[KW]}{50[KW]} \quad (5.6.1)$$

Ambos términos de la ecuación 5.6.1 deben ser números enteros ya que no se proyectan paneles más chicos a 50 KW de manera de ajustar la producción. Con lo anterior se obtiene que la cantidad de paneles necesarios sea 3763.

## 5.7 Modelamiento del proceso de reformado de gas natural

### 5.7.1 Descripción del proceso

El proceso de reformado de gas natural para la producción de hidrógeno que será evaluado se representa en la figura 7. Al reactor de reformado se alimenta metano a elevada temperatura y vapor de agua donde se llevan a cabo las reacciones  $r_1$ ,  $r_2$  y  $r_3$ :



La cinética de este proceso ha sido ampliamente reportada sobre diversos catalizadores, en este trabajo se consideran los estudios de Xu y Froment sobre catalizadores de Ni/MgAl<sub>2</sub>O<sub>4</sub>. El proceso global requiere de calor, el cual es proporcionado mediante la combustión de metano combustible y gases de deshecho. El hidrógeno es producido junto con monóxido y dióxido de carbono. Su producción es incrementada en un “shift reactor” donde solamente la reacción exotérmica  $r_2$  es llevada a cabo catalizada con Fr<sub>3</sub>O<sub>4</sub>-Cr<sub>2</sub>O<sub>3</sub> a temperaturas menores que en el reactor de reformado. Gran parte del agua es retirada de la corriente gaseosa mediante un proceso de condensación en que se enfrían los productos casi a la temperatura ambiente. Luego del proceso de condensación de agua, la corriente gaseosa es ingresada a la unidad PSA (presurized swing adsorption por sus siglas en inglés) donde el hidrógeno es purificado con una calidad del 99.999%, lo cual se lleva a cabo adsorbiendo las impurezas mediante columnas de carbón activado o 5A zeolita en procesos con alta demanda energética debido a las altas presiones requeridas. El gas de desecho es obtenido bajando la presión de la unidad PSA. Esta corriente gaseosa es utilizada como combustible para la unidad de reformado de metano. El calor de los gases de combustión en el reformador es utilizado para precalentar la corriente de vapor de agua que ingresa a esta unidad.

### 5.7.2 Modelo Cinéticos del proceso de reformado

Los modelos cinéticos propuestos se basan en los estudios de Xu y Froment sobre catalizadores de Ni/MgAl<sub>2</sub>O<sub>4</sub>:

$$r_{r1} = \frac{k_1}{Den^2} \left( \frac{P_{CH4} P_{H2O}}{P_{H2}^{2.5}} - \frac{P_{H2}^{0.5} P_{CO}}{K_1} \right) \quad (5.7.1)$$

$$r_{r2} = \frac{k_2}{Den^2} \left( \frac{P_{CO} P_{H2O}}{P_{H2}} - \frac{P_{CO2}}{K_2} \right) \quad (5.7.2)$$

$$r_{r3} = \frac{k_3}{Den^2} \left( \frac{P_{CH4} P_{H2O}^2}{P_{H2}^{3.5}} - \frac{P_{H2}^{0.5} P_{CO}}{K_3} \right) \quad (5.7.3)$$

Donde:

$$Den = 1 + k_{CO} P_{CO} + k_{H2} P_{H2} + k_{CH4} P_{CH4} + k_{H2O} \left( \frac{P_{H2O}}{P_{H2}} \right)$$

Los coeficientes de velocidad y adsorción están dados en la tabla 5, mientras que las constantes de equilibrio para cada una de las reacciones se encuentran en la tabla 6:

**Tabla 11: Coeficientes de velocidad y constantes de equilibrio para las reacciones de reformado de gas natural**

<i>coeficiente de velocidad/ /constante de equilibrio</i>	<i>Factor pre-exponencial</i>	<i>unidades del factor pre-exponencial</i>	<i>Energía de activación/ /entalpía de adsorción [KJ/mol]</i>
k1	4,225X10 15	Kmol bar <sup>0,5</sup> /(Kgcat h)	2,40
k2	1,955X10 6	Kmol/(Kgcat h bar)	67,13
k3	1,020X10 15	Kmol bar <sup>0,5</sup> /(Kgcat h)	243,90
kCO	8,23X10 -5	bar -1	-70,65
kCH4	6,65X10 -4	bar -1	-38,28
kH2O	1,77X10 5	adimensional	-88,68
kH2	6,12X10 -9	bar -1	-82,90

**Tabla 12: Constantes de equilibrio para las reacciones de reformado de gas natural**

<i>Constante de equilibrio</i>	<i>función de T (K)</i>	<i>unidades</i>
K1	exp(-23830/T+30114)	bar 2
K2	Exp(4400/T-4036)	adimensional
K3	K1K2	bar 2

El modelo de reacción para el proceso en el “shift reactor” (reacción  $r_2$  catalizada por  $\text{Fr}_3\text{O}_4\text{-Cr}_2\text{O}_3$ ) se plantea de acuerdo a los estudios realizados por Keiski:

$$r_{r_2} = 3600 \exp(26,1) \exp\left(\frac{-95 \text{ KJ/mol}}{RT}\right) C_{\text{CO}}^{1,1} C_{\text{H}_2\text{O}}^{0,53} (1 - \beta)$$

Donde:

$$\beta = \frac{1}{K_2} \left( \frac{C_{\text{CO}_2} C_{\text{H}_2}}{C_{\text{CO}} C_{\text{H}_2\text{O}}} \right)$$

El balance de masa en los dos reactores del proceso de reformado puede ser resuelto asumiendo que las reacciones llegan al equilibrio, para esto es necesario encontrar las constantes de equilibrio a la temperatura de reacción tanto para la reacción 1 como para la 2 (la reacción tres no es mas que una combinación lineal de las dos anteriores). La temperatura de reacción del reactor de reformado es de 1113 K mientras que la del “shift reactor” es de 692 K. Con esto se obtiene las constantes  $K_1$  y  $K_2$  para el reactor de reformado y  $K_2$  simplemente para el “shift reactor”. Lo que ahora resta es obtener los valores de concentración para cada uno de los componentes del sistema asumiendo que la alimentación contiene 3.12 moles de agua por cada mol de metano que se suministra. Las constantes de equilibrio expresadas en términos de las concentraciones de los compuestos se expresan del siguiente modo:

$$K_1 = \left( \frac{P}{n_{\text{CH}_4} + n_{\text{H}_2\text{O}} + n_{\text{H}_2} + n_{\text{CO}} + n_{\text{CO}_2} + 2 \cdot \zeta} \right)^2 \cdot \left( \frac{(n_{\text{H}_2} + 3 \cdot \zeta_1 + \zeta_2)^3 \cdot (n_{\text{CO}} + \zeta_1 - \zeta_2)}{(n_{\text{H}_2\text{O}} - \zeta_1 - \zeta_2) \cdot (n_{\text{CH}_4} - \zeta_1)} \right) \quad (5.7.4)$$

$$K_1 = \left( \frac{(n_{\text{H}_2} + 3 \cdot \zeta_1 + \zeta_2) \cdot (n_{\text{CO}_2} + \zeta_2)}{(n_{\text{H}_2\text{O}} - \zeta_1 - \zeta_2) \cdot (n_{\text{CO}} - \zeta_2)} \right) \quad (5.7.5)$$

Donde:

$n_i$  = Moles de entrada del compuesto  $i$  al reactor

$\zeta_1$  = Grado de avance de la reacción 1

$\zeta_2$  = Grado de avance de la reacción 2

P = Presión de operación del reactor

Para el caso del reactor de reformado debe notarse que las dos ecuaciones anteriores constituyen un sistema con 2 incógnitas, estas son el grado de avance de la reacción, con lo cual es posible determinar el grado de avance de la reacción, con lo anterior es posible obtener la selectividad del agua para cada una de las reacciones mediante la siguiente fórmula:

$$S_i = \frac{n_{H_2, entrada} - \delta_i}{n_{H_2, entrada}} \quad (5.7.6)$$

Donde  $S_i$  es la selectividad del agua respecto a la reacción  $i$ . Con lo anterior es posible determinar el balance global del sistema en base a la selectividad del agua para cada una de las reacciones. En el caso del "shift reactor" el sistema anterior se restringe a la simple resolución de la siguiente ecuación:

$$K1 = \left( \frac{(n_{H_2} + \zeta_2) \cdot (n_{CO_2} + \zeta_2)}{(n_{H_2O} - \zeta_2) \cdot (n_{CO} - \zeta_2)} \right) \quad (5.7.7)$$

Esto debido a que en este reactor la única reacción presente es la 2. Las presiones de operación de los 2 reactores es de 26.5 atm.

### 5.7.3 Diagrama de flujo definido para el proceso de reformado de gas natural

El objetivo de realizar el balance de masa para el proceso de reformado de gas natural es básicamente obtener la cantidad de  $CO_2$  emitido por Kilogramo de  $H_2$  producido, lo cual permitirá obtener el ingreso debido a bonos de carbono en el flujo de caja del proceso de electrólisis alcalina, si bien se obtienen valores bastante confiables de este balance (los cuales fueron comparados con datos de planta), los valores de consumo serán obtenidos a partir de la cotización de la planta de reformado mediante la cual se realizara el flujo de cajas para este proceso, lo cual se verá en capítulos posteriores. A continuación se muestra el flujo de caja del proceso seleccionado, luego se dará una breve explicación del método de resolución:

## Diagrama de Flujos para el proceso de reformado de gas natural

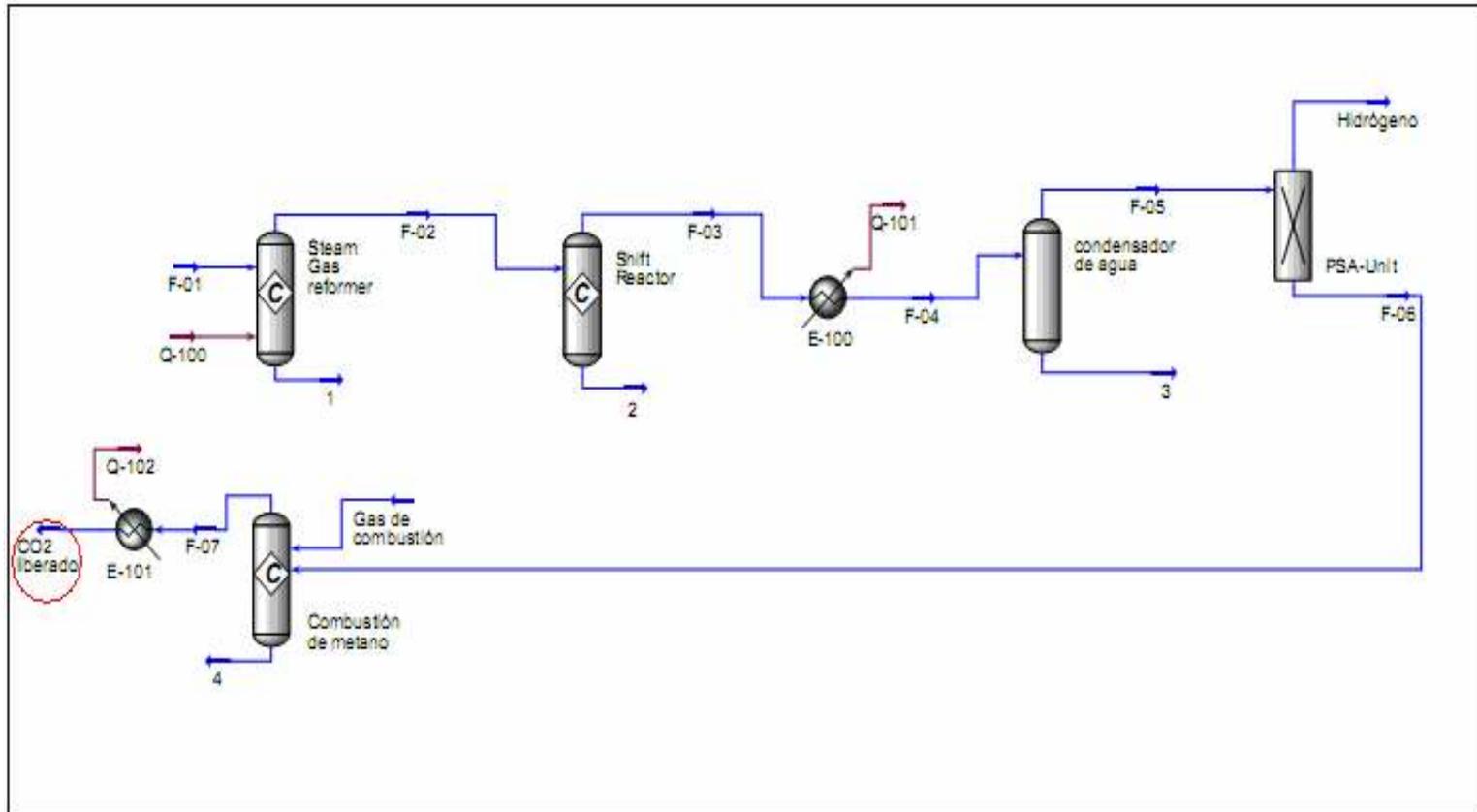


Fig 15: Diagrama de flujos del proceso de reformado de gas natural

### 5.7.4 Método de resolución del proceso de reformado de gas natural

El método de resolución para el proceso de gas natural cuenta con los siguientes pasos:

- 1- Se toma una base de cálculo de 1 Kmol/h de alimentación de metano, con lo cual la alimentación de vapor de agua es de 3,12 Kmol/h.
- 2- Se resuelve el reactor de reformado a partir de las ecuaciones 5.7.4 y 5.7.5 con condiciones de operación de 26,5 atm. y 1113 K. Los resultados de selectividades son 24,87% para la reacción 1 10,26% para la reacción 2 tomando como base el agua presente en ambas reacciones.
- 3- Se resuelve el reactor 2 para condiciones de operación de 26.5 atm. y 692 K a partir de la ecuación 5.7.5. El resultado de conversión de agua es de 10,67%.

En el anexo 3 es posible ver el detalle del balance de masa obtenido, es posible observar que los datos de composición de las corrientes son bastante confiables para los datos obtenidos en ambos reactores comparados con plantas de reformado.

- 4- Luego se enfría la corriente hasta 311 K. de este modo, mediante un separador de condensado se retira el agua de la corriente de productos, esta agua puede ser utilizada en el proceso de manera de optimizar su consumo, no obstante, este punto no es desarrollado debido a que no altera el dato de producción de CO<sub>2</sub>, que es lo que interesa en este balance.
- 5- En la unidad PSA se separa parte importante de la corriente de hidrógeno, el factor de diseño que se utilizó para realizar el balance fue una separación perfecta de hidrógeno, es decir, no contiene otros gases, lo cual, en términos de resolución del balance de masa es confiable puesto que esta unidad alcanza una pureza de hidrógeno de 99,99% en plantas reales<sup>19</sup>. El grado de separación de la corriente de hidrógeno es del 87% con lo cual se obtiene un porcentaje molar de la corriente de cola del separador de 26,5% de hidrógeno, lo que se ajusta a valores reales en este proceso de separación.

---

<sup>19</sup> Posada A. "Heat and power integration of methane reforming based hydrogen production". American Chemical Society. 2005, Vol 44, Nro 24.

- 6- Los gases separados del hidrógeno, entran a un proceso de combustión mediante el cual se entrega energía al proceso de reformado de gas natural, estos gases se unen a una corriente de metano y aire cuya alimentación asume un porcentaje de exceso de oxígeno del 20%, tomando una corriente de aire con 80% molar de Nitrógeno y 20% molar de oxígeno. En el diagrama de flujos del proceso, por motivos de simplificar el balance, se utilizó una unidad de combustión separada al reactor de gas reformado, con lo cual la energía producida en ésta (flujo Q-102), es igual a la requerida por el reformador de gases (Flujo Q-100). La manera de realizar el balance para la cantidad de corriente de combustión requerida es asumiendo que la corriente de gases, muy rica en  $\text{CO}_2$ , se encuentra a la misma temperatura que el flujo F-02, es decir, se alcanza el equilibrio térmico entre los gases de combustión. Para esto se calculó la temperatura de llama en la combustión, representada por la temperatura del flujo F-07 y luego se calcula el calor necesario a retirar para disminuir la temperatura de estos gases a la misma temperatura de salida de los gases del reformador, el cual es igual al calor requerido en el reformador. Al igualar dichos calores se obtiene la cantidad de gases de combustión necesaria.

Al realizar el balance del proceso de reformado de gas natural es posible concluir que por cada kilogramo de hidrógeno producido se liberan 25,6 Kg de  $\text{CO}_2$ . de los cuales el 76,7% es producido por el proceso de reformado de gas natural y el 23,3% por los gases de combustión<sup>20</sup>.

---

<sup>20</sup> Este balance fue realizado en el simulador de procesos HYSYS, utilizando las ecuaciones de estado de Peng-Robinson.

## Capítulo 6. Ingeniería de Costos

### 6.1 Evaluación económica

#### 6.1.1 Hipótesis para la evaluación económica

La evaluación económica del proceso se desarrolla basada en las siguientes hipótesis:

- ∇ Se consideró una vida útil tanto del proceso de electrolisis alcalina de agua como de reformado de metano con gas natural de 20 años.
- ∇ Se consideran periodos de evaluación de un año.
- ∇ Ambas plantas se construyen en el año cero y comienzan a operar a plena capacidad el año 1.
- ∇ Se consideró un préstamo del 70% respecto al capital fijo, no obstante, se desarrolla un análisis de sensibilidad en este punto para la planta de electrolisis de agua tomando prestamos que van desde el 10% al 80% del capital fijo.
- ∇ El préstamo se toma el año 0 y se invierte durante el mismo periodo.
- ∇ El interés del préstamo es de un 10% anual.
- ∇ La cuota es anual y fija, considerando además un año de gracia, en consecuencia el préstamo comienza a pagarse el año 2.
- ∇ La tasa de interés de las utilidades antes de impuesto es 17%.
- ∇ La tasa descuento utilizada para el cálculo del valor actual neto en ambos proyectos es de 9%.
- ∇ Se consideran depreciaciones de 10 años, excepto para las obras civiles e instrumentación que se deprecian en 20 años en ambas plantas. Especial consideración se da en este punto al sistema de paneles solares de la planta de electrolisis alcalina, los cuales fueron considerados con una depreciación a 50 años.
- ∇ La inversión del capital propio se realiza el año 0.

- ∇ No se consideran ganancias ni pérdidas de capital a lo largo de los proyectos.
- ∇ Dado que el proyecto se evalúa en el desierto (Calama), el costo del terreno es considerado nulo.

### 6.1.2 Método de comparación de alternativas

La evaluación económica de ambas plantas se realiza mediante los indicadores económicos TIR y VAN, a partir de estos indicadores es posible decidir si los proyectos son factibles y cual de ellos es mas conveniente.

El valor actual neto de un proyecto es la suma de los valores del flujo de caja, actualizados al presente, se calcula mediante la siguiente fórmula:

$$VAN = \sum_{j=0}^n \frac{I_j - C_j}{(1+r)^j} \quad (6.1.1)$$

Donde:

$VAN$  = Valor actual neto.

$I_j$  = Ingreso total durante el año  $j$ .

$C_j$  = Costo total durante el año  $j$ .

$r$  = Tasa de descuento

$n$  = Vida útil del proyecto.

$J$  = Año en que se esta evaluando el flujo.

Mediante este indicador es posible decidir si es conveniente llevar a cabo un proyecto, el análisis se realiza del siguiente modo:

$VAN > 0 \rightarrow$  El proyecto tiene rentabilidad y por tanto conviene invertir en el.

$VAN < 0 \rightarrow$  El proyecto tiene rentabilidad negativa y por tanto no conviene invertir.

$VAN = 0 \rightarrow$  El proyecto no genera utilidades, lo cual implica que es indiferente invertir en el.

El otro indicador económico es la Tasa interna de retorno, la cual es la tasa de descuento en la que el proyecto genera  $VAN = 0$ . Este indicador se calcula mediante la siguiente fórmula:

$$0 = \sum_{j=0}^n \frac{I_j - C_j}{(1 + TIR)^j} \quad (6.1.2)$$

El modo de evaluar un proyecto mediante este indicador es comparando con la tasa de descuento aplicada:

$TIR > r \quad \rightarrow$  El proyecto tiene rentabilidad y por tanto conviene invertir en él.

$TIR < r \quad \rightarrow$  El proyecto genera pérdidas y por tanto conviene invertir.

El método de comparación entre ambos proyectos considerará obtener ambos indicadores mediante el desarrollo del flujo de caja y evaluar cual es la mejor alternativa. La decisión no es trivial y debe considerar diversos aspectos, por ejemplo, un proyecto puede generar una mayor tasa interna de retorno, no obstante poseer un valor actual neto menor, en este caso la decisión no es trivial y dependerá del inversionista, el cual debe decidir entre obtener más dinero o bien generar una mayor ganancia a partir de la inversión sin considerar el monto de ésta.

Un aspecto importante de observar es que estos indicadores no toman en cuenta factores de riesgo, para lo cual se hace un análisis de sensibilidad. Para esto se toma las variables que puedan afectar en mayor medida el flujo de caja, como por ejemplo algún costo de inversión alto o bien un costo o ingreso operacional, mediante la variación de esta variable es posible evaluar distintos escenarios y por tanto obtener diversos indicadores económicos; el grado de variación de éstos frente a variaciones de la variable considerada dará alguna idea de cuan sensible es el proyecto, en términos de rentabilidad, frente a variaciones de esta variable y permitirá por tanto, tener una idea a los factores de riesgo que afectan el proyecto.

### **6.1.3 Estimación de la inversión**

Los proyectos serán evaluados en esta etapa de estudio mediante una estimación del orden de magnitud de la inversión, para esto se considera una cotización del equipamiento que requiere la planta y a partir de este valor se obtiene los demás costos incluidos en la inversión fija del proyecto.

La estimación preliminar del proyecto considera los siguientes costos<sup>21</sup>:

- ∇ Montaje: 30%-40% del costo de los equipos.
- ∇ Canalización del proyecto: 30%-60% de los equipos instalados.
- ∇ Instrumentación: 5%-12% de los equipos instalados.
- ∇ Obras civiles: 10%-20% del costo de los equipos.
- ∇ Ingeniería: 10%-17% del costo de los equipos.
- ∇ Licencias: 20%-30% del costo de los equipos.
- ∇ Imprevistos: 10%-30% de la suma de los ítems anteriores.
- ∇ Capital de trabajo: 10%-20% del capital fijo.

#### 6.1.4 Estimación del préstamo

El monto del préstamo y el modo de cancelarlo suele ser una variable de estudio en el análisis de sensibilidad. En este estudio se considera que el préstamo es pagado en cuotas fijas, para poder calcular el monto de la cuota a lo largo de los años que dura el crédito se utiliza la siguiente fórmula:

$$VP = C \frac{(1+r)^n - 1}{(1+r)^n \cdot r} \quad (6.1.3)$$

Donde:

$VP$  = Valor del préstamo.

$C$  = Valor de la cuota.

---

<sup>21</sup> Perry R. H. "Chemical Engineers handbook", 7<sup>th</sup> ed.

## 6.2 Estimación de ingresos y costos para la planta de reformado de gas natural

### 6.2.1 Precios de Materias Primas y productos

Para la evaluación económica se consideran los siguientes precios:

∇ Gas Natural :	0,625 US\$/Nm <sup>3</sup> .
∇ Agua de enfriamiento:	1,03 US\$/m <sup>3</sup> .
∇ Agua de proceso:	2,03 US\$/m <sup>3</sup> .
∇ Electricidad:	0,058 US\$/Kwh.
∇ Hidrógeno:	7,28 US\$/Kg.

Los precios de las materias primas fueron cotizados en CGE (Electricidad) y Aguas Antofagasta para el caso del agua (tarifas correspondientes al sector de Calama). El precio del gas natural es el precio actual de compra a Argentina equivalente a 17,2 US\$/MM-Btu. En el caso del hidrógeno se tomó un precio al año 2002. Esto no supone un problema puesto que el efecto del precio del hidrógeno se evalúa en el análisis de sensibilidad abarcando los diferentes precios ofrecidos por distintos proveedores. Un precio actualizado es el ofrecido por Hydrogen Inc. de 2,72 US\$/Kg, no obstante la tecnología mediante la cual se llega a dicho precio no tiene gran presencia en el mercado mundial.

