

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

Evaluación técnico-económica de la obtención BioTECNOLÓGICA de gas hidrógeno

CLAUDIO ANDRÉS ALVAREZ VELDEN

MEMORIA PARA OPTAR AL TÍTULO DE INGENIERO CIVIL QUÍMICO E INGENIERO CIVIL EN
BIOTECNOLOGÍA

SANTIAGO-CHILE MARZO 2002

Calificaciones .	1
RESUMEN DE LA MEMORIA PARA OPTAR AL TÍTULO DE INGENIERO CIVIL QUÍMICO E INGENIERO CIVIL EN BIOTECNOLOGÍA. . .	3
..	5
..	7
AGRADECIMIENTOS .	9
Nomenclatura .	11
Capítulo I. Introducción .	15
1.1 Marco teórico . .	15
1.1.1 Antecedentes .	15
1.1.2 Energías Alternativas . .	18
1.1.3 Descarbonización de combustibles y secuestro de CO₂ . .	22
1.2 Justificación del trabajo . .	23
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 Metodología y plan de trabajo .	25
1.4.1 Metodología . .	25
1.4.2 Plan de Trabajo . .	27
Capítulo II. Estudio de la escala de producción .	29
2.1 Descripción del producto . .	29
2.2 Usos del hidrógeno y áreas de consumo . .	31
2.3 Metodología aplicada al estudio de la escala de producción . .	33
2.4 Análisis del mercado eléctrico .	33
2.4.1 Demanda histórica de energía eléctrica en el SING. . .	34
2.4.2 Proyección de la demanda eléctrica en el SING .	34

2.5 Análisis del mercado del hidrógeno .	37
2.5.1 Análisis de la demanda de hidrógeno .	37
2.5.2 Análisis de la oferta de hidrógeno .	37
2.5.3 Precio y formas de comercialización .	37
Capítulo III. Selección de procesos .	39
3.1 Producción clásica de hidrógeno .	39
3.1.1 Reformación con vapor .	40
3.1.2 Electrólisis . .	41
3.2 Producción biotecnológica de hidrógeno .	42
3.2.1 Gasificación de biomasa .	42
3.2.2 Fermentación anaeróbica de biomasa .	43
3.2.3 Fotoproducción de hidrógeno . .	43
3.3 Selección de alternativas . .	45
Capítulo IV. Ingeniería de fundamentos . .	47
4.1 Biofotólisis Indirecta . .	47
4.1.1 Fundamentos bioquímicos .	47
4.1.2 Diseño conceptual del proceso de biofotólisis indirecta .	50
4.2 Reformación de metano con vapor . .	63
4.2.1 Reformador .	64
4.2.2 Shift reactor . .	66
4.2.3 PSA (pressure swing adsorption) . .	66
4.2.4 Secuestro del carbón . .	67
Capítulo V. Ingeniería básica . .	71
5.1 Biofotólisis indirecta . .	71
5.2 Reformación de metano con vapor . .	74
Capítulo VI. Ingeniería de costos .	77
6.1 Evaluación económica .	77
6.1.1 Hipótesis de la evaluación . .	77
6.1.2 Indicadores económicos .	78

6.1.3 Estimación de inversiones . . .	80
6.2 Reformación de metano con vapor . . .	81
6.2.1 Antecedentes . . .	81
6.2.2 Inversiones . . .	82
6.2.3 Análisis de costos . . .	84
6.2.4 Ingresos . . .	85
6.3 Biofotólisis indirecta . . .	85
6.3.1 Antecedentes . . .	85
6.3.2 Inversiones . . .	86
6.3.3 Análisis de costos . . .	88
6.3.4 Ingresos . . .	89
6.3.5 Resultados . . .	89
6.3.6 Análisis de sensibilidad . . .	90
Capítulo VII. Discusiones y conclusiones . . .	91
7.1 Discusiones . . .	91
7.1.1 Producción biotecnológica de hidrógeno . . .	91
7.1.2 Modo de operación de la planta . . .	92
7.1.3 Selección del proceso de concentración . . .	93
7.1.4 Ingeniería de costos . . .	93
7.2 Conclusiones . . .	94
ANEXOS . . .	95
ANEXO A. Ingeniería de costos . . .	95
ANEXO B. Flujos de caja para los procesos de biofotólisis indirecta y reformación de metano con vapor . . .	98
ANEXO C. Memoria de cálculo del proceso de biofotólisis indirecta . . .	110
ANEXO D. Tasa específica de producción de hidrógeno en las microalgas <i>Chlamydomonas reinhardtii</i> . . .	111
ANEXO E. Radiación solar en la II Región de Chile . . .	112
ANEXO F. Temperaturas medias en la II Región de Chile . . .	114
ANEXO G. Balances de masa y energía para el proceso de reformación de metano con	114

vapor . .

ANEXO H. Cotización de una planta de producción de hidrógeno basada en el proceso de
reformación de metano con vapor . 116

Referencias . . 123

Calificaciones

COMISIÓN EXAMINADORA CALIFICACIONES

NOTA(Nº) (LETRAS) FIRMA

PROFESOR GUÍA

SR. LEANDRO HERRERA Z. :

PROFESOR CO-GUÍA

SRA. BLANCA ESCOBAR :

PROFESOR INTEGRANTE

SR. PEDRO MALDONADO :

NOTA FINAL EXAMEN DE TÍTULO :

RESUMEN DE LA MEMORIA PARA OPTAR AL TÍTULO DE INGENIERO CIVIL QUÍMICO E INGENIERO CIVIL EN BIOTECNOLOGÍA.

POR: CLAUDIO A. ÁLVAREZ V.

FECHA: 11/03/02

PROF. GUÍA: Sr. LEANDRO HERRERA Z.

“Estudio de prefactibilidad técnico-económica de la obtención biotecnológica de gas hidrógeno”

El objetivo de esta Memoria de Título es evaluar la prefactibilidad técnica y económica de una planta biotecnológica de producción de hidrógeno, con metodologías características de la evaluación privada.

La crisis energética de la década del 70 y la crisis ambiental causada por el calentamiento global del planeta en la década del 90, propulsaron la búsqueda de combustibles sustitutos de los combustibles fósiles, convirtiéndose el hidrógeno en el más atractivo de los potenciales sustitutos, susceptible de ser utilizado tanto en fuentes estacionarias como difusas.

Se realizó un análisis del mercado energético para fijar una escala industrial significativa para el estudio, lo que permitió elegir una potencia instalada de 75 MW. Sobre la base de dicha capacidad, se efectuó el dimensionamiento de los equipos mediante balances de masa y energía. La evaluación económica del proyecto consistió en contrastar la planta biotecnológica con una tecnología madura y comercializada de producción química de hidrógeno desde gas metano, pero sujeta a una misma exigencia de diseño, que contempló la emisión nula de dióxido de carbono, lo que permitió obtener comparaciones sobre una base común.

En términos relativos, la rentabilidad de ambos proyectos, medida sobre la base de los indicadores económicos VAN y TIR, resultó ser similar, aún cuando se analizaron distintos escenarios de emisión de dióxido de carbono a la atmósfera. Esto permite sostener, que para llegar al requisito de diseño de no emitir a la atmósfera dióxido de carbono, no es necesaria una fuerte inversión ni altos costos de operación. Por otro lado, la ventaja comparativa exhibida por la opción biotecnológica sobre la opción química, radica en un menor costo de producción energética, siendo alrededor de 4 veces menor. Desde la perspectiva del diseño conceptual, resulta factible construir una planta de producción biotecnológica de hidrógeno con capacidad de $1 \times 10^6 \text{ Nm}^3/\text{d}$ si se dispone de un área total de 607 ha y se satisfacen los parámetros e hipótesis de diseño supuestos.

Se concluye que al nivel de estudio de prefactibilidad técnica y económica, resultará más rentable, construir y operar una planta biotecnológica de obtención de hidrógeno que una de producción química, en cualquier escenario de emisión de dióxido de carbono a la atmósfera y en particular de emisión nula.

A mi hijo Ignacio...

y por supuesto, a su Estrella.

AGRADECIMIENTOS

Al no existir en el idioma castellano una traducción semántica adecuada de los vocablos ingleses *acknowledgments* y *thankfulness* me veo en la situación, menos incómoda que curiosa, simplemente de agradecer, a las siguientes personas:

En primer lugar al Doctor Leandro Herrera Zepelin, quien me brindó su confianza al permitir que me abocase bajo su alero, al desarrollo de la presente Memoria de Título, y cuyos comentarios y críticas me enseñaron más allá de lo meramente académico. Quisiera agregar que me siento realmente orgulloso de haber trabajado con una personalidad tan brillante y exigente.

A los miembros integrantes de la Comisión Examinadora. A la Sra. Blanca Escobar, quién jamás tuvo un reparo en atender mis dudas y preocupaciones, no tan sólo en este último escollo; y al Sr. Pedro Maldonado, ambos con comentarios asertivos, que permitieron mejorar sustancialmente esta Memoria de Título.

Al Doctor José Hernández quién, sin ser miembro de la Comisión Examinadora, vertió gran parte de su tiempo y conocimiento en el desarrollo de esta Memoria de Título, convirtiéndose en un pilar fundamental para el buen término de la misma. Gracias Doctor por brindarme su apoyo, aceptarme como *Hijo Ilustre del Departamento* y aconsejarme en lo referido a la *vorágine* laboral.

A todos aquellos que sin conocerme, tuvieron la deferencia de atender mis inquietudes: al Sr. Sergio Contreras, de Biofísica; a los Srs. Roberto Román y Mauricio Osses, de Mecánica; al Sr. Orlando Jorquera, candidato a Doctor en Ciencias de la Ingeniería; y a todos aquellos, menos por espacio que por olvido, queden bajo la sombra del anonimato, pero cuya ayuda fue esencial en algún apartado del presente trabajo.

No puedo dejar de agradecer al Sr. Rodrigo Sapunar, egresado de Ingeniería Civil Química y candidato al grado de Magister, quien tuvo siempre plena disposición para comentar los avances y retrocesos de la presente Memoria de Título, bajo el amparo de un café en la nunca bien ponderada *oficina*.

Agradezco también a mis amigos, grupo interdisciplinario de la prestigiosa Universidad de Chile, quienes no tan sólo me aconsejaron en aspectos específicos de sus respectivas áreas del conocimiento, sino que también me apoyaron en lo personal. Gracias muchachos por ser como son. (¡salucita!).

Agradezco a mis padres, quienes me enseñaron a ser una persona de bien e inculcaron valores valiosos como la responsabilidad, dejándome actuar siempre en forma autónoma, suponiendo mi buen y criterioso juicio; espero no haberlos defraudado. Un beso a mi bella madre, cuyo consejo y cobijo, en más de una ocasión procuré; y a mi padre, cuya infinita confianza, me ha llevado a esforzarme al máximo en todas las empresas que he acometido.

Agradezco a Matilde, pareja, amiga y madre de mi hijo, por todo el amor y apoyo incondicional brindado en estos años; y por la gran cantidad de horas renegadas, que se plasmaron en esta Casa de Estudios. Gracias mi amor por ser como eres, en especial por tu enorme paciencia; por eso y tantas otras cosas, te amo...

Finalmente quiero agradecer a mi *Estrella*, cuya luz me ha iluminado durante todos mis años de vida y que desde hace un tiempo, resplandece sobre el rostro de mi pequeño tesoro: mi hijo Ignacio. Gracias por cuidar de él.

Nomenclatura

Evaluación técnico-económica de la obtención BioTECNOLÓGICA de gas hidrógeno

Símbolo	Definición	Unidad SI
A	área	m^2
A_u	área específica	$m^2/(t/d)$
Chl	clorofila	
c_p	calor específico a presión constante	$J/(kg \cdot K)$
c_v	calor específico a volumen constante	$J/(kg \cdot K)$
D	tasa de dilución ($D=F/V$)	h^{-1}
D	diámetro	m
d	profundidad	m
D_i	diámetro interno	m
D_o	diámetro externo	m
E_s	fracción de luz utilizada efectivamente (eficiencia luminosa)	
F	flujo volumétrico o caudal (gases y líquidos)	m^3/h
FC	celdas de combustible	
H	profundidad de un líquido	m
H, h	altura de elevación, altura	m
H_{ad}	carga adiabática	$N \cdot m/kg$
I	intensidad de la luz	W/m^2
I_o	intensidad de la luz incidente	W/m^2
IBP	biofotólisis indirecta	
I_d	intensidad de la luz a una profundidad d	W/m^2
I_s	intensidad de saturación de la luz	W/m^2
K_i	coeficiente de saturación de la luz, modelo de Monod	W/m^2
K_i	coeficiente de inhibición de la luz, modelo de Aiba	m^2/W
L	largo	m
m	masa	kg
MSR	reformación de metano con vapor	
p	presión	Pa
P_a	productividad areal	
PPFD	densidades de flujo de fotones	$mE/(m^2 \cdot s)$
P_{H_2}	tasa específica de producción de hidrógeno	$kmol/(kg \cdot s)$
PM	peso molecular	$g/gmol$
PS I	fotosistema I	
PS II	fotosistema II	
P_v	productividad volumétrica	$kg/(m^3 \cdot s)$
Q	calor	J
Q	caudal a tratar	m^3/h
Símbolo	Definición	Unidad SI
R	constante universal de los gases	$8314 J/(K \cdot mol)$
S_o	concentración de sustrato de entrada	kg/m^3
T	temperatura	K, °C

t	tiempo	s
U	coeficiente global de transferencia de calor	
V	volumen	m ³
v	velocidad	m/s
W	ancho	m
W _{ad}	potencia adiabática	kW
W _r	potencia real	kW
W _t	potencia teórica	kW
X	concentración de biomasa	kg/m ³
Z	altura	m
	Símbolos griegos	
m	tasa específica de crecimiento	h ⁻¹
m _{max}	tasa específica máxima de crecimiento	h ⁻¹
t	tiempo de residencia	h
e	coeficiente de extinción	m ² /kg
h	eficiencia	
r	densidad	kg/m ³
g	razón de calores específicos (g=c _p /c _v)	

Capítulo I. Introducción

1.1 Marco teórico

1.1.1 Antecedentes

La búsqueda permanente de nuevos combustibles y fuentes de energías alternativas a las tradicionales, forma parte de las políticas estratégicas asumidas por los gobiernos para mantener o lograr el desarrollo de los países (Comisión Nacional de Energía, 1994).

La crisis energética de la década del 70, propulsada por el aumento del precio del petróleo, fue la primera de las motivaciones de dichas investigaciones. Los países del Medio Oriente, específicamente los países árabes y los miembros de la OPEP, decidieron sancionar la intervención efectuada por Estados Unidos y Holanda en favor de Israel, nación con la que mantenían una pugna que se prolongaba por más de dos décadas, mediante la suspensión de las entregas de combustibles, al mismo tiempo que acordaron un alza que se materializó en que el precio del crudo se cuadruplicó entre septiembre y diciembre de 1973. Esta alza no sólo causó estragos económicos sino que también, y tal vez de mayor relevancia, impactos sociales y políticos que se arraigaron en la conciencia colectiva, al poner de manifiesto la excesiva dependencia que los países desarrollados

sostenían frente al petróleo, gestándose de este modo una política estratégica en torno al tema de la energía y cuyo fin último consiste en la obtención de sustitutos a los hidrocarburos, especialmente al petróleo, además de nuevas fuentes energéticas que permitan plena autonomía (Pedrals, 1979).

Con el paso del tiempo se constató una caída del precio del petróleo y se abandonaron, al menos en parte, los fondos destinados a investigación y desarrollo en dichas áreas y no fue sino hasta la década del 90 que retomaron popularidad debido al surgimiento de una nueva amenaza, ahora de carácter ambiental: el cambio climático (ver, p.e., Houghton J. et al., 2001).

El cambio climático, del cual ya se hablaba en la esfera científica mundial a finales de los años 80, corresponde al aumento de la temperatura del planeta (calentamiento global), debido al incremento de las concentraciones de los gases cuyo espectro de absorción está en el rango del IR, conocidos comúnmente como gases invernadero (CO_2 , CH_4 , $\text{H}_2\text{O}(v)$, NO_x , CFC, HFC), como consecuencia tanto de la combustión masiva de combustibles fósiles, como de nuevas prácticas agrícolas, principalmente relacionadas con la crianza de ganado y el cultivo de arroz.

El cambio climático como problemática ambiental, a diferencia de la contaminación, no es de carácter local e involucra por tanto la búsqueda de soluciones globales. Es en este escenario que surgió en 1992 un instrumento legal en el que se perfilaron recomendaciones generales acerca de las políticas a seguir tanto en los países desarrollados como en vías de desarrollo, denominado Convención Marco de las Naciones Unidas sobre Cambio Climático (UNFCCC), el que entra en vigencia en 1994 y en donde más de 150 países se hacen partícipes al firmar los acuerdos que allí se postulan, adquiriendo así Chile el primer compromiso en materia ambiental a escala global. Entre las recomendaciones están aquellas vinculadas directamente con la búsqueda de soluciones para reducir las emisiones de CO_2 provenientes de la utilización de combustibles fósiles, la realización de estudios acerca de la vulnerabilidad de las naciones frente al cambio climático y a determinar cuáles son sus condiciones de adaptación frente a éste, todo esto como se ha mencionado, en lineamientos generales.

Sin embargo no fue hasta 1997 cuando se realizó la cuarta conferencia de las Partes (COP4) en Japón, en que se bosquejaron lineamientos específicos y medidas concretas en torno a la problemática del calentamiento global, las que quedaron plasmadas en un histórico documento, denominado Protocolo de Kioto. Este documento aborda esencialmente dos aspectos: objetivos de reducción de emisiones de CO_2 a niveles inferiores a los del año 1990 por parte de los países desarrollados, y mecanismos de mercado que permitan lograr dicho objetivo, y en donde los países en vías de desarrollo juegan un rol preponderante. Se concibe así la idea de que el calentamiento global es responsabilidad de todas las naciones, pero en forma diferenciada.

En 1988 se constituyó el Panel Intergubernamental sobre Cambio Climático (IPCC), entidad abocada a encausar todos los esfuerzos que se logren en materia de calentamiento global y que representa el consenso de cientos de científicos acerca del inminente aumento de la temperatura en el presente siglo XXI. EL IPCC se encargó de alertar a la comunidad mundial acerca de la apremiante necesidad de reducir las

emisiones de gases invernadero a la atmósfera, entre ellos el CO₂ que se produce al quemar combustibles fósiles. En este sentido aparece un modelo de balance de CO₂ denominado ecuación de Kaya (Kaya et al., 1989), que permite acotar la búsqueda de soluciones, en función de los parámetros considerados.

$$[CO_2] = \phi(\alpha, \beta, \gamma, \delta, \xi)$$

α : población

β : PIB per cápita generado

γ : energía generada/PIB

δ : CO₂ emitido/energía

ξ : sumideros

Del modelo planteado se desprenden las siguientes soluciones:

Limitar el crecimiento poblacional y/o detener el crecimiento económico, soluciones que se descartan de antemano por resultar infactibles en la práctica. 1.

Aumentar la eficiencia energética y/o incentivar el ahorro de energía, ambas soluciones consideradas en las políticas estratégicas que se han desarrollado desde la década del 80. 2.

Utilizar combustibles y/o fuentes energéticas con menor contenido de carbono o carentes de él, soluciones en las que el hidrógeno y las fuentes energéticas alternativas (no fósiles) desempeñan un rol fundamental. 3.

Aumentar los sumideros de CO₂ de modo de no emitirlo a la atmósfera, lo que puede lograrse mediante el secuestro del mismo ya sea antes de la combustión o después de ésta, si se han utilizado combustibles fósiles; y el incremento de organismos fijadores de CO₂, es decir organismos fotosintéticos como árboles y/o fitoplancton. 4.

En la sección siguiente serán brevemente discutidas las soluciones referidas a la utilización de energías alternativas y al secuestro de CO₂.

La investigación y desarrollo a partir de la década del 90 se ha focalizado en la búsqueda de una mayor eficiencia energética, de adecuados sistemas usuarios, y de energías alternativas y sustitutos a los hidrocarburos, observándose niveles de actividad científica y tecnológica similar a los de antaño.

Finalmente, y en el marco global de la problemática ambiental, hay que señalar que en Julio del 2001 se llegó a un acuerdo en la Reunión sobre Medio Ambiente sostenida en Alemania, de gran significación para las Partes (países firmantes de la Convención), denominado Acuerdo de Bonn, en donde se ratificó que para el período 2008-2012 los países desarrollados deberán reducir sus emisiones de gases invernadero llevados a equivalentes de CO₂, en promedio un 5.2% en relación con las de 1990, ya establecido en el Protocolo de Kioto, y del cual Estados Unidos -principal promotor hasta ese momento de reducción de emisiones- se negó a participar, considerando para ello transacciones de permisos de emisión, proyectos conjuntos con países en vías de

desarrollo, aumento de los sumideros, entre otros.

1.1.2 Energías Alternativas

En estricto rigor las energías alternativas pueden ser tanto de origen no renovables como renovables, pues aluden a la utilización de fuentes energéticas que no están siendo utilizadas en los procesos productivos actuales.

1.1.2.1 Energías Alternativas no renovables

Entre las energías alternativas no renovables destacan la utilización de arsénicas asfálticas, petróleos muy pesados, arcillas bituminosas, turba y el CO; los que pueden ser utilizados en combustión directa o bien como insumos para producir petróleos sintéticos o metanol. Sin embargo este tipo de energías, si bien podrían solucionar el problema relacionado con la dependencia de las importaciones de petróleo proveniente de los países del Medio Oriente, no solucionan el problema ambiental, dado que son contaminantes y emisores de gases invernadero. Es así como las energías alternativas de origen renovables están en una situación privilegiada al ser las preferidas para una sustitución parcial de las fuentes energéticas primarias tradicionales.

1.1.2.2 Energías Alternativas renovables

Las energías alternativas renovables están llamadas a cumplir un rol preponderante en la sustitución parcial de los combustibles fósiles, hasta llegar a alcanzar una participación importante del mercado energético (25%) una vez que el desarrollo de las tecnologías les permitan alcanzar un precio que las haga rentables.