### 6.2.1 Estimación de la Inversión fija

El costo del equipamiento para la planta de producción de hidrógeno mediante reformado de gas natural es obtenido de una cotización realizada a la empresa Axcia<sup>22</sup> durante el año 2002. El nivel de la planta cotizada esta en el orden de la planta evaluada (20.000 Nm<sup>3</sup>/h y 19.352 Nm<sup>3</sup>/h respectivamente).

---

<sup>22</sup> La cotización considerada se encuentra disponible en la memoria de título “Evaluación Técnico económica de la obtención biotecnológica de gas hidrógeno”, C.Alvarez, 2002, Universidad de Chile. Los costos de inversión y los requerimientos son citados a lo largo de esta tesis.

- ∇ Costo de equipamiento (sin compresión): US\$ 12.675.560

La cotización de esta planta no incluye los costos de compresión de hidrógeno, por lo cual, dicho costo de inversión se asume igual al calculado para la planta de electrólisis de agua, en donde también se tiene hidrógeno producido a 7 bar (como en la planta de reformado) y evidentemente el mismo nivel de producción.

- ∇ Costo de equipamiento (con compresión)<sup>23</sup>: US\$ 16.173.060

Los demás puntos concernientes a la inversión fija son calculados del siguiente modo<sup>24</sup>:

- ∇ Montaje: 30% del costo de los equipos.
- ∇ Canalización del proyecto: 40% de los equipos instalados.
- ∇ Instrumentación: 10% de los equipos instalados (se consideró una planta de instrumentación media).
- ∇ Obras civiles: 15% del costo de los equipos.
- ∇ Ingeniería: 15% del costo de los equipos.
- ∇ Licencias: 20% del costo de los equipos.
- ∇ Imprevistos: 30% de la suma de los ítems anteriores.
- ∇ Capital de trabajo: 15% del capital fijo.

Con lo anterior se obtiene el siguiente resumen de costos de inversión:

---

<sup>23</sup> Este costo de equipamiento de compresión considera los intercambiadores de calor entre las 4 etapas del proceso diseñado en la planta de electrólisis.

<sup>24</sup> Perry R. H. "Chemical Engineers handbook", 7<sup>th</sup> ed.

**Tabla 13: Costo de inversión fija en planta de reformado**

<b>Costo equipos</b>		<b>16.173.060</b>
Montaje	US\$	4.851.918
Instrumentación	US\$	1.617.306
Canalización	US\$	6.469.224
Obras civiles	US\$	2.425.959
Ingeniería	US\$	2.425.959
Licencias	US\$	3.234.612
Imprevistos	US\$	11.159.411
<b>Capital Fijo</b>	US\$	<b>48.357.449</b>
<b>Capital de trabajo</b>		
	US\$	<b>7.253.617</b>

La inversión fija de la planta es La suma del capital fijo y el capital de trabajo, con lo cual se tiene una inversión de US\$ 55.611.067.

### 6.2.3 Análisis de costos

Algunos otros costos anuales en los que incurre la planta son los siguientes:

- ∇ Seguros: Se calcularon como el 1% del capital fijo.
- ∇ Mantenición: Se estima como el 3% del capital fijo.
- ∇ Gastos generales: Se estima como el 60% de las remuneraciones.

Los costos debidos a sueldos de personal son los siguientes:

**Tabla 14: Sueldos del personal de planta en proceso de reformado**

<b>Sueldos</b>	<b>Nº de personas</b>	<b>Sueldo US\$</b>	<b>Total US\$</b>
Administrador	1	2500	2500
Jefes de Turno	3	1500	4500
Operadores	6	600	3600
Personal de mantención	5	600	3000
		<b>Total</b>	<b>163200</b>

La siguiente tabla muestra los costos fijos anuales debidos a mantención seguros, gastos generales y electricidad (el costo fijo de electricidad es debido a la tarifa por 1 MW de potencia eléctrica instalada, estimada principalmente por costos de compresión):

**Tabla 15: Costos fijos anuales en planta de reformado**

<b>Electricidad</b>	<b>US\$</b>	<b>10.421.552</b>
Costos Generales	US\$	97.920
Seguros	US\$	483.574
Mantención	US\$	1.450.723

Finalmente, los costos asociados a materias primas se estiman de acuerdo a los requerimientos de la planta los cuales son los siguientes:

- ∇ Suministro de gas natural: 10.993 Nm<sup>3</sup>/h.
- ∇ Potencia Eléctrica: 1 MW.
- ∇ Agua de enfriamiento: 400 m<sup>3</sup>/h.
- ∇ Agua de proceso: 90 m<sup>3</sup>/h.

Los costos anuales debido a materias primas se calculan mediante la siguiente fórmula:

$$C_i = S_i \cdot P_i \quad (6.2.1)$$

Donde:

$C_i$  = Costo anual del insumo i.

$S_i$  = Requerimiento anual del insumo i.

$P_i$  = Precio del insumo i.

## 6.2.4 Ingresos anuales

El único ingreso anual de la planta de reformado de gas natural es debido al hidrógeno producido, el cual se calcula mediante la siguiente fórmula:

$$I_{H_2} = Q_{H_2i} \cdot P_{H_2i} \quad (6.2.2)$$

Donde:

$I_{H_2}$  = Ingreso anual debido al hidrógeno.

$Q_{H_2}$  = Producción anual del insumo hidrógeno.

$P_{H_2}$  = Precio del hidrógeno.

## 6.3 Estimación de ingresos y costos de la planta de electrólisis de agua

### 6.3.1 Precios de Materias Primas y productos

Para la evaluación económica de la planta de electrólisis de agua se consideran los siguientes precios:

- ∇ Agua de proceso: 2,03 US\$/m<sup>3</sup>.
- ∇ Hidróxido de potasio: 1250 US\$/m<sup>3</sup>.<sup>2526</sup>
- ∇ Hidrógeno: 7,28 US\$/Kg.
- ∇ Bonos de carbono: 1,6 US\$/Ton.<sup>27</sup>

### 6.3.2 Estimación de la inversión fija

La inversión fija de la planta de producción de hidrogeno fue estimada mediante el mismo método que en la planta de reformado, para esto es necesario

---

<sup>25</sup> El precio del hidróxido de potasio es obtenido del reporte ICIS pricing [www.icis.com](http://www.icis.com).

<sup>26</sup> El requerimiento de hidróxido de potasio es de el 30% el volumen de los electrolizadore (224 m3), esto anualmente si se considera que se cambia la solución una vez al año.

<sup>27</sup> El precio de los bonos de carbono es el proyectado al 2010 estimada por la bolsa del clima de Chicago.

conocer el costo del equipamiento de esta planta, a continuación se detalla el costo de los equipos del proceso de electrólisis alcalina de agua, el costo total de equipamiento en este proceso es de US\$ 16.539.228.

**Tabla 16: Costos de equipos en proceso de electrólisis de agua**

<b>Electrolizadores</b>		<b>US\$</b>
	Electrolizador	600.236
<b>(20 equipos)</b>	<b>Inversión total</b>	<b>12.004.728</b>
<b>Intercambiadores de calor</b>		
	I-101	63.900
	I-102	85.900
	I-103	132.500
	I-104	111.900
	I-105	68.300
	I-106	90.500
	I-H-12	220.100
	I-H-23	221.100
	I-H-34	223.400
	I-O-12	232.000
	I-O-23	239.800
	<b>Inversión Total</b>	<b>1.689.400</b>
<b>Compresores y Bombas</b>		
	C-H-01	490.500
	C-H-02	931.900
	C-H-03	500.800
	C-H-04	303.500
	C-O-01	86.900
	C-O-02	258.600
	C-O-03	260.700
	Bomba	12.200
	<b>Inversión Total</b>	<b>2.845.100</b>
<b>Paneles solares 50 KW<sup>28</sup></b>		
	Costo por panel	121450
<b>(3763 paneles)</b>	<b>Inversión total en paneles</b>	<b>457.016.726</b>

<sup>28</sup> Esta cotización considera celdas de 7,5 US\$. En el análisis de sensibilidad se estima el precio de panel a partir de diversas cotizaciones de celda fotovoltaica.

A continuación se detalla los factores de estimación de los demás tópicos involucrados en el capital fijo:

- ∇ Montaje: 30% del costo de los equipos.
- ∇ Canalización del proyecto: 40% de los equipos instalados.
- ∇ Instrumentación: 12% de los equipos instalados (se consideró una planta de instrumentación mayor).
- ∇ Obras civiles: 20% del costo de los equipos.
- ∇ Ingeniería: 17% del costo de los equipos.
- ∇ Licencias: 30% del costo de los equipos.
- ∇ Imprevistos: 30% de la suma de los ítems anteriores.
- ∇ Capital de trabajo: 15% del capital fijo.

El método es aplicado solo en la planta de electrólisis, sin considerar como parte del equipamiento (para realizar el cálculo) los paneles solares, no obstante estos son considerados como parte de la inversión. La razón de esto es que la cotización de estos equipos incluye aspectos como montaje, instrumentación, ingeniería, obras civiles, etc.

**Tabla 17: Costos de inversión fija en planta de electrólisis de agua**

<b>Costo equipos</b>	<b>16.539.228</b>
Montaje	4.961.768
Instrumentación	1.984.707
Canalización	6.615.691
Obras civiles	3.307.846
Ingeniería	2.811.669
Licencias	4.961.768
Imprevistos	12.354.803
<b>Total electrólisis</b>	<b>53.537.481</b>
<b>Total Paneles</b>	<b>457.016.726</b>
<b>Capital fijo</b>	<b>510.554.207</b>
<b>Capital de trabajo</b>	<b>8.030.622</b>

La inversión fija de la planta de electrólisis de agua, incluidos, los paneles solares es de US\$ 518.524.829.

Los costos referidos a mano de personal de planta son idénticos al de la planta de reformado, por tratarse del mismo nivel de producción. Los demás costos fijos anuales se estiman del mismo modo que en la planta de reformado, las siguientes tablas resumen los valores de dichos egresos:

**Tabla 18: Costos de sueldos en planta de electrólisis de agua**

<i>Sueldos</i>	<i>Nº de personas</i>	<i>Sueldo US\$</i>	<i>Total US\$</i>
Administrador	1	2500	2500
Jefes de Turno	3	1500	4500
Operadores	6	600	3600
Personal de mantención	5	600	3000
		<b>Total</b>	<b>13600</b>

**Tabla 19: Costos fijos anuales en planta de electrólisis de agua**

<i>Costos Generales</i>	<i>US\$</i>	<i>8.160</i>
Seguros	US\$	535.375
Mantención	US\$	1.606.124

Los costos asociados a materias primas se calculan de acuerdo al consumo obtenido en el balance de masa mediante la siguiente ecuación:

$$C_i = S_i \cdot P_i \quad (6.3.1)$$

Donde:

$C_i$  = Costo anual del insumo i.

$S_i$  = Requerimiento anual del insumo i.

$P_i$  = Precio del insumo i.

El precio  $P_i$  de cada uno de los insumos esta dado al comienzo de esta sección.

### 6.3.3 Ingresos anuales

Como en el proceso de reformado, los ingresos se calculan mediante la siguiente formula:

$$I_i = Q_i \cdot P_i \quad (6.2.2)$$

Donde:

$I_i$  = Ingreso anual debido al producto i.

$Q_i$  = Producción anual del producto i.

$P_i$  = Precio del producto i.

En este caso no se consideró la producción de oxígeno en el flujo de caja, teniendo como productos la generación de bonos de carbono e hidrógeno.

## 6.4 Resultados

Considerando (Caso base):

- ∇ Precio FOB del hidrógeno de 7,28 US\$/Kg.
- ∇ Préstamo de 70% el capital fijo.
- ∇ Precio de celda fotovoltaica de US\$ 7,5.

Se tiene el siguiente resultado:

Planta de reformado:

VAN = US\$ 122.051.356.

TIR = 72,5%.

Planta de electrólisis (Con venta de bonos de carbono):

VAN = US\$ 513.357.614

TIR = 69,5%.