Si bien las características limpias de estas energías las hacen muy atractivas para ser utilizadas en armonía con el medio ambiente, su lento desarrollo se debe principalmente a la estacionalidad de su utilización y al alto grado de estudio requerido, tanto para implementarlas como para almacenarlas, lo que se traduce en la práctica que satisfagan menos de un 10% de los requerimientos energéticos mundiales.

A continuación se describen en forma bastante general, las principales energías alternativas renovables que han sido objeto de algún estudio.

1.1.2.2.1 Energía Eólica

Corresponde a la utilización del viento para generar energía mecánica a través del uso de un aeromotor (molienda, bombeo de agua) y/o energía eléctrica mediante un aerogenerador.

Su transformación a energía mecánica se remonta a tiempos remotos, siendo ya utilizada en la antigua Persia, Irak, Egipto y China.

En el caso de utilizarla para generación eléctrica, ésta requerirá la implementación de parques eólicos y su utilización estará restringida a ser un complemento a otro tipo de generadoras, dada la imposibilidad de controlar los flujos de viento, caracterizados por un comportamiento cíclico con gran aleatoriedad, los que se ven afectados por condiciones

geográficas y microclimáticas.

1.1.2.2.2 Energía Hidráulica

Al igual que en el caso de la energía eólica, corresponde a la utilización de flujos de masa, en este caso de agua, para la generación de energía principalmente eléctrica. Incluye la utilización de cauces de ríos, tecnología madura y comercialmente disponible (centrales hidroeléctricas) y de mareas, requiriendo ésta última de un gran costo de inversión, lo que constituye el principal problema de explotación.

En el caso de las centrales maremotrices, la idea es aprovechar mareas que puedan llegar a alcanzar 10 m de altura al entrar a estuarios o golfos, tanto en flujo como en reflujos, usando para ello turbinas generadoras de electricidad bidireccionales.

Existen tres plantas en operación. La primera se encuentra en Rance, Francia, zona con mareas entre 3 y 14 m, con una capacidad instalada de 240 MW, empleando un área de 20 km². La segunda se encuentra en Rusia, con una potencia instalada de 800 KW, con mareas de 4 a 5 m. La tercera está en Canadá en la bahía de Fundy, con una capacidad instalada de 18 MW, aprovechando mareas que llegan a alcanzar 16 m de altura.

Otras formas de aprovechamiento del mar en términos energéticos, corresponden a la utilización de las olas y del gradiente térmico oceánico, alcanzando este último hasta 25°C.

1.1.2.2.3 Energía Geotermal

La idea de este tipo de energía corresponde a utilizar el gradiente de temperatura que existe al avanzar por la corteza terrestre hacia el centro. Estudios han demostrado que la temperatura del interior de la tierra aumenta 3°C cada 100 m, estimándose que la tasa se reduciría una vez alcanzadas grandes profundidades, dado que en el centro ésta debe ser del orden de 5000°C.

La forma de explotarla, consiste principalmente en perforar dos pozos, uno de extracción y otro de inyección. En caso de que la zona de perforación esté atravesada por un acuífero, se extraería agua caliente o vapor, que puede ser utilizado en intercambiadores de calor en procesos productivos o bien mediante la utilización del vapor para mover turbinas con la consecuente generación de electricidad, lo que pone de manifiesto que este tipo de energía apunta a la explotación comercial del vapor o del agua caliente almacenado en la corteza terrestre.

Los yacimientos geotermales son básicamente cinco, siendo los de vapor seco y de agua caliente los utilizados comercialmente.

Esta opción tiene un elevado potencial y se explota comercialmente en distintos países, incluido América Central y Norte América.

1.1.2.2.4 Energía de la Biomasa

La biomasa puede ser entendida como materia de origen orgánico y tiene diferente

utilización ya sea animal o vegetal.

La biomasa de origen vegetal puede ser utilizada directamente en la combustión, generando contaminación atmosférica, emisión de CO_2 y erosión y desertificación de suelos si ésta proviene de la tala de árboles en caso de que no exista una adecuada planificación forestal; o bien, los desechos orgánicos en general, pueden ser transformados en combustibles más energéticos, mediante fermentación anaeróbica (biogás: 70% CH_4 aproximadamente) o gasificación y posterior conversión (hidrógeno).

Esta opción es sustentable y mantiene un equilibrio climático si su explotación está sujeta a un adecuado manejo forestal, pues tiene la ventaja de no aportar CO_2 al ciclo natural del mismo; mas influye de manera adversa si proviene de la tala de árboles no contemplados en planes de manejo, al disminuir los sumideros naturales de CO_2 .

1.1.2.2.5 Energía Solar

La energía proveniente del sol es la única fuente limpia y casi inagotable. Ha sido utilizada por el hombre desde tiempos inmemoriales; sin embargo no fue hasta el despertar de la conciencia energética causado por la crisis de 1973 que, al igual que el resto de las energías alternativas, comenzó a ser objeto de investigación y desarrollo.

Las investigaciones realizadas están relacionadas con la producción de energía eléctrica mediante el uso de celdas fotovoltaicas, con su utilización en forma de calor mediante el uso de colectores solares y con su aprovechamiento en la edificación (bioclimatización).

En el último tiempo ha adquirido especial atención como insumo para producir hidrógeno, mediante la utilización de microorganismos fotosintéticos.

Tiene la principal desventaja que se produce sólo por algunas horas y por tanto requiere de almacenamiento, además de que las fluctuaciones de la transparencia de la atmósfera no son manejables por el ser humano.

1.1.2.3 Situación Energética de Chile

Dados los compromisos internacionales acordados en materia de medio ambiente y la favorable aceptación que en el país han tenido, Chile debería potenciar políticas energéticas en torno a un uso eficiente de este recurso y la implementación y difusión de energías noconvencionales renovables, las que han mostrado ser una alternativa real, principalmente para zonas rurales y aisladas de los países; con esto, además corroboraría su posición acerca del modelo económico adoptado, que tiene un fuerte énfasis en la equidad social, y por tanto coherente con el desarrollo sustentable.

Chile por su condición geográfica posee grandes ventajas para el desarrollo de energías alternativas renovables, por lo que junto con ratificar su posición acerca de los compromisos internacionales en materia de medio ambiente, se beneficiaría en el ámbito económico, al disminuir su condición de importador neto de energía.

En materia de energías renovables, Chile posee enormes ventajas dada la fisonomía y diversidad climática de su territorio:

- Energía solar en abundancia en la zona norte del país (I y II Región)
- Energía hidráulica en la zona sur (entre la VII y XII Región)
- Energía eólica básicamente a lo largo de todo el territorio nacional, específicamente en las zonas costeras.
- Energía de la biomasa en la zona sur, proveniente principalmente de la industria forestal; además de grandes cantidades de desechos municipales en las grandes zonas pobladas.
- Energía geotérmica en la zona norte, específicamente en el sector de Atacama y el Tatio y en la zona sur.

A continuación se muestra la participación que tienen las distintas energías renovables en Chile.

Tabla 1.1.1 Participación de las energías renovables en el mercado energético chileno

Tipo	Consumo	
	MWh/año	%
Solar	4770	46,3
Eólica	45	0,4
Hidráulica	4998	48,5
Geotermal	458	4,4
Biomasa	36	0,3
Total	10307	100,0

Fuente: CNE (2001)

Estos datos son presentados en forma gráfica en la figura 1.1.1

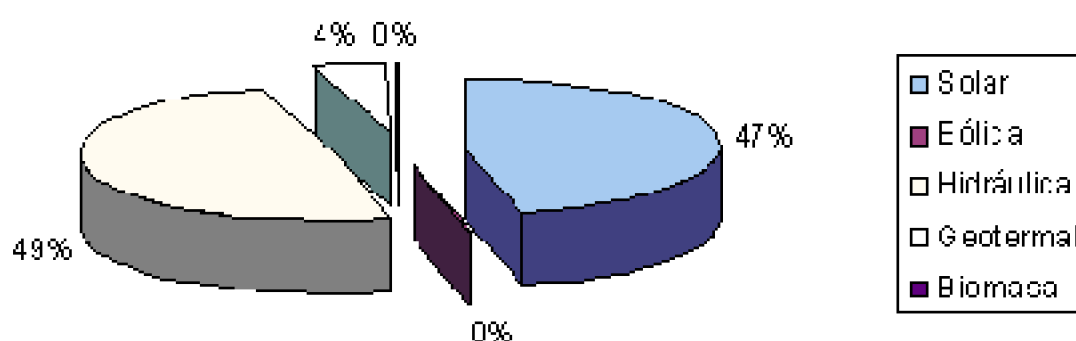


Figura 1.1.1 Participación de las energías renovables en el mercado energético chileno

Fuente: Estadísticas de la CNE (2001)

Sin embargo, esta situación debe ser contrastada con la realidad nacional en lo que a generación neta de energía eléctrica se refiere, para apreciar el porcentaje de participación de las energías renovables dentro del mercado eléctrico nacional.

Esto puede ser observado en las tablas 1.1.2 y 1.1.3, presentadas a continuación.

Tabla 1.1.2 Generación de energía eléctrica total en Chile (1987-1999), miles de GWh

	1987	1988	1989	1990	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998	1999
Generación neta	15,6	16,8	17,5	20,4	19,2	22,2	23,8	25	25,9	28	31,7	32,7	38,1
hidroeléctrica	12	11,4	9,5	11,9	13	16,6	17	16,8	18,2	16,7	18,2	15	13,3
nuclear	n/d	n/d	n/d	n/d	n/d	n/d	n/d	n/d	n/d	n/d	n/d	n/d	n/d
renovables*	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,5	0,5	0,5	0,7	0,9	0,8	1,1	1,5
térmica convencional	3,3	5,1	7,7	8,2	5,9	5,2	6,3	7,7	7,1	10,4	12,7	16,6	23,2

*geotérmica/solar/eólica/biomasa n/d no disponible Fuente: DOE/EIA

Tabla 1.1.3 Porcentaje de participación de las energías renovables en la generación eléctrica total de Chile (1987-1999)

	1987	1988	1989	1990	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998	1999
Convencionales* %	98,08	98,21	98,29	98,53	98,44	97,76	97,9	98	97,31	96,79	97,48	96,64	96,64
Renovables %	1,92	1,79	1,71	1,47	1,56	2,24	2,10	2,00	2,69	3,21	2,52	3,36	3,36

*No se incluye la energía nuclear

1.1.3 Descarbonización de combustibles y secuestro de CO₂

Una tecnología que ha emergido en los últimos años y que se proyecta como una solución a los problemas ambientales causados por el aumento de las concentraciones de CO₂, corresponde a la descarbonización de los combustibles fósiles antes de ser quemados, aumentando así la razón hidrógeno/carbono existente en ellos y al secuestro de CO₂ (si estos ya han sido quemados), esto es, una vez quemados los combustibles fósiles, capturar el CO₂ emitido y almacenarlo, evitando así su emisión a la atmósfera (Oak Ridge National Laboratory, 1999; Socolow R., 1997).