Planta de electrólisis (Sin venta de bonos de carbono):

VAN = US\$ 509.083.283

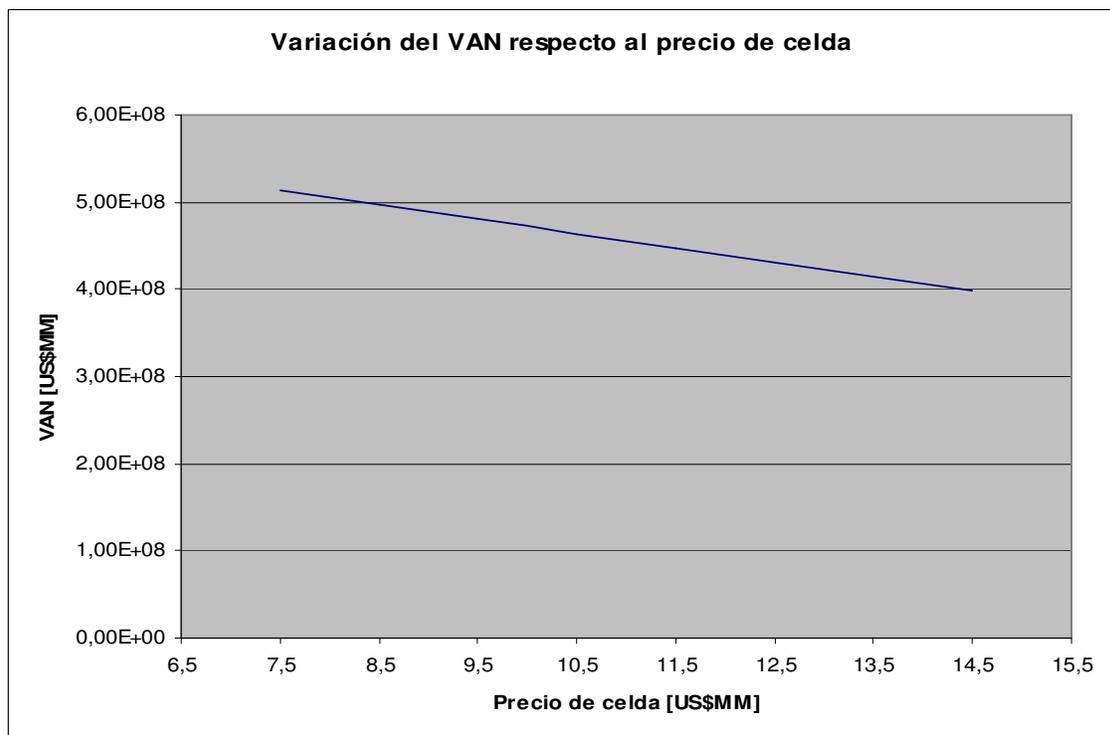
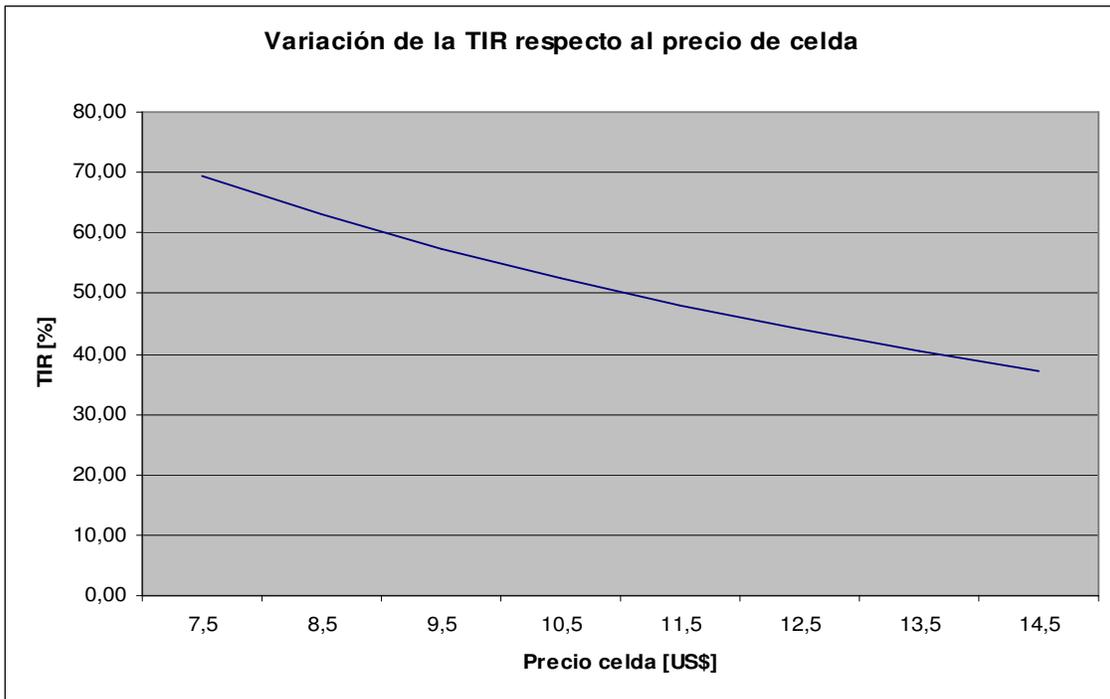
TIR = 68,9%.

### 6.4.1 Análisis de sensibilidad

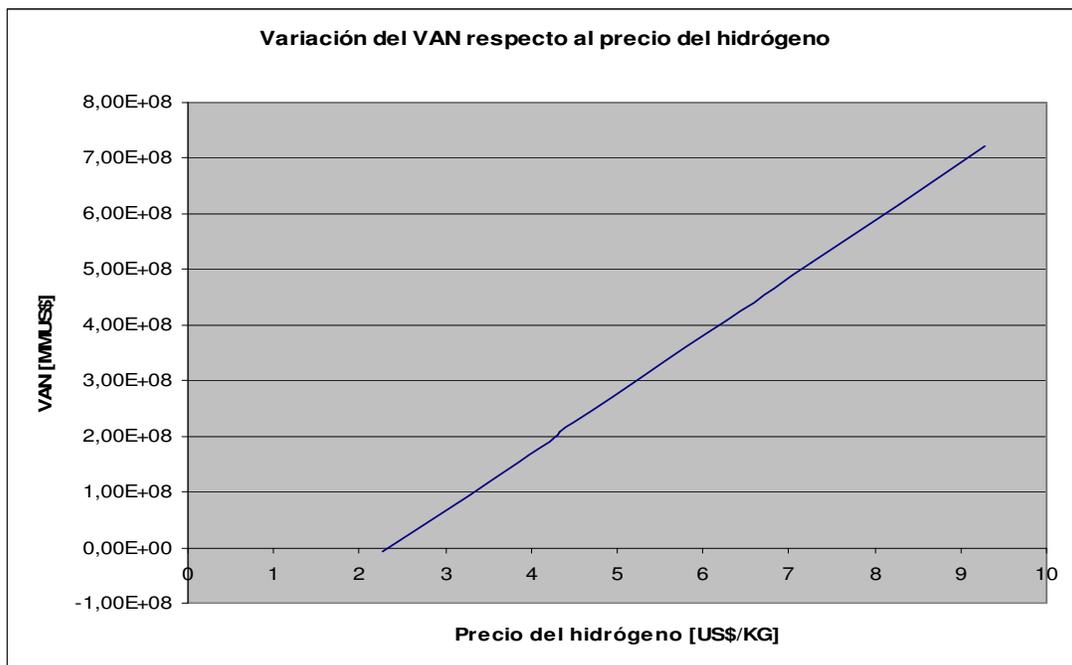
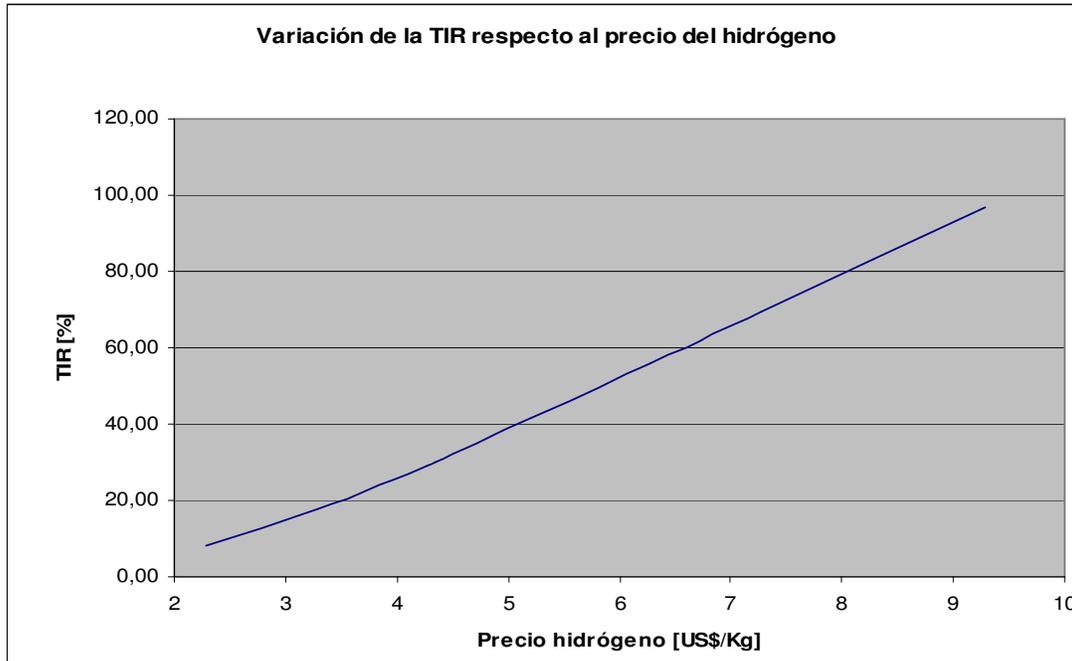
El análisis de sensibilidad del proyecto de producción de hidrógeno considera diversas condiciones de mercado. Se estudió la respuesta de los indicadores económicos frente a variaciones en el costo del hidrógeno, celdas fotovoltaicas y el monto del préstamo.

Los siguientes gráficos muestran los resultados obtenidos:

### 6.4.1.1 Respuesta frente a variación del precio de celda



### 6.4.1.2 Respuesta frente a variación del precio de hidrógeno

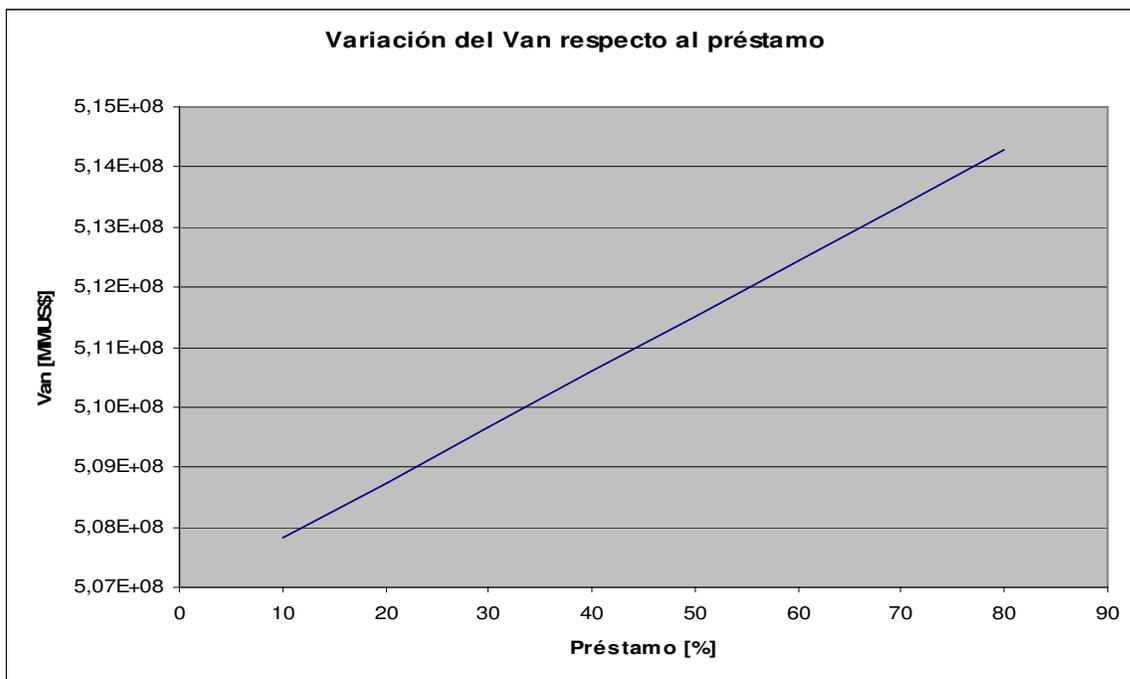
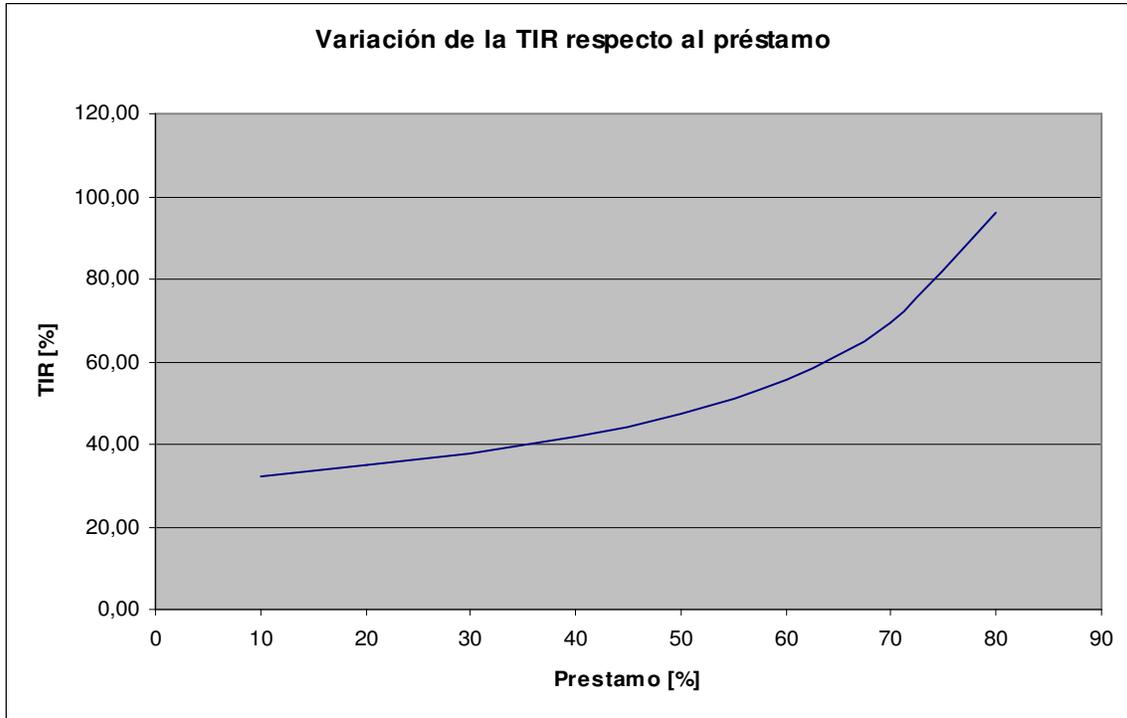


Valor Crítico<sup>29</sup>:

Precio de hidrógeno = US\$ 2,36

<sup>29</sup> El valor crítico es aquel en que la inversión no es rentable

### 6.4.1.3 Respuesta frente a variación del monto del préstamo



## Capítulo 7. Discusiones y Conclusiones

### 7.1 Discusiones

#### 7.1.1 Proceso de electrólisis alcalina de agua

Uno de los principales aspectos a considerar en la discusión acerca del proceso de electrólisis alcalina de agua se refiere a la necesidad de evaluar empíricamente parámetros que se consideraron en el desarrollo del balance de masa. En particular es imperioso evaluar los parámetros de eficiencia de Faraday a modo de estudiar la capacidad real del equipo en cuanto al uso de corriente. Por otra parte, la falta de parámetros empíricos, comúnmente usados en este tipo de sistemas, restringe las posibilidades de desarrollar un modelo más exacto, principalmente en relación al balance energético, el cual no fue considerado. La resistencia eléctrica generada en el electrolito provoca una merma en la capacidad de producción del equipo y genera un calentamiento del electrolito, situación que no debe ser despreciada en un estudio mas profundo de la operación.

El diseño de la red de intercambio debe ser estudiada con detalle, en particular, uno de los puntos críticos se encuentran el intercambiador I-104, el cual exige que la eficiencia de transferencia de calor del flujo de hidrógeno hacia el agua de proceso sea bastante alta. Es posible apreciar que ambos fluidos llegan prácticamente al equilibrio en este punto, si se considera que todos los intercambiadores de calor fueron diseñados despreciando pérdidas, es posible que el hidrógeno producido no tenga la capacidad de calentar el agua hasta los 80 C. En este caso el sistema necesitaría un intercambiador de calor extra que no ha sido considerado en esta evaluación.

El sistema de compresión de hidrógeno fue ampliamente evaluado antes de decidir una configuración de 4 etapas, no obstante, dicho resultado no es demostrado en esta tesis. Es importante evaluar dicho aspecto en un estudio posterior, una buena configuración en esta parte del proceso permite importantes ahorros en el costo energético de la planta.

Al considerar la puesta en marcha del proceso, es necesario contar con intercambiadores de calor extra que permitan precalentar el agua que es utilizada en la electrólisis, estos equipos anexos no han sido considerados en esta etapa de la evaluación. Si estos utilizan combustible para su operación se tendrá, además del costo de inversión que suponen estos equipos, un costo variable extra expresado en la disminución de los bonos de carbono del proceso. Se debe considerar además, que la operación de la planta exige diariamente una puesta en marcha ya que el proceso no continúa durante las noches.

### **7.1.2 Paneles solares**

El diseño de los paneles solares se hizo basados en celdas de alta eficiencia, las cuales tienen la capacidad de producir electricidad bajo condiciones térmicas desfavorables para la mayoría de las celdas fotovoltaicas comerciales. El sobrecalentamiento de la celda provoca que esta pierda eficiencia de producción de corriente ya que gran parte de la radiación absorbida es utilizada para generar calor. Las celdas de alta eficiencia evaluadas sufren una merma en su capacidad de generar electricidad con el aumento de temperatura, no obstante, este es poco apreciable incluso a temperaturas cercanas a los 100 C. Estas celdas están diseñadas para funcionar bajo condiciones de concentración solar, a pesar de esto, es importante tomar en cuenta que la eficiencia de 36 % mediante la cual se evaluó el proyecto, se da en condiciones de temperatura inferior a los 60 C. de ahí la necesidad de contar con sistemas de enfriamiento de la celda. Estos sistemas generalmente consisten en disipadores de calor con aletas los cuales están conectados a la base de la celda.

### **7.1.3 Modo de operación de la planta**

Dado que el proceso requiere de luz solar para efectuar la electrólisis de agua, se considera que la operación de la planta se lleve a cabo durante el día, esto supone un problema en el sentido que la producción de hidrógeno se enmarca en el abastecimiento de una planta de producción de nitrato de amonio, la cual debe operar en forma continua durante las noches. El problema radica básicamente en la sobre producción de hidrógeno que se debe efectuar durante las horas del día, lo cual conlleva costos de almacenamiento y compresión con el objeto de disponer de la materia prima durante las 24 horas. Una alternativa interesante de evaluar es proporcionar energía al SING durante el día, de manera de recuperarla en las noches, esto supone un uso más eficiente de la energía al evitar los costos anteriormente mencionados.

### **7.1.4 Suministro de agua de proceso**

Otro aspecto importante a considerar al estudiar los procesos anexos que pueden surgir en la planta, es la necesidad de un sistema de purificación de agua. El proceso de electrólisis requiere de agua de alta pureza con el objeto de evitar acumulación de sales en el equipo, este mismo hecho, lleva a la necesidad de evaluar la posibilidad de contar con una planta con mayor cantidad de electrolizadores de menor capacidad, con el objeto de facilitar la mantención de los equipos, esto es importante al considerar que la planta ha sido diseñada a plena capacidad. La falta de un electrolizador provoca una disminución importante en la producción.

### 7.1.5 Evaluación económica

Al analizar el caso base para el que fueron evaluados los proyectos, es posible apreciar que hay dos aspectos a considerar al momento de decidir por alguno de los procesos. Por una parte se tiene que el VAN del proyecto de electrólisis de agua es mayor al de reformado de gas natural, evaluando respecto a este único indicador es conveniente invertir en el proyecto de electrólisis de agua, no obstante, los grandes costos de inversión en el caso de la electrolisis provocan que la tasa interna de retorno de la planta de reformado sea levemente superior, con lo cual, es conveniente invertir en él en caso de contar con bajos montos de inversión y altas expectativas de rentabilidad. El principal factor que influye en los altos costos de inversión del proceso de electrolisis es el de los módulos solares, es importante considerar el periodo de depreciación de esta parte del proceso ya que supone una buena recuperación del capital al finalizar el horizonte de evaluación si se consideran altos periodos de depreciación. En este caso se ha optado por 50 años, dada la potencia generada que se enmarca en proyectos de alta generación de energía que suelen tener horizontes de evaluación amplios.

El ingreso generado gracias a la venta de bonos de carbono es marginal frente a lo que se percibe de la venta de hidrógeno, con lo cual estos no constituyen un factor decisor al momento de invertir en este tipo de proyectos de generación limpia de energía. No obstante es un ingreso que debe ser considerado.

El análisis de sensibilidad frente al precio de las celdas solares es claro en establecer que uno de los principales factores a considerar en la inversión es el energético, esto debido a que al analizar los gráficos del apartado (6.4.1.1) se observa una variación apreciable de los indicadores económicos frente al cambio del precio de las celdas solares. Una buena negociación en el precio de compra de módulos solares implica un flujo de caja favorable y libre de riesgo ya que es una inversión al año cero que no supone cambios a lo largo del horizonte de evaluación del proyecto. Otro caso importante ocurre con el precio venta del hidrógeno. Es posible apreciar en los resultados del apartado (6.4.1.2) la alta sensibilidad del flujo de caja frente a cambios en el precio del hidrógeno, la cual lleva a indicadores negativos para precios de venta del hidrógeno menores a US\$ 2,36; es por tanto importante evaluar las proyecciones del precio de este insumo en el horizonte de evaluación del proyecto dado que un descenso apreciable del precio de este producto puede provocar una pérdida considerable en el flujo de caja. Es importante por lo tanto, al evaluar este proyecto en una etapa mas profunda, considerar factores de riesgo en cuando al precio venta del hidrógeno. Finalmente, es posible apreciar que la variación del VAN presenta una baja sensibilidad al monto del préstamo, con lo cual no constituye un factor de importancia en cuanto a utilidades esperadas, sin embargo al estudiar la TIR se aprecia una variación importante, por lo que en términos de este indicador

económico es recomendable optar a un financiamiento externo si se privilegia la rentabilidad del proyecto.

Para los proyectos evaluados, tanto el de producción de hidrógeno a partir de electrólisis de agua, como para el reformado con vapor de gas natural, se aprecia que la rentabilidad de ambos supera el 60%, la cual, si se considera proyectos reales es bastante alta. La explicación a este fenómeno podría encontrarse en la forma de evaluación en esta etapa de desarrollo de la ingeniería conceptual, la cual aun despreja algunos costos. Es esperable que a medida que se avanza en el desarrollo de ingeniería básica y de detalles, los costos se eleven, dado que en esta etapa no se han considerado plantas anexas que podrían surgir en etapas posteriores como por ejemplo sistemas de purificación de agua para la electrólisis, quipos anexas (por ejemplo al evaluar el proyecto en estado estacionario no se consideró equipos de precalentamiento de agua para puesta en marcha), etc. Por otra parte, los ingresos no cambiarían en futuras evaluaciones ya que estos corresponden principalmente a ventas. El único factor de disminución de costos probablemente sea la disminución de estos mediante optimización del proceso, lo cual no esta en los alcances de este trabajo. Con todo lo anterior es esperable que el valor de los indicadores económicos se ajuste con una tendencia a la baja en etapas futuras de evaluación. No obstante, el alto valor de estos, y la comparación de los dos procesos evaluados, permite establecer con un alto grado de confianza la factibilidad técnico-económica del proceso de electrólisis de agua mediante utilización de celdas fotovoltaicas de alta eficiencia.

## 7.2 Conclusiones

- ∇ La factibilidad técnico económica de producción de hidrógeno mediante electrolisis de agua, bajo condiciones de radiación favorables como las existentes en el norte de Chile, queda demostrada en la etapa de desarrollo de la ingeniería conceptual
- .
- ∇ Es recomendable continuar con los estudios de desarrollo de ingeniería básica de este proyecto, con el objeto de corroborar los resultados aquí expuestos y sensibilizar los costos y utilidades reales.
- ∇ El elevado costo del proceso de electrolisis de agua es debido principalmente al costo de generación de energía, constituyendo este uno de los principales factores a evaluar en un posible estudio económico.
- ∇ El costo de venta del hidrógeno es un factor que debe ser evaluado rigurosamente en condiciones de riesgo.
- ∇ La principal vía de competitividad de la tecnología de electrolisis de agua integrada a energía solar, es bajar los costos de generación energética, los costos de inversión en el proceso de electrolisis no constituyen un factor determinante dado que corresponden aproximadamente a un 10% de la inversión fija. El orden de magnitud del costo de esta planta es similar al de una planta de reformado de gas natural de capacidad equivalente.
- ∇ El orden de magnitud de los flujos de caja generados por los procesos de reformado de gas natural y electrolisis de agua son similares, con lo cual una conclusión categórica respecto a cual de los 2 proyectos es mejor en términos económicos no es posible en esta etapa de estudio, dado los altos factores de error en la evaluación económica.

## Bibliografía:

- [1] BOCKRIS, Jhon O'M. "Estimate of the price of hydrogen as a medium for wind and solar sources". International journal of hydrogen energy, 2007, Vol. 32, pp 1605-1607.
- [2] C.C.X (Chicago Climate Exchange). ""C.C.X market report". Agosto 2008, Vol 3.
- [3] C.C.X (Chicago Climate Exchange): Overview [en línea] < <http://www.chicagoclimateexchange.com/> > [consulta: 24 de Septiembre del 2008].
- [4] C.N.E (Comisión Nacional de Energía): Estadística de la C.N.E [en línea] < <http://www.cne.cl/> > [consulta: 22 de Septiembre del 2008].
- [5] Contreras A. Guirardo R. and Veziroglu. "Design simulation of the power control system of a plant for the generation of hydrogen via electrolysis, using photovoltaic solar energy". International Journal of Hydrogen Energy. 2007, Vol 32, pp 4635-4640.
- [6] Deshmukh M.K., Deshmukh S.. "Modeling of hybrid renewable energy systems". Renewable and Sustainable Energy Reviews. 2008, Vol 12, pp 235-249.
- [7] ELAM, Carolyn C. GRÉGOIRE, Catherine E. and SPATH, Pamela L. "Electrolysis report", International energy agency, 2002, 17 p.
- [8] G.E.O (Geothermal Education Office): Introduction to geothermal energy slide show. [en línea] < <http://geothermal.marin.org/GEOpresentation/> > [consulta: 22 de Septiembre del 2008].
- [9] H. Bube,. "Materials for Photovoltaic". Annual Reviews, 1990, Vol 20, pp 19-50.
- [10] H. Horvath, carta enviada al departamento de energía de los Estados Unidos, Julio del 2006.
- [11] Hofmann et al. "Electrolyzer isolated by encapsulation with respect to pressurized water". US Patent 6.153.083. Noviembre del 2000.
- [12] I.E.A (Internacional energy agency). Prospects for hydrogen and fuel cells. Paris, IEA publications, 2005, 256 p.

- [13] Kreuteer W. and Román H. "Electrolysis: The important energy transformer in a world of sustainable energy". International Journal of Hydrogen Energy. 1998, Vol 23, Nro 8, pp 661-666.
- [14] Leppaen et al. "Electrolysis apparatus for producing hydrogen". US Patent 5.665.211. Septiembre de 1997.
- [15] Mattei M., Notton G., Cristofari C., Muselli M and Poggi P. "Calculation of the polycrystalline PV module temperature using a simple method of energy balance. Renewable Energy, 2006, Vol 31, pp 553-567.
- [16] Perry R.H. Chemical engineers Handbook, 7<sup>th</sup> ed.
- [17] Peynecke et al. "Method of electrolysis". US Patent 6.033.549. Marzo del 2000.
- [18] Posada A. "Heat and power integration of methane reforming based hydrogen production". American Chemical Society. 2005, Vol 44, Nro 24.
- [19] RAY, Martyn S. and JHONSTON, David W. "Chemical engineering design project". 1<sup>o</sup> ed. Australia. Gordon and Breach science publishers, 1989, 355 p.
- [20] Richa Kothari, D. Buddhi, R.L Sawhney. "A economic aspects of various hydrogen production methods". Renewable and Sustainable Energy Reviews, Vol 12, pp 553-563.
- [21] Richards B., Conibeer G. "A comparison of hydrogen storage technologies for solar –powered stand alone power supplies: a photovoltaic system sizing approach". International Journal of Hydrogen Energy, 2007, Vol 32, pp 2712-2718.
- [22] Sokoplasky E. Palyvos J. "Operating temperature of photovoltaic modules: A survey pertinent correlations". Renewable Energy, 2008.
- [23] SÁNCHEZ, Santiago J. Energías renovables, conceptos y aplicaciones. Quito, WW-F y Fundación natura, 2003, 153 p.
- [24] Ulleberg O. "Modeling of advanced alkaline electrolyzer: a system simulation approach". International Journal of Hydrogen Energy, 2003, Vol 28, pp 21-33.

## **ANEXOS**

## **ANEXO 1: Datos de radiación de Calama**

<i>hr</i>	<i>Enero</i>	<i>Febrero</i>	<i>Marzo</i>	<i>Abril</i>	<i>Mayo</i>	<i>Junio</i>	<i>Julio</i>	<i>Agosto</i>	<i>Septiembre</i>	<i>Octubre</i>	<i>Noviembre</i>	<i>Diciembre</i>
Azimutal	90E	90E	90E	-	-	-	-	-	-	90E	90E	90E
6 Inclínación	90,0	90,0	90,0	-	-	-	-	-	-	90,0	90,0	90,0
radiación	269,6	226,9	166,6	-	-	-	-	-	-	277,8	323,2	339,0
Azimutal	90E	90E	90E	90E	135 NE	135 NE	135 NE	135 NE	90E	90E	90E	90E
7 Inclínación	90,0	90,0	90,0	90,0	90,0	90,0	90,0	90,0	90,0	90,0	90,0	90,0
radiación	448,7	415,3	360,3	285,3	274,1	235,8	278,3	380,0	380,4	493,1	520,6	525,9
Azimutal	90E	90E	90E	90E	135 NE	135 NE	135 NE	135 NE	90E	90E	90E	90E
8 Inclínación	90,0	90,0	90,0	90,0	90,0	90,0	90,0	90,0	90,0	90,0	90,0	90,0
radiación	573,4	556,8	517,9	451,8	495,3	456,7	508,5	574,4	545,9	639,2	645,9	641,2
Azimutal	Horizontal	Horizontal	90E	180 N	135 NE	135 NE	135 NE	135 NE	90E	180 N	180 N	180 N
9 Inclínación	Horizontal	Horizontal	90,0	32,0	90,0	90,0	90,0	90,0	90,0	22,0	12,0	12,0
radiación	663,9	628,3	573,7	549,5	649,7	621,8	668,6	708,5	597,2	659,0	695,0	708,2
Azimutal	Horizontal	180 N	180 N	180 N	180 N	180 N	180 N	180 N	180 N	180 N	180 N	180 N
10 Inclínación	Horizontal	12,0	22,0	32,0	32,0	32,0	32,0	32,0	22,0	22,0	12,0	12,0
radiación	831,6	804,0	773,7	739,2	755,0	712,6	755,4	824,0	791,8	853,1	874,5	883,6
Azimutal	Horizontal	180 N	180 N	180 N	180 N	180 N	180 N	180 N	180 N	180 N	180 N	180 N
11 Inclínación	Horizontal	12,0	22,0	32,0	32,0	32,0	32,0	32,0	22,0	22,0	12,0	12,0
radiación	944,4	925,5	900,8	868,6	889,3	843,8	889,8	963,3	924,2	984,8	995,2	1001,2
Azimutal	Horizontal	180 N	180 N	180 N	180 N	180 N	180 N	180 N	180 N	180 N	180 N	180 N
12 Inclínación	Horizontal	12,0	22,0	32,0	32,0	32,0	32,0	32,0	22,0	22,0	12,0	12,0
radiación	984,1	968,5	945,9	914,4	936,6	890,0	936,9	1012,3	971,1	1031,4	1037,8	1042,7

	Azimutal	Horizontal	180 N	180 N	180 N	180 N	180 N	180 N	180 N	180 N	180 N	180 N	180 N
13	Inclinación	Horizontal	12,0	22,0	32,0	32,0	32,0	32,0	32,0	22,0	22,0	12,0	12,0
	radiación	944,4	925,5	900,8	868,6	889,3	843,8	889,8	963,3	924,2	984,8	995,2	1001,2
	Azimutal	Horizontal	180 N	180 N	180 N	180 N	180 N	180 N	180 N	180 N	180 N	180 N	180 N
14	Inclinación	Horizontal	12,0	22,0	32,0	32,0	32,0	32,0	32,0	22,0	22,0	12,0	12,0
	radiación	831,6	804,0	773,7	739,2	755,0	712,6	755,4	824,0	791,8	853,1	674,5	883,6
	Azimutal	Horizontal	180 N	180 N	180 N	225 NO	225 NO	225 NO	225 NO	270O	180 N	180 N	180 N
15	Inclinación	Horizontal	12,0	22,0	32,0	90,0	90,0	90,0	90,0	90,0	22,0	12,0	12,0
	radiación	663,9	625,2	587,5	549,5	649,7	621,8	668,6	708,5	597,2	659,0	695,0	708,2
	Azimutal	270O	270O	270O	270O	225 NO	225 NO	225 NO	225 NO	270O	270O	270O	270O
16	Inclinación	90,0	90,0	90,0	90,0	90,0	90,0	90,0	90,0	90,0	90,0	90,0	90,0
	radiación	573,4	556,9	517,9	451,8	495,3	456,7	508,5	574,4	545,9	639,2	645,9	641,2
	Azimutal	270O	270O	270O	270O	225 NO	225 NO	225 NO	225 NO	270O	270O	270O	270O
17	Inclinación	90,0	90,0	90,0	90,0	90,0	90,0	90,0	90,0	90,0	90,0	90,0	90,0
	radiación	448,7	415,3	360,3	285,3	274,1	235,8	278,3	382,0	380,4	493,1	520,6	525,9
	Azimutal	270O	270O	270O	-	-	-	-	-	-	270O	270O	270O
18	Inclinación	90,0	90,0	90,0	-	-	-	-	-	-	90,0	90,0	90,0
	radiación	269,6	228,0	166,6	-	-	-	-	-	-	277,8	323,2	339,0