Si bien la tecnología no surge como solución al problema ambiental sino que para aumentar la recuperación de crudo (EOR), es perfectamente aplicable a esta problemática y será descrita a continuación.

La descarbonización se basa en aumentar la razón hidrógeno/carbono presente en los combustibles fósiles, llegándose a obtener hidrógeno y CO₂ en el mejor de los casos mediante una reformación con vapor. El hidrógeno se proyecta así en convertirse en el combustible del siglo XXI, susceptible de ser utilizado como insumo en el sector transporte y en generadoras eléctricas.

El secuestro de CO₂ por otro lado, puede ser entendido como un cambio en la tecnología energética dominante, esto es que el CO₂ que eventualmente terminaría en la atmósfera dado que no existe normalización sobre su emisión -el protocolo de Kioto, si bien versa sobre emisiones de CO₂, no es un tratado y menos aún, una norma-, sea almacenado en forma estable, pudiendo ser bombeado a acuíferos salinos a kilómetros de profundidad o bien al fondo del océano, de modo que no entre a la atmósfera.

Es así como descarbonización de combustibles y secuestro de CO₂ pueden considerarse como dos caras de la misma moneda, conceptos que en el último tiempo han adquirido cierta relevancia, dado:

- El desarrollo de las celdas de combustibles, unidades que pueden generar electricidad haciendo uso de hidrógeno.
- La conciencia que el hombre ha adquirido acerca de que la atmósfera no es el único sumidero de CO₂, pudiendo el océano y los acuíferos salinos convertirse en otros sumideros.

1.2 Justificación del trabajo

Es a partir del escenario antes descrito que se gesta la idea de aportar al acervo de conocimientos en torno al tema ambiental y energético de un modo pragmático, lo que se traduce en términos generales en vincular aspectos de la ciencia básica con el quehacer de la industria y con problemas ambientales que parecen acentuarse con el correr del tiempo, y que en términos específicos se traduce en desarrollar una evaluación a nivel de prefactibilidad de la producción de hidrógeno utilizando para ello microorganismos fotosintéticos, es decir evaluar desde una perspectiva tanto técnica como económica una aplicación biotecnológica capaz de satisfacer los siguientes requisitos sociales:

1. Producir un combustible que no emita CO₂ ni derivados del carbón al combustionar, factible de ser utilizado en fuentes difusas tanto como en los diferentes procesos industriales.
2. No emitir en el proceso de producción del combustible seleccionado uno de los principales gases invernaderos, el CO₂.

1.3 Objetivos y alcances

1.3.1 Objetivo general

El objetivo de esta Memoria de Título es evaluar la prefactibilidad técnica y económica de construir una planta biotecnológica de producción de hidrógeno, con metodologías características de la evaluación privada.

1.3.2 Objetivos específicos

1. Compilar antecedentes sobre los distintas tecnologías existentes en la actualidad para obtener hidrógeno.

El cumplimiento de este objetivo permite establecer la factibilidad técnica de selección del proceso biotecnológico para producir hidrógeno, además del proceso tradicional llevado a igualdad de condiciones, que permita evaluarlo económicamente por contraste de resultados económicos.

2. Valorizar los costos ambientales asociados a la producción de hidrógeno basada en una tecnología tradicional.

Con el cumplimiento de este objetivo se pretende llevar el proceso de producción de hidrógeno desde combustibles fósiles (en particular CH_4) a igualdad de condiciones en relación al proceso biotecnológico, de modo de lograr una evaluación económica comparable.

3. Elaborar la ingeniería básica del proceso de producción de hidrógeno.

Se debe definir una secuencia eficaz de operaciones unitarias a nivel de diseño conceptual que permitan producir hidrógeno tanto en forma biotecnológica como en forma tradicional, para obtener el consecuente dimensionamiento.

4. Elaborar una herramienta computacional asociada a la ingeniería básica del proceso de producción de hidrógeno.

Construir (programar) una base computacional que permita actualizar en forma automática el dimensionamiento de los equipos cuando varíen los requisitos e hipótesis de diseño, de modo de flexibilizar el estudio para no confinarlo a los requisitos adoptados para la redacción de esta Memoria de Título.

6. Realizar un estudio económico de la planta para producir hidrógeno.

La finalidad de este objetivo es evaluar en términos comparativos las características económicas de la planta biotecnológica de hidrógeno, examinando para ello costos de inversión, operación, producción y analizando finalmente la rentabilidad del proyecto, utilizando para ello a los indicadores económicos tradicionales como el VAN y la TIR.

7. Aportar al acervo de conocimientos en torno a un tema relacionado con el modelo económico imperante y con la Política Ambiental vigente.

El cumplimiento de este objetivo versa sobre la necesidad de vincular ciencia e industria, de modo de conformar un primer referente para los futuros ingenieros abocados al área química y biotecnológica del país.

1.3.3 Alcances

A partir del objetivo general de la presente Memoria de Título, pueden desprenderse los siguientes alcances:

1. Elaboración de un diseño conceptual eficaz, mas no optimizado, de una planta de producción biotecnológica de hidrógeno, aportando las bases para una investigación más acabada que incluya, a modo de ejemplo, selecciones de alternativas de proceso sobre la base de características conocidas en mayor detalle o por conocer de los microorganismos utilizados, el diseño de los equipos que intervienen en las distintas operaciones unitarias, la ingeniería de detalles, entre otras.
2. Elaboración de una evaluación económica de un proceso que no existe hasta el momento a escala industrial, sobre la base de supuestos de similitud de comportamiento fenomenológico observados a nivel de laboratorio y que corresponden a los utilizados en el dimensionamiento de los equipos y cuya rentabilidad será analizada en términos de los indicadores económicos VAN y TIR.
3. Valorización de los costos ambientales asociados a la producción química de hidrógeno haciendo uso de un proceso que no existe a gran escala, que sin embargo es objeto de gran investigación y desarrollo por parte de la comunidad científica e industrial a nivel mundial, por presentar un gran potencial ambiental gracias al secuestro de CO₂.

1.4 Metodología y plan de trabajo

1.4.1 Metodología

Dado que la presente Memoria de Título corresponde a la evaluación de un proyecto de ingeniería (ver, p.e., Sapag N., 1989,1993), lo que se pretende contestar es si financieramente habría interés por parte de privados en construir y operar una planta de producción biotecnológica de gas hidrógeno en la zona norte de Chile, específicamente en la II Región. Es necesario señalar que dicho interés estaría supeditado primordialmente a dos motivaciones; que:

1. El privado se encuentre produciendo hidrógeno mediante un proceso distinto al que se está planteando, de modo que la propuesta resulte ser una situación alternativa (situación con proyecto) a la situación base (situación sin proyecto).
2. El hidrógeno sea un insumo susceptible de ser utilizado en una aplicación específica que resulte factible y rentable.

Si se cumple alguna o ambas de las situaciones planteadas anteriormente, es justificada la elaboración de la evaluación del proyecto de producción biotecnológica de gas hidrógeno al nivel de prefactibilidad técnico-económica. Sin embargo, dado que la elaboración del estudio está siendo realizada para el caso chileno en que ninguna de las

motivaciones previamente planteadas se verifica, fue necesario suponer al hidrógeno como algún insumo, además de la existencia de una situación base, a fin de establecer los beneficios económicos asociados a la implementación del proyecto.

A continuación se señalan las hipótesis empleadas para la elaboración del proyecto de producción biotecnológica de gas hidrógeno.

Hipótesis

1. El gas hidrógeno será un producto comercial valioso, requerido por el sistema de transporte y por el sistema industrial, basado en celdas de combustible tanto como combustión directa.
2. La situación base (situación sin proyecto) corresponde a la producción de gas hidrógeno para ser utilizado de acuerdo a la hipótesis N°1, mediante un proceso químico de producción de hidrógeno, escogido de acuerdo a criterios simples desarrollados en el capítulo III y que, a modo de adelanto, corresponde a la reformación de metano con vapor.

El planteamiento de estas hipótesis permite suponer ambas motivaciones del inversionista privado para realizar la evaluación del proyecto de producción biotecnológica de gas hidrógeno a nivel de un estudio de prefactibilidad técnico-económica.

En términos muy concisos la evaluación se basa en la estimación de beneficios y costos del proyecto. La estructuración y manejo de la información ayudará a responder si es económicamente rentable el proyecto, pero además de esto debe servir para comparar alternativas de acción, sean administrativas, operacionales, financieras, técnicas u otras.

Para lograr contestar la interrogante planteada se debe en primer lugar, identificar y disponer de toda la información relevante para la evaluación; ésta se obtiene de cuatro estudios particulares: técnico, de mercado, administrativo y financiero.

El estudio técnico tiene por objetivo principal proveer información acerca de los fundamentos de los procesos seleccionados para producir el hidrógeno, de modo de cuantificar el monto de las inversiones y de los costos de operación relacionados con dichos procesos. En este caso el objetivo es responder cuánto cuesta construir la planta y cuánto su operación. Para lograr esto es necesario plantear alternativas de procesos, realizar los diagramas de bloque, de flujo y tras seleccionar, mediante criterios simples, los que presenten mayor interés desde el punto de vista de las rentabilidades, realizar los balances de masa y energía utilizando para ello los modelos matemáticos que rigen las operaciones unitarias involucradas. Una vez que se cuente con esta información, se podrá realizar el dimensionamiento de los equipos y esbozar algún diseño.

El estudio de mercado, en términos simples, debe entregar la información relevante para la cuantificación de la demanda y los ingresos de operación ligados con los costos e inversiones previstas, como por ejemplo la capacidad de la planta.

El estudio organizacional y administrativo tiene relación con los factores propios de la

actividad de dirección y de la administración del proyecto, los que sin embargo están fuera del alcance de esta Memoria.

El estudio financiero tiene como principal objetivo ordenar y sistematizar la información de carácter monetario entregada por los otros estudios y brindar antecedentes adicionales del proyecto, con el fin de realizar la evaluación económica mediante el análisis de su rentabilidad.

Si bien los estudios descritos están interrelacionados y el financiero agrupa la información de los restantes, no se define un orden cronológico estricto para llevarlos a cabo, sino más bien se propone un proceso continuo e iterativo, de modo de satisfacer los objetivos planteados.

1.4.2 Plan de Trabajo

El plan de trabajo orientado al cumplimiento de los objetivos anteriormente enunciados se detalla a continuación:

1. Recopilación bibliográfica.

La recopilación bibliográfica versa principalmente sobre tres aspectos:

a) Aspectos Tecnológicos

Producción de hidrógeno, con especial énfasis en la producción química y biotecnológica, además del su almacenamiento, transporte y utilización.

b) Aspectos Ambientales

Uso del hidrógeno como combustible.

Impacto de la utilización de combustibles fósiles.

Tecnologías para abatir o transformar dióxido de carbono (CO₂) a compuestos estables.

c) Aspectos Económicos

Antecedentes y descripción del sector energético en la zona norte de Chile, de modo de establecer una escala de producción adecuada, para objeto del estudio, de un insumo que no es comercializado a gran escala al interior del país.

Evaluación privada de proyectos

2. Reuniones con expertos.

Recolección de antecedentes e información relevante.

Discusión de avances.

3. Determinación de costos

Estimación de costos variables

Estimación de los costos fijos derivados de la instalación de la planta para los procesos seleccionados, fundamentada en el dimensionamiento y esbozo de diseño de los equipos, lo que se logra realizando las siguientes subtarefas:

a) Desarrollar los diagramas de bloques y de flujo.

b) Resolver los balances de masa y energía, basados en los modelos matemáticos que gobiernan las operaciones unitarias involucradas.

4. Determinación de ingresos.

Definición del servicio a prestar, basado en la demanda estimada.

Determinación de precios o aranceles.

5. Estimación de los flujos de caja.

Recopilación e integración de información relevante para el levantamiento del flujo, referidos principalmente a inversión y costos.

Determinación del horizonte de tiempo para evaluar el proyecto.

Elaboración de la planilla.

Estimación del VAN y la TIR.

6. Análisis de sensibilidad.

Identificación de variables y parámetros relevantes.

Determinación rango de variabilidad.

Capítulo II. Estudio de la escala de producción

2.1 Descripción del producto

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

Como es sabido, el sol brinda la energía necesaria para que exista la vida, energía proveniente en última instancia de la fusión de los átomos de hidrógeno que posee -con la consecuente generación de helio-, lo que pone de manifiesto su vital importancia.

El hidrógeno al igual que la electricidad es un transportador de energía, considerándose por tanto una fuente energética secundaria, a diferencia del carbón, gas natural o petróleo que corresponden a fuentes de energía primaria. Hidrógeno y electricidad pueden ser considerados transportadores de energía antagónicos, pues utilizando como insumo hidrógeno en una celda de combustible es posible generar electricidad, la que a su vez si es conducida por una solución acuosa, producirá

hidrógeno mediante hidrólisis.

Desde hace muchos años el hidrógeno ha sido objeto de gran interés por parte de la comunidad científica y en el último tiempo en el círculo político, al ser considerado el más atractivo de los potenciales combustibles a usar en el futuro, pues al combustionar libera gran cantidad de energía por unidad de masa (más del doble que el gas natural y que el triple que la gasolina) sin emisión de gases contaminantes y aportando indirectamente a una disminución del calentamiento global del planeta causado por gases invernaderos antropogénicos; es considerado además una fuente de energía renovable¹ al igual que el viento, el sol, las caídas de agua y la biomasa, sin embargo a diferencia de éstas, el hidrógeno tiene la posibilidad de ser almacenado, transportado y utilizado cuando sea requerido, principal desventaja que presentan las energías renovables tradicionales, confinadas a ser utilizadas en forma estacional, llegando a ser esta característica la principal limitante en su desarrollo.

El hidrógeno puede ser producido mediante métodos químicos, electroquímicos, fotoelectroquímicos y fotobiológicos, los que serán analizados en el capítulo III.

El hidrógeno se comercializa en forma gaseosa o líquida, siendo esta última la más rentable.

A continuación se presenta una tabla que resume las principales propiedades fisicoquímicas del gas hidrógeno.

Tabla 2.1.1 Propiedades fisicoquímicas del hidrógeno

Propiedad	Magnitud	Unidad
Pto. Ebullición	-252,7	°C
Pto Crítico	-239,7	°C
Pto. Fusión	-259,0	°C
Densidad gas (STD)	0,08995	kg/m ³
Líquido (-253°C)	70,8	kg/m ³
sólido (-262°C)	76,0	kg/m ³
Peso molecular	2,016	g/gmol
PCI (LHV)	120,20	MJ/kg
	10,76	MJ/Nm ³
	241,00	kJ/mol
PCS (HHV)	142,00	MJ/kg
	12,71	MJ/Nm ³
	285,00	kJ/mol

Fuente: Lide, CRC Handbook of chemistry and physics, 2001

Para una lista más detallada de las propiedades del hidrógeno, así como de otros combustibles, revisar *TECHNICAL APPENDIX* [on line] (Socolow, 1997).

Finalmente hay que decir en relación a la forma de comercializar el hidrógeno que ésta dependerá del uso al que esté destinado y por tanto de las especificaciones

¹ Hay que aclarar que esta afirmación será verdadera sólo si el hidrógeno ha sido producido en forma renovable.

pertinentes que se hagan en relación a su pureza.

2.2 Usos del hidrógeno y áreas de consumo

El hidrógeno ha sido durante muchos años una materia prima importante para la industria química y del petróleo, destinándose para ello más del 70% del hidrógeno producido. En 1990 en USA se utilizó alrededor de 9 millones de toneladas métricas de hidrógeno, de las cuales el 60% estuvo destinado a las refinerías de petróleo, en procesos de hidrotratamientos, un 30% a las plantas de amoníaco y un 10% para la manufactura de numerosos productos de alta tecnología como aleaciones para la industria aeroespacial y circuitos integrados en la industria de la electrónica.

Las refinerías en particular, demandarán más hidrógeno para un intenso hidrotratamiento del crudo y combustibles, debido principalmente a tres tendencias mundiales, a saber:

1. Un incremento en la proporción de crudos pesados y de alto contenido en sulfuros.
2. Estricta legislación en los países para regular el contenido de azufre en las gasolinas y diesel.
3. Necesidad de productos refinados más ligeros, con una mayor razón hidrógeno/carbono para ser utilizados en modernas máquinas.

En relación a la industria química hay que decir que el hidrógeno es utilizado como insumo de variados productos, sin embargo la escala de producción de los mismos varía significativamente, como se observa en la tabla siguiente.

Tabla 2.2.1 Productos químicos formados a partir de hidrógeno

Pequeña escala	Mediana escala	Gran escala
hidrogenación de aceites y grasas	acrilamida	amoníaco
anilina	adiponitrilo	metanol
1,4 Butaneidol	oxo-alcoholes	
ciclohexano	buteno-1	
ácido clorhídrico	aminas	
peróxido de hidrógeno	ciclohexanol, ciclohexanone	
producción de metales	químicos finos	
industria electrónica	farmaceuticos	

Por otro lado, en la tabla presentada a continuación se muestra el requerimiento de hidrógeno para la obtención de algunos productos seleccionados.

Tabla 2.2.2 Volumen de hidrógeno requerido para la obtención de productos seleccionados

Materia prima para ser hidrogenada	Producto*	Hidrógeno requerido a 150°C, m ³
Fenol	Ciclohexanol	787
Nitrógeno	Amoniaco	2.645
Naftaleno	Tetralina	378
Oleína	Estearina	82
Diisobutileno	Isooctano	1.600
Monóxido de carbono	Metanol	1.715

Fuente: Austin, George. Manual de procesos químicos en la industria⁴ (*) todos los requerimientos de hidrógeno están expresados por tonelada métrica de producto, excepto el metanol sintético y el isooctano, dados por metro cúbico.

Es necesario distinguir entre el hidrógeno producido como una finalidad en sí, del que se obtiene como subproducto de las refinerías de petróleo liberado en el proceso de cracking catalítico, similar a otros hidrocarburos livianos obtenidos mediante este proceso. Como producto, es fabricado primordialmente a partir de gas natural utilizando la reformación con vapor.

En los últimos años ha surgido una nueva aplicación para el hidrógeno, la que proyecta incrementar su demanda. Esta aplicación corresponde a la celda de combustible y será a continuación brevemente descrita.

La celda de combustible (FC) es en términos simples una unidad generadora de electricidad a diferencia de las baterías que son acumuladores. Su principio de funcionamiento es de reacción redox entre hidrógeno y oxígeno, con la consecuente generación de electricidad y agua. Pueden ser clasificadas en cinco tipos de acuerdo al electrolito que utilizan. Se caracterizan por operar en un amplio rango de temperaturas (60-1000°C) y tener una eficiencia teórica cercana al 70%, definida como la razón entre el voltaje teórico máximo para el par redox H₂/aire (1.16 volt en circuito abierto, a 80°C y 1atm) y el voltaje de operación de la celda, obtenido mediante una curva de rendimiento voltaje versus densidad de corriente (Gill D. and Zalbowitz M., 1999).

Hay un amplio rango de aplicaciones de las celdas de combustible que van desde unidades destinadas a suplir energía a equipos pequeños como celulares y computadores, hasta grandes centrales generadoras, pasando por aplicaciones en la industria automotriz para los vehículos de emisión cero (MacKenzie, 1994; Pindo, 1999; Stobart, 1999; Moore, 1999).

A continuación se presenta una tabla en que se comparan los distintos tipos de celdas de combustible, en términos del electrolito que utilizan y la temperatura de operación (las reacciones electroquímicas se encuentran disponibles en el CD adjunto).

Tabla 2.2.3 Comparación de los distintos tipos de celdas de combustible

Celda de combustible	Electrolito	Temperatura de operación, °C
Membrana de polímero electrolito	polímero orgánico sólido de ácido poliperfluorosulfónico	60 - 100
Alcalina	matriz húmeda con solución acuosa de hidróxido de sodio	90 - 100
Ácido fosfórico	matriz húmeda con ácido fosfórico líquido	175 - 200
Carbonato fundido	matriz con solución líquida de litio, carbonato de sodio y/o de potasio	600 - 1000
Óxido sólido	óxido de zirconio	600 - 1000

2.3 Metodología aplicada al estudio de la escala de producción

El estudio fue basado en un mercado potencial de productos derivados del hidrógeno con la finalidad de determinar una capacidad de planta de producción de hidrógeno, expresada como potencia instalada. En particular se consideró un insumo para una celda de combustible estacionaria, es decir para una planta generadora eléctrica, dado que el énfasis del trabajo es analizar el hidrógeno desde la perspectiva de un combustible que satisfaga los requisitos de diseño planteados en la introducción. Es así como interesa entonces, conocer el mercado de la energía eléctrica en lo concerniente a su demanda.

Por otro lado, como ya ha sido mencionado, el proceso a evaluar sólo existe a nivel de diseño conceptual, de modo que deberá ser contrastado con una tecnología madura y comercializada para producir hidrógeno, para obtener comparaciones económicas sobre una base común.

2.4 Análisis del mercado eléctrico

Debido al principal requisito de diseño que se tiene para el sistema de producción biotecnológica de hidrógeno, el que corresponde a la necesidad de una gran cantidad de energía radiante, la localización de la planta se encuentra restringida a la zona norte del país, la que se caracteriza por poseer una alta radiación solar durante todos los meses del año (ANEXO E) y un clima desértico con las variaciones de: desértico costero (desértico normal, con nublados abundantes), desértico normal y desértico marginal de altura (ver, p.e., Fredes, 1994). Las condiciones climáticas en esta región son la marcada aridez y escasez de agua, lo que unido a la falta de vegetación definen un paisaje natural

conocido como Desierto de Atacama.

La zona norte de Chile es abastecida de electricidad por el sistema interconectado del norte grande SING, uno de los cuatro sistemas eléctricos interconectados del país. El SING cubre el territorio comprendido entre las ciudades de Arica y Antofagasta con aproximadamente un 25% de la capacidad instalada en el país. El SING está constituido por el conjunto de centrales generadoras y líneas de transmisión interconectadas que abastecen los consumos eléctricos ubicados en las regiones I y II del país.