## **ANEXO 2: Balance de masa y energía para el proceso de electrolisis de agua**

	<b>F01</b>	<b>F02</b>	<b>F03</b>	<b>F04</b>	<b>F05</b>	<b>F06</b>	<b>F07</b>	<b>F08</b>	<b>F09</b>	<b>F10</b>
Temperatura [C]	25	43,23	49,38	72,3	80	80	80	30	150	30
Rpesión [KPa]	700	700	700	700	700	700	700	700	2199	2199
Flujo molar [kgmol/h]	1911	1911	1911	1911	1911	1898	956,4	1898	1898	1898
Flujo másico [Kg/h]	34.430	34.430	34.430	34.430	34.430	3.826	30.610	3.826	3.826	3.826
Entalpia molar [kJ/kgmol]	-2,85E+05	-2,84E+05	-2,84E+05	-2,82E+05	-2,81E+05	1568	1573	141,7	3583	141,5
Entropia molar [kJ/kgmol-C]	53,7	58,31	59,8	65,16	66,89	111,7	152,9	107,4	107,4	97,83
Flujo de calor [kJ/h]	-5,46E+08	-5,43E+08	-5,42E+08	-5,38E+08	-5,37E+08	2,98E+06	1,51E+06	2,69E+05	6,80E+06	2,69E+05
	<b>F11</b>	<b>F12</b>	<b>F13</b>	<b>F14</b>	<b>F15</b>	<b>F16</b>	<b>F17</b>	<b>F18</b>	<b>F19</b>	<b>F20</b>
Temperatura [C]	150	30	150	30	95,38	74,87	30	48	150	30
Rpesión [KPa]	6899	6899	2,16E+04	2,16E+04	4,20E+04	4,20E+04	4,20E+04	700	1871	1871
Flujo molar [kgmol/h]	1898	1898	1898	1898	1898	1898	1898	956,4	956,4	956,4
Flujo másico [Kg/h]	3.826	3.826	3.826	3.826	3.826	3.826	3.826	30.610	30.610	30.610
Entalpia molar [kJ/kgmol]	3611	145,9	3717	200	2285	1677	343	618	3633	-22,58
Entropia molar [kJ/kgmol-C]	97,83	88,19	88,19	78,41	78,41	76,71	72,59	150,1	150,1	139,9
Flujo de calor [kJ/h]	6,85E+06	2,77E+05	7,06E+06	3,80E+05	4,34E+06	3,18E+06	6,51E+05	5,91E+05	3,48E+06	-2,16E+04
	<b>F21</b>	<b>F22</b>	<b>F23</b>	<b>F24</b>	<b>F25</b>	<b>F26</b>	<b>F27</b>	<b>F28</b>	<b>F29</b>	<b>F30</b>
Temperatura [C]	150	30	154,7	54	30	25	145	25	145	25
Rpesión [KPa]	6048	6048	2,00E+04	2,00E+04	2,00E+04	101,3	101,3	101,3	101,3	101,3
Flujo molar [kgmol/h]	956,4	956,4	956,4	956,4	956,4	1842	1842	1855	1855	1883
Flujo másico [Kg/h]	30.610	30.610	30.610	30.610	30.610	53.070	53.070	53.430	53.430	54.240
Entalpia molar [kJ/kgmol]	3456	-382,1	3162	-411	-1327	-8,164	3538	-8,164	3538	-8,164
Entropia molar [kJ/kgmol-C]	139,9	129,3	129,3	119,7	116,8	155,4	165,4	155,4	165,4	155,4
Flujo de calor [kJ/h]	3,31E+06	-3,66E+05	3,03E+06	-3,93E+05	-1,27E+06	-1,50E+04	6,52E+06	-1,51E+04	6,56E+06	-1,54E+04
	<b>F31</b>	<b>F32</b>	<b>F33</b>	<b>F34</b>	<b>F35</b>	<b>F36</b>	<b>F37</b>	<b>F38</b>	<b>F39</b>	
Temperatura [C]	145	25	145	25	145	25	69	25	49	
Rpesión [KPa]	101,3	101,3	101,3	101,3	101,3	101,3	101,3	101,3	101,3	
Flujo molar [kgmol/h]	1883	986,1	986,1	1035	1035	1962	1962	1246	1246	
Flujo másico [Kg/h]	54.240	28.410	28.410	29.820	29.820	56.510	56.510	35.900	35.900	
Entalpia molar [kJ/kgmol]	3538	-8,164	3538	-8,164	3538	-8,164	1283	-8,164	694,7	
Entropia molar [kJ/kgmol-C]	165,4	155,4	165,4	155,4	165,4	155,4	159,5	155,4	157,7	
Flujo de calor [kJ/h]	6,66E+06	-8050	3,49E+06	-8451	3,66E+06	-1,60E+04	2,52E+06	-1,02E+04	8,66E+05	

## **ANEXO 3: Balance de masa y energía para el proceso de reformado con vapor de gas natural**

	<i>F01</i>	<i>F02</i>	<i>F03</i>	<i>F04</i>	<i>F05</i>	<i>F06</i>	<i>F07</i>	<i>Hidrógeno</i>	<i>CO2 liberado</i>	<i>Gases</i>
Temperatura [C]	537,9	856,9	892,2	37,85	37,85	37,85	1080	37,85	942,2	25
Presión [KPa]	2685	2685	2685	2685	2685	1097	101,3	2685	101,3	101,3
Flujo molar [kgmol/h]	4,12	5,672	5,672	3,802	3,802	1,37	42,69	2,43	42,69	42,43
Flujo másico [Kg/h]	0,1099	0,1557	0,1622	0,1284	0,1284	5,82E-02	1,447	7,01E-02	1,447	1,484
Entalpia molar [kJ/kgmol]	-1,81E+05	-9,06E+04	-9,06E+04	-6,18E+04	-6,18E+04	-1,72E+05	-1,13E+04	366,2	-1,63E+04	-5776
Entropia molar [kJ/kgmol-C]	191,6	177,7	177,8	116,7	116,7	150,9	210,7	96,88	206,8	159,9
Flujo de calor [kJ/h]	-7,45E+05	-5,14E+05	-5,14E+05	-2,35E+05	-2,35E+05	-2,35E+05	-4,81E+05	889,8	-6,94E+05	-2,45E+05
Metano [% molar]	0,2427	0,0395	0,0395	0,0395	0,0589	0,1633	0	0	0	0,077
H2O [% molar]	0,7573	0,3709	0,3313	0,3313	0,0029	0,0079	0,082	0	0,082	0
CO2 [% molar]	0	0,0424	0,082	0,082	0,1218	0,3374	0,0666	0	0,0666	0
CO [% molar]	0	0,0944	0,0548	0,0548	0,0818	0,2267	0,0073	0	0,0073	0
Oxígeno [% molar]	0	0	0	0	0	0	0,1021	0	0,1021	0,185
Hidrógeno [% molar]	0	0,4528	0,4924	0,4924	0,7346	0,2646	0,0085	1	0,0085	0
Nitrógeno [% molar]	0	0	0	0	0	0	0,7335	0	0,7335	0,738

**ANEXO 4: Flujos de caja para los procesos de  
reformado de gas natural y electrolisis alcalina de  
agua**

#### A.4.1 Flujo de caja (base) del proceso de electrólisis alcalina (con venta de bonos de carbono)

**VAN = US\$ 513.357.614**

**TIR = 69,5 %**

	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Ingresos	0	100.831.582	100.831.582	100.831.582	100.831.582	100.831.582	100.831.582	100.831.582	100.831.582	100.831.582	100.831.582
Ingresos (Varios)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ganancias/pérdidas de Capital	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Costos Fijos	0	-2.163.259	-2.163.259	-2.163.259	-2.163.259	-2.163.259	-2.163.259	-2.163.259	-2.163.259	-2.163.259	-2.163.259
Costos Variables	0	-556.625	-556.625	-556.625	-556.625	-556.625	-556.625	-556.625	-556.625	-556.625	-556.625
Pago de intereses	0	-18.485.440	-18.485.440	-17.325.563	-16.049.699	-14.646.249	-13.102.454	-11.404.279	-9.536.287	-7.481.496	-5.221.225
Depreciaciones	0	-8.803.748	-8.803.748	-8.803.748	-8.803.748	-8.803.748	-8.803.748	-8.803.748	-8.803.748	-8.803.748	-8.803.748
Pérdidas del ejercicio anterior	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Utilidad antes de impuesto	0	70.822.511	70.822.511	71.982.387	73.258.251	74.661.701	76.205.496	77.903.671	79.771.663	81.826.455	84.086.725
Impuesto	0	-12.039.827	-12.039.827	-12.237.006	-12.453.903	-12.692.489	-12.954.934	-13.243.624	-13.561.183	-13.910.497	-14.294.743
Utilidad después de impuesto	0	58.782.684	58.782.684	59.745.381	60.804.348	61.969.212	63.250.562	64.660.047	66.210.480	67.915.957	69.791.982
Depreciaciones	0	8.803.748	8.803.748	8.803.748	8.803.748	8.803.748	8.803.748	8.803.748	8.803.748	8.803.748	8.803.748
Pérdidas del ejercicio anterior	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ganancias/Pérdidas de Capital	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
<b>Flujo Operacional</b>	0	67.586.432	67.586.432	68.549.129	69.608.096	70.772.960	72.054.310	73.463.795	75.014.228	76.719.705	78.595.730
Inversión Fija	-264.077.707	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Valor Residual	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Capital de trabajo	-8.030.622	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Recuperación del capital	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Préstamo	184.854.395	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Amortizaciones	0	0	-11.598.762	-12.758.638	-14.034.502	-15.437.952	-16.981.747	-18.679.922	-20.547.914	-22.602.706	-24.862.976
<b>Flujo de Capitales</b>	-87.253.934	0	-11.598.762	-12.758.638	-14.034.502	-15.437.952	-16.981.747	-18.679.922	-20.547.914	-22.602.706	-24.862.976
<b>Flujo de Caja</b>	-87.253.934	67.586.432	55.987.670	55.790.491	55.573.594	55.335.008	55.072.562	54.783.873	54.466.314	54.117.000	53.732.754

### A.4.1 Flujo de caja (base) del proceso de electrólisis alcalina (con venta de bonos de carbono) (Continuación)

	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Ingresos	100.831.582	100.831.582	100.831.582	100.831.582	100.831.582	100.831.582	100.831.582	100.831.582	100.831.582	100.831.582
Ingresos (Varios)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ganancias/pérdidas de Capital	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Costos Fijos	-2.163.259	-2.163.259	-2.163.259	-2.163.259	-2.163.259	-2.163.259	-2.163.259	-2.163.259	-2.163.259	-2.163.259
Costos Variables	-556.625	-556.625	-556.625	-556.625	-556.625	-556.625	-556.625	-556.625	-556.625	-556.625
Pago de intereses	-2.734.927	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Depreciaciones	-4.475.432	-4.475.432	-4.475.432	-4.475.432	-4.475.432	-4.475.432	-4.475.432	-4.475.432	-4.475.432	-4.475.432
Pérdidas del ejercicio anterior	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Utilidad antes de impuesto	90.901.339	93.636.266	93.636.266	93.636.266	93.636.266	93.636.266	93.636.266	93.636.266	93.636.266	93.636.266
Impuesto	-15.453.228	-15.918.165	-15.918.165	-15.918.165	-15.918.165	-15.918.165	-15.918.165	-15.918.165	-15.918.165	-15.918.165
Utilidad después de impuesto	75.448.111	77.718.101	77.718.101	77.718.101	77.718.101	77.718.101	77.718.101	77.718.101	77.718.101	77.718.101
Depreciaciones	4.475.432	4.475.432	4.475.432	4.475.432	4.475.432	4.475.432	4.475.432	4.475.432	4.475.432	4.475.432
Pérdidas del ejercicio anterior	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ganancias/Pérdidas de Capital	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
<b>Flujo Operacional</b>	<b>79.923.543</b>	<b>82.193.533</b>								
Inversión Fija	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Valor Residual	0	0	0	0	0	0	0	0	0	126.324.136
Capital de trabajo	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Recuperación del capital	0	0	0	0	0	0	0	0	0	8.030.622
Préstamo	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Amortizaciones	-27.349.274	0	0	0	0	0	0	0	0	0
<b>Flujo de Capitales</b>	<b>-27.349.274</b>	<b>0</b>	<b>134.354.758</b>							
<b>Flujo de Caja</b>	<b>52.574.269</b>	<b>82.193.533</b>	<b>216.548.291</b>							