Más del 85% del consumo eléctrico que registra el SING, se debe a grandes clientes de la industria minera.

2.4.1 Demanda histórica de energía eléctrica en el SING.

A continuación se presenta una tabla que registra la demanda histórica de energía eléctrica en el SING, para el período 1990-2000, además del total para el país comprendido en el mismo período.

Tabla 2.4.1 Demanda histórica de energía eléctrica en el SING y en la totalidad del país para el período 1990-2000.

Período	SING	Variación	Total país	Variación
	GWh	%	GWh	%
1990(*)	142	-	18.374	-
1991(*)	188	32,4	19.961	8,6
1992	178	-5,3	22.359	12,0
1993	224	25,8	24.005	7,4
1994	3.745	1571,9	25.277	5,3
1995	4.443	18,6	28.028	10,9
1996	5.544	24,8	30.790	9,9
1997	6.392	15,3	33.292	8,1
1998	7.358	15,1	35.503	6,6
1999	9.001	22,3	38.389	8,1
2000	9.327	3,6	41.268	7,5

(*) Valores SING estimados. Fuente: (1) Estadísticas de Operación CDEC-SIC 1990-2000 (2) Estadísticas de Operación CDEC-SING 1993-2000 (3) Información proporcionada a la CNE por empresas generadoras (2) Estadísticas de Operación CDEC-SING 1993-2000 (3) Información proporcionada a la CNE por empresas generadoras

Hay que notar que en el período 1990-1993 se registran cifras de demanda de energía eléctrica subestimadas, debido al hecho de que en este período la generación de energía eléctrica realizada por la central Tocopilla perteneciente a Chuquicamata, no formaba parte del Sistema Interconectado del Norte Grande, la que fue incorporada a partir del año 1994.

2.4.2 Proyección de la demanda eléctrica en el SING

Debido a la madurez de los proyectos mineros alcanzada en Chile a la fecha, no se prevé un incremento significativo de la demanda por energía eléctrica en la zona norte del país en los próximos 15 años. De registrarse dicho incremento, bordeará el 3-4%, cifra que tenderá asintóticamente a anularse en los primeros años ².

Dado que se busca definir una capacidad de planta para la producción biotecnológica de hidrógeno, además de las proyecciones de demanda en el SING para los próximos 15 años, interesa conocer las centrales que operan en la zona norte y sus respectivas potencias, lo que se resume en la siguiente tabla, que además indica año de la puesta en marcha de las centrales, número de unidades y otros.

Tabla 2.4.2 Unidades generadoras del Sistema Interconectado del Norte Grande (a diciembre del 2000)

² Comunicación personal, Doctor P. Maldonado, 2002.

Evaluación técnico-económica de la obtención BioTECNOLÓGICA de gas hidrógeno

Propietario	Año Puesta en Servicio	Unidad Generadora	Nombre Central	Nº Unidad	Tipo Máquina	Potencia Bruta Total kW	Potencia Bruta Total
Edelnor	1967	Charmilles	Chapiquiña	2	Hidro pasada	10.200	10
Edelnor	1953	Mirrlees KS	Diesel Arica	3	Motor Diesel	3.000	3
Edelnor	1964-65	Mirrless KSS	Diesel Arica	2	Motor Diesel	2.920	3
Edelnor	1973	G.Motors	Diesel Arica	4	Motor Diesel	8.400	8
Edelnor	1957	Sulzer	Diesel Iquique	3	Motor Diesel	4.200	4
Edelnor	1963-64	Mirrless KSS	Diesel Iquique	2	Motor Diesel	2.920	3
Edelnor	1972	Man	Diesel Iquique	1	Motor F0 6	5.940	6
Edelnor	1978	Hitachi	Diesel Iquique	1	Turbogas Diesel	23.750	24
Edelnor	1985	Mitsubishi	Diesel Iquique	1	Motor F0 6	6.200	6
Edelnor	1970	Man	Diesel Antofagasta	2	Motor F0 6	11.870	12
Edelnor	1971-74-76	G.Motors	Diesel Antofagasta	8	Motor Diesel	19.600	20
Edelnor	1995	Siemens-Skoda	Térmica Mejillones N° 1	1	Vapor-Carbón	165.900	166
Edelnor	1998	Siemens-Skoda	Térmica Mejillones N° 2	1	Vapor-Carbón	165.900	166
Edelnor	2000	-	Térmica Mejillones N° 3	1	Ciclo Combinado	243.000	243
Celta	1998	-	Patache	1	Carbón	141.000	141
Celta	1995	-	Patache	1	Motor Diesel	23.750	24
Electroandina	1987-90	Mitsubishi	Termoeléctrica Tocopilla	2	Vapor-Carbón	258.500	259
Electroandina	1983-85	Mitsubishi	Termoeléctrica Tocopilla	2	Vapor-Carbón	170.800	171
Electroandina	1970	General Electric	Termoeléctrica Tocopilla	2	Vapor F0 6	75.000	75
Electroandina	1960	AEG	Termoeléctrica Tocopilla	1	Vapor F0 6	45.000	45
Electroandina	1975	Hitachi	Termoeléctrica Tocopilla	2	Turbogas Diesel	42.000	42
Electroandina	1993	General Electric	Termoeléctrica Tocopilla	1	Turbogas Diesel	37.500	38
Electroandina	2000	-	Unidad 16	1	Ciclo Combinado	380.000	380
Norgener	1995	Mitsubishi	Nueva Tocopilla N°. 1	1	Vapor-Carbón	136.300	136
Norgener	1997	Mitsubishi	Nueva Tocopilla N°. 2	1	Vapor-Carbón	138.120	138
M.Blancos(1)	1995	Mirrlees K8	Mantos Blancos	10	Motor F0 6	28.640	29
EECSA(2)	1995	Indar	Cavanca	1	Hidro pasada	3.190	3
ENAEX(3)	1996	Deutz	Diesel ENAEX	3	Motor Diesel	1.970	2
ENAEX(3)	1996	Cummins	Diesel ENAEX	1	Motor Diesel	730	1

NOPEL	1999		Atacama 1	2	Ciclo Combinado	369.400	369
NOPEL	1999		Atacama 2	1	Ciclo Combinado	185.000	185
Gener	1999		Salta	2	Ciclo Combinado	640.800	641
TOTAL SING						3.351.500	3.352
<p>(1) La Central Diesel Mantos Blancos está en arriendo a Edelnor desde septiembre de 1995. (2) Edelnor mantiene un contrato con EECSA por el total de la producción de su central a partir de noviembre de 1995. (3) Edelnor mantiene un contrato con ENAEX por el total de la producción de su central a partir de febrero de 1995.</p>							

2.5 Análisis del mercado del hidrógeno

2.5.1 Análisis de la demanda de hidrógeno

A partir de las proyecciones de demanda para los próximos 15 años, que como ya ha sido mencionado son relativamente constantes dada la madurez de la industria minera, y en base a las potencias instaladas de las centrales generadoras pertenecientes al SING, se estimó una potencia instalada de la planta biotecnológica de hidrógeno de 75 MW.

2.5.2 Análisis de la oferta de hidrógeno

En Chile existen pequeñas plantas de hidrógeno en que la mayoría de ellas abastecen sólo el consumo interno de las empresas propietarias de estas plantas. Algunas empresas ofrecen hidrógeno al mercado (INDURA), pero en pequeñas cantidades, por lo que se puede considerar que no hay oferta de hidrógeno en el mercado nacional, siendo la base de toda oferta el mercado internacional.

2.5.3 Precio y formas de comercialización

El precio FOB del hidrógeno es US\$0.6/Nm³.

El hidrógeno se comercializa como gas comprimido, que puede encontrarse en cilindros de alta presión transportados por camiones, en cilindros propiamente tales o en sistemas de cañerías; otra forma de comercializarlo es como líquido criogénico en tanques, que pueden ser transportados por camiones.

Capítulo III. Selección de procesos

3.1 Producción clásica de hidrógeno

El hidrógeno puede ser producido a partir de diversos insumos y procesos. A continuación se describen los más utilizados y que conforman las distintas alternativas de diseño.

A partir de combustibles fósiles, mediante el proceso denominado reformación de metano con vapor (methane steam reforming – MSR)³.

A partir de electricidad, mediante electrólisis. Hay que considerar si la electricidad se ha obtenido utilizando energías renovables (viento, sol, etc.) o combustibles fósiles, para determinar si es o no renovable.

A partir de biomasa, mediante los procesos correspondientes a:

- a) Gasificación
- b) Fermentación anaeróbica

³ Si bien este es uno de los 3 procesos químicos (los otros dos corresponden a oxidación parcial y gasificación de carbón) que utilizan combustibles fósiles en la elaboración de H₂, se ha seleccionado éste por representar más del 90% de la producción de hidrógeno en los Estados Unidos.

A partir del sol, mediante el proceso denominado en forma genérica como fotoproducción de hidrógeno, dentro del cual se encuentran los procesos:

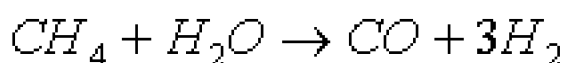
Fotoquímico

a) Fotoelectroquímico

b) Fotobiológico

3.1.1 Reformación con vapor

Comprende 2 etapas. En la primera, una mezcla estequiométrica de hidrocarburos/agua es sometida a altas temperaturas en un reactor multitubular, obteniéndose en el caso que se utilice CH_4 los productos H_2 y CO , de acuerdo a la siguiente reacción:



En la tabla 3.1.1 mostrada a continuación se presentan las características de la reacción de reformación

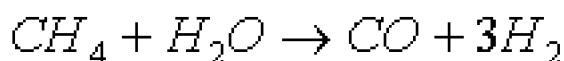
Tabla 3.1.1 Características de la reacción de reformación

Ítem	Característica
Reacción	endotérmica
Reactor	multitubular
Fase	gas
Catalizador	níquel
T	790 °C
p	13 atm
Fuente: Rase, Chemical Reactor Design for Process Plants, 1977.	

Son posibles otras reacciones bajo las condiciones de operación en la reformación, sin embargo la experiencia ha demostrado que estas reacciones pueden ser despreciadas. En los reactores multitubulares comerciales se puede alcanzar un alto grado de aproximación al equilibrio, siendo la transferencia de calor en lugar de la cinética, la etapa limitante del proceso.

Los mecanismos y la cinética de las reacciones de reformación no se conocen con exactitud, pero no son esenciales para predecir los resultados.

La segunda etapa comprende la transformación del CO en CO_2 e H_2 , en un reactor tubular (shift reactor), de acuerdo a la siguiente reacción:



En la tabla 3.1.2 se presentan las características y las condiciones en que se lleva a cabo la reacción.

Tabla 3.1.2 Características de la reacción de conversión (*shift reaction*)

Ítem	Característica
Reacción	exotérmica
Reactor	tubular
Fase	gas
Catalizador	Cu-Zn/Fe ₂ O ₃
T	320-220 °C
p	26 atm
Fuente: Rase, Chemical Reactor Design for Process Plants, 1977.	

El equilibrio de esta reacción se ve favorecido por menores temperaturas que para el caso de la reformación. En relación con la presión hay que decir que no tiene efecto en el equilibrio, al no existir cambios de volumen apreciables.

Los catalizadores de Fe₂O₃ con promotores de cromo tienen altas actividades en el rango de temperaturas de 315-480°C. Estos catalizadores son relativamente insensibles al envenenamiento con azufre. Además se han desarrollado catalizadores con alta actividad a baja temperatura (alrededor de 200°C), a la cual es más favorable alcanzar el equilibrio y corresponden al tipo Cu-Zn. Dado que en general los catalizadores con alta actividad a bajas temperaturas tienen un mayor costo que los otros, el proceso se lleva a cabo en dos etapas: en la primera se utiliza Fe₂O₃, donde se logra una conversión entre un 75-95%, mientras que en la segunda se remueve casi todo el resto de CO (<0.5% molar base seca) haciendo uso de los del tipo Cu-Zn.

A partir de las entalpías de reacción (Lide, CRC Handbook of chemistry and physics, 2001) puede apreciarse que la reacción de reformación es endotérmica y exotérmica la de transformación, siendo la reacción neta altamente endotérmica.

3.1.2 Electrólisis

La fabricación de hidrógeno electrolítico normalmente está limitada a pequeñas plantas, o bien es realizada en aquellos lugares donde el costo de energía eléctrica es muy bajo.

El proceso consiste en alimentar agua como materia prima a una celda electrolítica por la que se hace circular una corriente eléctrica. En el interior de la celda, se produce la disociación de agua con la consecuente generación de hidrógeno y oxígeno en forma separada, de acuerdo a la siguiente reacción:



A la salida de las celdas electrolíticas, el flujo gaseoso de hidrógeno sale a la presión de 1 psi y su composición es 99.7% H₂ y 0.3% O₂.

El flujo gaseoso pasa a la etapa de remoción del O₂ mediante un calentamiento previo en un intercambiador de calor y luego en un horno, pasando posteriormente a

través de un lecho catalítico en donde se retira el oxígeno totalmente.

Parte del calor con que sale el flujo de hidrógeno, es utilizado en el intercambiador de calor mencionado anteriormente.

Mediante la utilización de este proceso, se obtiene H_2 con una pureza del 100%.

El voltaje requerido para separar el hidrógeno del oxígeno a 25°C y 1 atm es de 1.24 V, el que puede ser reducido al manipular las condiciones de operación. De acuerdo a esto, la mínima cantidad de energía eléctrica necesaria para hidrolizar 1mol de agua es 65.3 kWh, por lo que producir 1 m³ de hidrógeno requerirá 4.8 kWh.

El principal cuidado que debe tenerse en este proceso dado el gasto energético que conlleva, es de carácter económico y guarda relación con la elección de un adecuado tipo de celda, de modo de evitar grandes costos en mantención.

3.2 Producción biotecnológica de hidrógeno

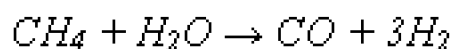
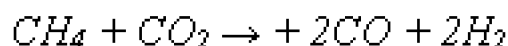
3.2.1 Gasificación de biomasa

Según la cantidad de agua que posea la biomasa, ésta puede ser destinada a gasificación (humedad < 20%) o fermentación (humedad > 30%).

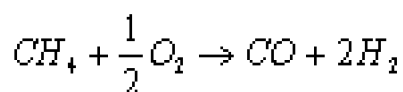
La gasificación de biomasa (proceso análogo a la gasificación de carbón), corresponde a un proceso que en términos generales se denomina oxidación parcial, que consiste en hacer reaccionar en un horno de oxidación, hidrocarburos y oxígeno en presencia de vapor de agua. La descripción del proceso se hará tomando como base hidrocarburos.

Los mecanismos químicos que intervienen en la oxidación parcial son bastante complejos, por lo que los estudios termodinámicos han sido realizados considerando metano como insumo.

Existen tres versiones comerciales del proceso, las desarrolladas por Texaco, Shell y Montecatini. Todos se caracterizan por emplear la combustión parcial no catalítica de los hidrocarburos alimentados con oxígeno y en presencia de vapor en una cámara de combustión, con temperaturas de llama entre 1300-1500°C. Cuando el metano es el principal componente de la alimentación, las reacciones que se llevan a cabo son (Austin, Manual de procesos químicos en la industria, 1988):



La primera reacción es muy exotérmica y produce calor suficiente para mantener las otras dos reacciones, que son endotérmicas. La reacción neta es la siguiente:



El gas producido tiene una composición que depende de la relación hidrógeno/carbono del hidrocarburo utilizado como de la relación hidrocarburo/agua alimentada. La presión no tiene un efecto significativo sobre la composición y por lo general el proceso se realiza entre 2-4 MPa, lo que permite el empleo de equipo más compacto y reduce los costos de compresión.

El producto gaseoso producido debe ser luego sometido a un proceso de conversión del CO a H₂, similar al proceso de *shift reaction* descrito para la reformación con vapor.

3.2.2 Fermentación anaeróbica de biomasa

El biogás generado por bacterias anaeróbicas que digieren materia orgánica (biomasa) en ausencia de oxígeno, está constituido principalmente por metano, el que antes de ser metabolizado por dichas bacterias se encuentra en equilibrio con el gas H₂.

De acuerdo a lo anterior, el hidrógeno puede ser producido utilizando metano proveniente de la fermentación anaeróbica de la biomasa mediante alguno de los procesos descritos anteriormente (reformación con vapor u oxidación parcial) o bien, interrumpiendo alguna de las vías metabólicas que las bacterias utilizan para generar el metano, de modo que el biogás sea una mezcla gaseosa rica en H₂.

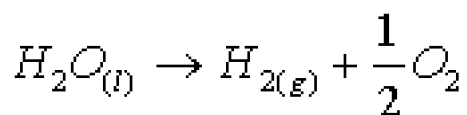
3.2.3 Fotoproducción de hidrógeno

La fotoproducción de hidrógeno mediante el uso de energía solar ha sido objeto de mucha investigación y desarrollo desde la década del 70 cuando Fujishima y Honda (1972) reportaron la generación de hidrógeno y oxígeno en una celda fotoelectroquímica usando un electrodo de dióxido de titanio iluminado con luz cercana al UV. Los fotones provenientes de la luz solar son absorbidos en un absorbedor, el que puede convertir parte de la energía a electricidad (como en el caso de una celda fotovoltaica) o bien almacenarla como energía química mediante alguna reacción endergónica, siendo esta energía posteriormente utilizada en la producción de hidrógeno.

Dentro de la categoría de procesos de fotoproducción de hidrógeno se encuentran los procesos fotoelectroquímicos, fotoquímicos y fotobiológicos (Bolton J., 1978, 1985, 1995) que serán descritos a continuación.

3.2.3.1 Procesos Fotoquímicos

Los procesos fotoquímicos para producir hidrógeno están basados en la siguiente reacción (hidrólisis):



El agua pura absorbe en el rango del IR (razón por la cual es considerada un gas invernadero), donde la energía de los fotones es insuficiente para producir la hidrólisis, siendo necesario adicionar alguna molécula o semiconductor capaz de absorber en otra región y permitir que se lleve a cabo la reacción.

Dado que la absorción de un fotón permite la transferencia de un electrón en el proceso redox, será necesario utilizar además un catalizador para permitir el almacenamiento de los equivalentes electroquímicos, debido a que la reacción requiere dos electrones.

El único sistema fotoquímico en el que la reacción completa ha sido estudiada corresponde al trabajo de Katakis (1992, 1994), quien ha reportado una producción sostenida de hidrógeno en razón molar $H_2:O_2$ de 2:1, con una eficiencia en el almacenamiento de la energía de un 7%. El resto de los trabajos que se hallan en la literatura están referidos al estudio de alguna de las semireacciones involucradas, con eficiencias menores a un 1%.

3.2.3.2 Procesos Fotoelectroquímicos

El proceso consiste en términos simples, en producir hidrógeno mediante electrólisis como se describió anteriormente, utilizando para ello energía eléctrica generada a partir del sol, mediante el uso de paneles fotovoltaicos. Estos paneles están constituidos de un material semiconductor en el que los fotones son absorbidos, creando un exceso de electrones en la banda de conducción y un exceso de vacancias en la banda de valencia del mismo. Si el semiconductor contiene una unión n-p, el potencial químico puede ser convertido a electricidad.

3.2.3.3 Procesos fotobiológicos

En condiciones naturales los microorganismos fotosintéticos no sintetizan hidrógeno, sino que reducen el CO_2 a carbohidratos de acuerdo a la reacción genérica de fotosíntesis:



Sin embargo estos microorganismos tienen la capacidad de sintetizar hidrógeno mediante la transformación de la energía bioquímica que poseen, energía que ha sido obtenida a partir del sol. Para ello hay que modificar las condiciones de crecimiento de modo tal que el reductor final del proceso fotosintético (fotosistema I) esté acoplado a una enzima que catalice la síntesis de hidrógeno, sea ésta una hidrogenasa o nitrogenasa. Benemann (1994a, 1994b), Melis (1999, 2000) y Ghirardi (1999, 2000), han cubierto esta área muy bien y han puesto de manifiesto que el más efectivo sistema para producir H_2 (con la consecuente producción de O_2) está basado en la utilización de algas verdes y/o cianobacterias (algas verde-azules).

Las algas verdes producen hidrógeno después de haber sido sometidas a condiciones de anaerobiosis y oscuridad (Boichenko, 1994; Schulz, 1996), en donde se induce la síntesis y actividad de la hidrogenasa. Cuando estas algas son sometidas nuevamente a la luz, producen H_2 y O_2 con una eficiencia inicial del orden de un 12% (Greenbaum, 1988), la que decae en el tiempo tras restablecerse la fotosíntesis.

Por otro lado, las cianobacterias que pueden fijar nitrógeno –no todas las cianobacterias presentan esta característica-, son capaces de producir hidrógeno (Benneman, 1974; Mitsui et al., 1986), actuando la nitrogenasa como catalizador cuando éstas son sometidas a un medio de cultivo carente de N_2 .

Entre ambos sistemas, se ha dado menor énfasis a la producción de hidrógeno mediante cianobacterias, pues la nitrogenasa requiere gran cantidad de energía metabólica, reduciendo a la mitad la eficiencia fotosintética alcanzable (Benneman, 1998).

En relación con la eficiencia del sistema que utiliza algas, hay que señalar que en condiciones ideales es cercana al 10%, sin embargo la principal dificultad que presenta dicho sistema es la saturación de su maquinaria fotosintética a irradiancias superiores a 0.03 suns. Esto plantea un desafío interesante a la biotecnología, en donde la ingeniería genética sería requerida para reducir el tamaño del *pool* de clorofila del complejo antena de estos microorganismos, de modo de permitir el uso de mayores irradiancias. Greenbaum (1995) señala que se han alcanzado eficiencias del orden del 15-20% al utilizar una especie mutante de *Chlamydomonas reinhardtii* (alga verde) carente del fotosistema I, resultado debatido por parte de la comunidad científica (Redding, 1999).