## A.4.2 Flujo de caja (base) del proceso de electrólisis alcalina (sin venta de bonos de carbono)

**VAN = US\$ 509.083.283**

**TIR = 68,9 %**

	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Ingresos	0	100.267.440	100.267.440	10.267.440	100.267.440	100.267.440	100.267.440	100.267.440	100.267.440	100.267.440	100.267.440
Ingresos (Varios)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ganancias/pérdidas de Capital	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Costos Fijos	0	-2.163.259	-2.163.259	-2.163.259	-2.163.259	-2.163.259	-2.163.259	-2.163.259	-2.163.259	-2.163.259	-2.163.259
Costos Variables	0	-556.625	-556.625	-556.625	-556.625	-556.625	-556.625	-556.625	-556.625	-556.625	-556.625
Pago de intereses	0	-18.485.440	-18.485.440	-17.325.563	-16.049.699	-14.646.249	-13.102.454	-11.404.279	-9.536.287	-7.481.496	-5.221.225
Depreciaciones	0	-8.803.748	-8.803.748	-8.803.748	-8.803.748	-8.803.748	-8.803.748	-8.803.748	-8.803.748	-8.803.748	-8.803.748
Pérdidas del ejercicio anterior	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Utilidad antes de impuesto	0	70.258.369	70.258.369	71.418.245	72.694.109	74.097.559	75.641.354	77.339.529	79.207.521	81.262.312	83.522.583
Impuesto	0	-11.943.923	-11.943.923	-12.141.102	-12.357.998	-12.596.585	-12.859.030	-13.147.720	-13.465.279	-13.814.593	-14.198.839
Utilidad después de impuesto	0	58.314.446	58.314.446	59.277.143	60.336.110	61.500.974	62.782.324	64.191.809	65.742.242	67.447.719	69.323.744
Depreciaciones	0	8.803.748	8.803.748	8.803.748	8.803.748	8.803.748	8.803.748	8.803.748	8.803.748	8.803.748	8.803.748
Pérdidas del ejercicio anterior	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ganancias/Pérdidas de Capital	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
<b>Flujo Operacional</b>	0	67.118.194	67.118.194	68.080.891	69.139.858	70.304.722	71.586.072	72.995.557	74.545.991	76.251.467	78.127.492
Inversión Fija	-264.077.707	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Valor Residual	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Capital de trabajo	-8.030.622	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Recuperación del capital	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Préstamo	184.854.395	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Amortizaciones	0	0	-11.598.762	-12.758.638	-14.034.502	-15.437.952	-16.981.747	-18.679.922	-20.547.914	-22.602.706	-24.862.976
<b>Flujo de Capitales</b>	-87.253.934	0	-11.598.762	-12.758.638	-14.034.502	-15.437.952	-16.981.747	-18.679.922	-20.547.914	-22.602.706	-24.862.976
<b>Flujo de Caja</b>	-87.253.934	67.118.194	55.519.432	55.322.253	55.105.356	54.866.770	54.604.325	54.315.635	53.998.076	53.648.762	53.264.516

### A.4.1 Flujo de caja (base) del proceso de electrólisis alcalina (sin venta de bonos de carbono) (Continuación)

	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Ingresos	100.267.440	100.267.440	100.267.440	100.267.440	100.267.440	100.267.440	100.267.440	100.267.440	100.267.440	100.267.440
Ingresos (Varios)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ganancias/pérdidas de Capital	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Costos Fijos	-2.163.259	-2.163.259	-2.163.259	-2.163.259	-2.163.259	-2.163.259	-2.163.259	-2.163.259	-2.163.259	-2.163.259
Costos Variables	-556.625	-556.625	-556.625	-556.625	-556.625	-556.625	-556.625	-556.625	-556.625	-556.625
Pago de intereses	-2.734.927	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Depreciaciones	-4.475.432	-4.475.432	-4.475.432	-4.475.432	-4.475.432	-4.475.432	-4.475.432	-4.475.432	-4.475.432	-4.475.432
Pérdidas del ejercicio anterior	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Utilidad antes de impuesto	90.337.197	93.072.124	93.072.124	93.072.124	93.072.124	93.072.124	93.072.124	93.072.124	93.072.124	93.072.124
Impuesto	-15.357.323	-15.822.261	-15.822.261	-15.822.261	-15.822.261	-15.822.261	-15.822.261	-15.822.261	-15.822.261	-15.822.261
Utilidad después de impuesto	74.979.873	77.249.863	77.249.863	77.249.863	77.249.863	77.249.863	77.249.863	77.249.863	77.249.863	77.249.863
Depreciaciones	4.475.432	4.475.432	4.475.432	4.475.432	4.475.432	4.475.432	4.475.432	4.475.432	4.475.432	4.475.432
Pérdidas del ejercicio anterior	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ganancias/Pérdidas de Capital	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
<b>Flujo Operacional</b>	<b>79.455.305</b>	<b>81.725.295</b>								
Inversión Fija	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Valor Residual	0	0	0	0	0	0	0	0	0	126.324.136
Capital de trabajo	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Recuperación del capital	0	0	0	0	0	0	0	0	0	8.030.622
Préstamo	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Amortizaciones	-27.349.274	0	0	0	0	0	0	0	0	0
<b>Flujo de Capitales</b>	<b>-27.349.274</b>	<b>0</b>	<b>134.354.758</b>							
<b>Flujo de Caja</b>	<b>52.106.031</b>	<b>81.725.295</b>	<b>216.080.053</b>							

### A.4.3 Flujo de caja (base) del proceso de reformado de gas natural

**VAN = US\$ 122.351.056**

**TIR = 72,5 %**

	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Ingresos	0	100.267.440	100.267.440	00.267.440	100.267.440	100.267.440	100.267.440	100.267.440	100.267.440	100.267.440	100.267.440
Ingresos (Varios)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ganancias/Pérdidas de Capital	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Costos Fijos	0	-12.616.970	-12.616.970	-12.616.970	-12.616.970	-12.616.970	-12.616.970	-12.616.970	-12.616.970	-12.616.970	-12.616.970
Costos Variables	0	-65.161.886	-65.161.886	-65.161.886	-65.161.886	-65.161.886	-65.161.886	-65.161.886	-65.161.886	-65.161.886	-65.161.886
Pago de intereses	0	-3.385.021	-3.385.021	-3.172.627	-2.938.993	-2.681.996	-2.399.299	-2.088.332	-1.746.268	-1.369.998	-956.102
Depreciaciones	0	-4.310.120	-4.310.120	-4.310.120	-4.310.120	-4.310.120	-4.310.120	-4.310.120	-4.310.120	-4.310.120	-4.310.120
Pérdidas del ejercicio anterior	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Utilidad antes de impuesto	0	14.793.442	14.793.442	15.005.836	15.239.470	15.496.467	15.779.165	16.090.131	16.432.195	16.808.465	17.222.362
Impuesto	0	2.514.885	2.514.885	2.550.992	2.590.710	2.634.399	2.682.458	2.735.322	2.793.473	2.857.439	2.927.801
Utilidad después de impuesto	0	12.278.557	12.278.557	12.454.844	12.648.760	12.862.068	13.096.707	13.354.809	13.638.722	13.951.026	14.294.560
Depreciaciones	0	4.310.120	4.310.120	4.310.120	4.310.120	4.310.120	4.310.120	4.310.120	4.310.120	4.310.120	4.310.120
Pérdidas del ejercicio anterior	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ganancias/Pérdidas de Capital	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
<b>Flujo Operacional</b>	0	16.588.677	16.588.677	16.764.965	16.958.881	17.172.189	17.406.827	17.664.930	17.948.842	18.261.146	18.604.681
Inversión Fija	-48.357.449	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Valor Residual	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Capital de trabajo	-7.253.617	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Recuperación del capital	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Préstamo	33.850.215	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Amortizaciones	0	0	-2.123.945	-2.336.340	-2.569.974	-2.826.971	-3.109.668	-3.420.635	-3.762.698	-4.138.968	-4.552.865
<b>Flujo de Capitales</b>	-21.760.852	0	-2.123.945	-2.336.340	-2.569.974	-2.826.971	-3.109.668	-3.420.635	-3.762.698	-4.138.968	-4.552.865
<b>Flujo de Caja</b>	-21.760.852	16.588.677	14.464.732	14.428.625	14.388.907	14.345.218	14.297.159	14.244.295	14.186.144	14.122.178	14.051.816

#### A.4.1 Flujo de caja (base) del proceso de reformado de gas natural (Continuación)

	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Ingresos	100.267.440	100.267.440	100.267.440	100.267.440	100.267.440	100.267.440	100.267.440	100.267.440	100.267.440	100.267.440
Ingresos (Varios)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ganancias/pérdidas de Capital	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Costos Fijos	-12.616.970	-12.616.970	-12.616.970	-12.616.970	-12.616.970	-12.616.970	-12.616.970	-12.616.970	-12.616.970	-12.616.970
Costos Variables	-65.161.886	-65.161.886	-65.161.886	-65.161.886	-65.161.886	-65.161.886	-65.161.886	-65.161.886	-65.161.886	-65.161.886
Pago de intereses	-500.815	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Depreciaciones	-202.163	-202.163	-202.163	-202.163	-202.163	-202.163	-202.163	-202.163	-202.163	-202.163
Pérdidas del ejercicio anterior	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Utilidad antes de impuesto	21.785.605	22.286.420	22.286.420	22.286.420	22.286.420	22.286.420	22.286.420	22.286.420	22.286.420	22.286.420
Impuesto	3.703.553	3.788.691	3.788.691	3.788.691	3.788.691	3.788.691	3.788.691	3.788.691	3.788.691	3.788.691
Utilidad después de impuesto	18.082.052	18.497.729	18.497.729	18.497.729	18.497.729	18.497.729	18.497.729	18.497.729	18.497.729	18.497.729
Depreciaciones	202.163	202.163	202.163	202.163	202.163	202.163	202.163	202.163	202.163	202.163
Pérdidas del ejercicio anterior	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ganancias/Pérdidas de Capital	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
<b>Flujo Operacional</b>	<b>18.284.216</b>	<b>18.699.892</b>								
Inversión Fija	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Valor Residual	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Capital de trabajo	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Recuperación del capital	0	0	0	0	0	0	0	0	0	7.253.617
Préstamo	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Amortizaciones	-5.008.151	0	0	0	0	0	0	0	0	0
<b>Flujo de Capitales</b>	<b>-5.008.151</b>	<b>0</b>	<b>7.253.617</b>							
<b>Flujo de Caja</b>	<b>13.276.064</b>	<b>18.699.892</b>	<b>25.953.510</b>							

## **ANEXO 5: Detalles de los préstamos**

## A.5 Detalle del préstamo en el proyecto de electrolisis de agua

**Inversión:** US\$ 510.554.207  
**% del préstamo:** 70%  
**Interés anual:** 10%  
**Cuota:** US\$ 30.084.202

<i>Año</i>	<i>Deuda</i>	<i>Interés</i>	<i>Amortización</i>	<i>Cuota</i>
0	184.854.395			
1	184.854.395	18.485.440	0	18.485.440
2	173.255.633	18.485.440	11.598.762	30.084.202
3	160.496.995	17.325.563	12.758.638	30.084.202
4	146.462.493	16.049.699	14.034.502	30.084.202
5	131.024.541	14.646.249	15.437.952	30.084.202
6	114.042.793	13.102.454	16.981.747	30.084.202
7	95.362.871	11.404.279	18.679.922	30.084.202
8	74.814.956	9.536.287	20.547.914	30.084.202
9	52.212.251	7.481.496	22.602.706	30.084.202
10	27.349.274	5.221.225	24.862.976	30.084.202
11	0	2.734.927	27.349.274	30.084.202

## A.5 Detalle del préstamo en el proyecto de reformado de gas natural

**Inversión:** US\$ 48.367.449  
**% del préstamo:** 70%  
**Interés anual:** 10%  
**Cuota:** US\$ 5.508.967

<i>Año</i>	<i>Deuda</i>	<i>Interés</i>	<i>Amortización</i>	<i>Cuota</i>
0	33.850.215			
1	33.850.215	3.385.021	0	3.385.021
2	31.726.269	3.385.021	2.123.945	5.508.967
3	29.389.930	3.172.627	2.336.340	5.508.967
4	26.819.956	2.938.993	2.569.974	5.508.967
5	23.992.985	2.681.996	2.826.971	5.508.967
6	20.883.317	2.399.299	3.109.668	5.508.967
7	17.462.683	2.088.332	3.420.635	5.508.967
8	13.699.984	1.746.268	3.762.698	5.508.967
9	9.561.016	1.369.998	4.138.968	5.508.967
10	5.008.151	956.102	4.552.865	5.508.967
11	0	500.815	5.008.151	5.508.967