3.3 Selección de alternativas

Una vez que han sido planteadas las diversas soluciones para satisfacer el requisito de diseño, es necesario seleccionar mediante algún criterio simple, el o los procesos que serán objeto de estudio. En este sentido, el criterio aplicado consiste en identificar cuál de los estudios realizados aportaría al acervo de conocimientos, objetivo específico establecido en esta Memoria de Título.

A modo de resumen y para fijar ideas, se tiene que las soluciones planteadas corresponden a producir hidrógeno mediante:

1. Procesos químicos tradicionales
2. Procesos alternativos, entre los que destacan los procesos fotobiológicos

Como ya se ha visto en los diversos métodos para producir hidrógeno, existen desde tecnologías maduras y comercializadas hasta aquellas que se encuentran aún en etapa de investigación; de acuerdo a esto, y aplicando el criterio de selección establecido, se escoge como solución al problema planteado en los requisitos de diseño, la producción fotobiológica de hidrógeno, mediante la tecnología establecida por Benneman (1998), a saber: biofotólisis indirecta.

Al ser el objetivo general de este estudio el realizar una evaluación

técnico-económica a nivel de prefactibilidad de un proceso de producción de hidrógeno y dado que el proceso seleccionado no se encuentra disponible a escala industrial, éste deberá ser contrastado a fin de que el flujo financiero tenga sentido. De este modo, el planteamiento de alternativas químicas tradicionales de producción de hidrógeno surge de la necesidad, como ha sido mencionado, de comparar el proceso biotecnológico seleccionado con una tecnología comercializada y madura, descartándose de antemano la utilización de la biomasa.

A fin de seleccionar dicho proceso se presenta a continuación la tabla 3.3.1 que resume ventajas y estado del arte de los procesos tradicionales de producción de hidrógeno.

Tabla 3.3.1 Comparación de los distintos procesos químicos para producir gas hidrógeno

	Reformación con vapor	Electrólisis	Oxidación parcial
Eficiencia térmica global, %	70	30	55
Estado de la tecnología	muy conocida y comercializada	probada y confiable	madura
Efectos ambientales	agotamiento del gas natural	problemas asociados a la generación de electricidad	agotamiento del gas natural
Ventajas	método muy económico	planta compacta	puede ocupar combustible no fósil (biomasa)
Costos estimados de la producción de H ₂ , US\$/GJ H ₂ *	7,17	21	n/d
* US\$ de 1980 Fuente: Chem Eng. 87 (14) 80 (1980)			

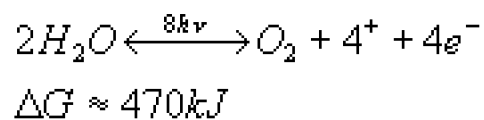
A partir de la información presentada en la tabla 3.3.1 resulta claro que el proceso seleccionado para contrastar la producción biotecnológica de hidrógeno será la reformación con vapor, en particular de metano. Hay que señalar sin embargo, que el proceso debe ser contrastado en igualdad de condiciones, por lo que debe añadirse a la reformación una etapa de secuestro del CO₂ de modo de valorizar el costo ambiental asociado a la producción química de hidrógeno.

Capítulo IV. Ingeniería de fundamentos

4.1 Biofotólisis Indirecta

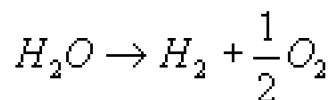
4.1.1 Fundamentos bioquímicos

La mayoría de las formas de vida terrestre se basan en un ciclo bioenergético de fotosíntesis y/o respiración, que puede ser descrito mediante la siguiente ecuación (Boichenko y Hoffmann, 1994):



En la década del 40, Gaffron y Rubin (1942) descubrieron que el alga verde *Scenedesmus* adaptada anaeróbicamente, era capaz de liberar el hidrógeno que estaba unido a oxígeno, como gas hidrógeno en una reacción fotoquímica; hito que se instauró como el punto de partida de la vasta investigación que se ha llevado a cabo sobre bioproducción de hidrógeno (ver, p.e., Benemann, 1996; Woodward et al., 1996; Boger, 1995).

La biofotólisis o fotodisociación biológica de agua, corresponde a la transformación de H_2O a H_2 y O_2 llevada a cabo por microorganismos fotosintéticos, de acuerdo a la siguiente reacción neta:



La producción de hidrogeno mediante el uso de microorganismos fotoautótrofos (microorganismos que obtienen su energía a partir de la luz y utilizan CO_2 como fuente de carbonos) se basa en la capacidad que presentan éstos de utilizar la energía solar para disociar el agua, con la consecuente transferencia de electrones a través del aparato fotosintético ubicado en la membrana de los tilacoides (microorganismos eucariontes) y de estructuras tipo tilacoides (microorganismos procariontes). El aparato fotosintético está formado por una serie de proteínas y compuestos que en último término transportan los electrones desde el agua hacia moléculas como NADPH y en algunos casos hacia el H_2 .

Las proteínas (enzimas) que se encuentran formando parte de la cadena transportadora de electrones del proceso fotosintético bajo condiciones aeróbicas corresponden a:

- Fotosistema II (PSII)
- Complejo citocromo b_6/f
- Fotosistema I (PSI)
- Ferredoxina (Fd)
- NADP reductasa
- Transportadores asociados: plastoquinona (PQ) y plastocianina (PC).
- Pigmentos: clorofilas a y b

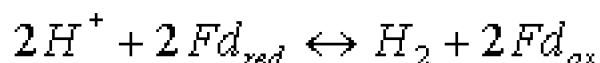
Bajo condiciones específicas de cultivo (anaerobiosis y oscuridad) es posible inducir la expresión ó actividad, punto aún en discusión en la comunidad científica, de las enzimas que catalizan la evolución de gas hidrógeno.

A continuación se presenta una breve descripción de las enzimas involucradas, nitrogenasas e hidrogenasas, en el proceso de biofotólisis que tiene lugar en los diferentes microorganismos, poniendo especial énfasis en el alga verde *Chlamydomonas reinhardtii*.

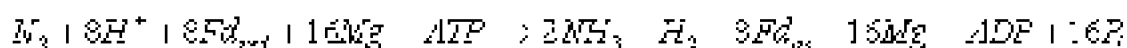
La enzima hidrogenasa (E.C 1.12.-.-) que cataliza la activación reversible de hidrógeno molecular fue descubierta por Stephenson y Stickland (1931). Actualmente se le ha encontrado en un amplio grupo de microorganismos procariontes y eucariontes. En el caso de microorganismos procariontes, en particular cianobacterias, se distinguen dos familias denominadas Ni – Fe – hidrogenasas.

En organismos eucariontes, particularmente en el alga verde *Chlamydomonas reinhardtii*, se encuentra localizada exclusivamente en los cloroplastos (Maione y Gibbs 1986; Happe et al., 1994) y corresponde al tipo H_2 :ferredoxina óxido reductasa, la que

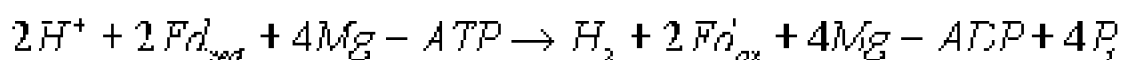
cataliza la siguiente reacción:



Además de esta enzima se encuentra la nitrogenasa, presente principalmente en microorganismos fijadores de nitrógeno (algunas cianobacteria), que cataliza la producción irreversible de hidrógeno, de acuerdo a la siguiente reacción:



La evolución irreversible de H_2 es una parte obligatoria del mecanismo de la nitrogenasa y en ausencia de N_2 el flujo total de electrones es usado para reducir protones a hidrógeno molecular de acuerdo a:



En este contexto, la nitrogenasa puede ser considerada una hidrogenasa dependiente de ATP.

Por otro lado, en condiciones aeróbicas, parte del flujo de electrones es utilizado para generar el poder reductor típico de la fotosíntesis (expresado en la molécula NADPH) que es utilizado por el microorganismo para fijar CO_2 , con la consecuente producción de carbohidratos y biomasa. Simultáneamente, este transporte de electrones permite el flujo, a través de la membrana tilacoidal, de los protones que posteriormente son utilizados por una ATP-asa, generando ATP que será utilizado para posteriores transfosforilaciones. La síntesis de NADPH y de ATP es realizada por la célula a través de las denominadas "reacciones luminosas" del proceso fotosintético, para posteriormente reducir el CO_2 a compuestos orgánicos mediante "reacciones en oscuridad" que tienen lugar en el ciclo de Calvin y obtener energía bioquímica esencial para su desarrollo.

La producción de hidrógeno gaseoso a partir del agua mediante esta fenomenología, requiere manipular la secuencia de reacciones bioquímicas interactuando con la célula completa (pero sin modificarla en principio), en alguna modalidad que obligue la aparición de gas hidrógeno que, de ser dejado al sistema natural, no sería producido en absoluto hacia el medio exterior de la célula. Se han popularizado dos alternativas tecnológicas, a un nivel sólo de laboratorio y de escala piloto: biofotólisis indirecta y biofotólisis directa.

En la biofotólisis indirecta, la producción de oxígeno fotosintético con la consecuente acumulación de carbohidratos, está separada de la producción de gas hidrógeno, tanto temporal como espacialmente. Este es un proceso de dos estados: el CO_2 es primero fijado a sustratos ricos en H_2 -endógeno durante fotosíntesis oxigénica normal (estado 1), seguido por generación de hidrógeno molecular cuando las microalgas son incubadas en condiciones anaeróbicas y oscuras, para luego ser sometidas a la luz, manteniendo la condición de anaerobiosis (estado 2). Este enfoque requiere por tanto, de un sistema de cultivo y de otro sistema aparte para la generación de hidrógeno.

La biofotólisis directa está relacionada con la producción de oxígeno fotosintético y gas hidrógeno simultáneamente. En este caso los electrones son liberados de la oxidación del agua y son conducidos a la hidrogenasa sin estar mediado la fijación de

2 ni el almacenamiento de energía como metabolitos celulares. Sin embargo, este proceso “de un estado” tiene limitaciones principalmente por la inhibición de la hidrogenasa por el oxígeno que es producido por la disociación del agua mediado por el PS II.

Finalmente, es necesario decir que para efectos de este estudio, se considerará una planta de producción biotecnológica de hidrógeno basada en el proceso de biofotólisis indirecta propuesto por Benemman (1998), utilizando para ello el microorganismo eucarionte *Chlamydomonas reinhardtii*, microalga vastamente caracterizada (Harris, 2001) dado que ha sido, y está siendo, sometida a intensas investigaciones.

4.1.2 Diseño conceptual del proceso de biofotólisis indirecta

A nivel de diseño conceptual del proceso de producción biotecnológica de hidrógeno se tienen las operaciones principales siguientes:

1. Crecimiento de las microalgas
2. Concentración celular
3. Inducción de la hidrogenasa
4. Producción de hidrógeno

Las que están asociadas a los equipos de proceso, a saber: laguna de crecimiento, separador (concentrador), tanque inductor y fotorreactor.

En la figura 4.1.1 se presenta un diagrama de bloques cualitativo del proceso de biofotólisis indirecta. Un diagrama más detallado del proceso, a nivel de diseño conceptual, fue propuesto por Jorquera et al. (2001) y puede ser revisado [en línea].

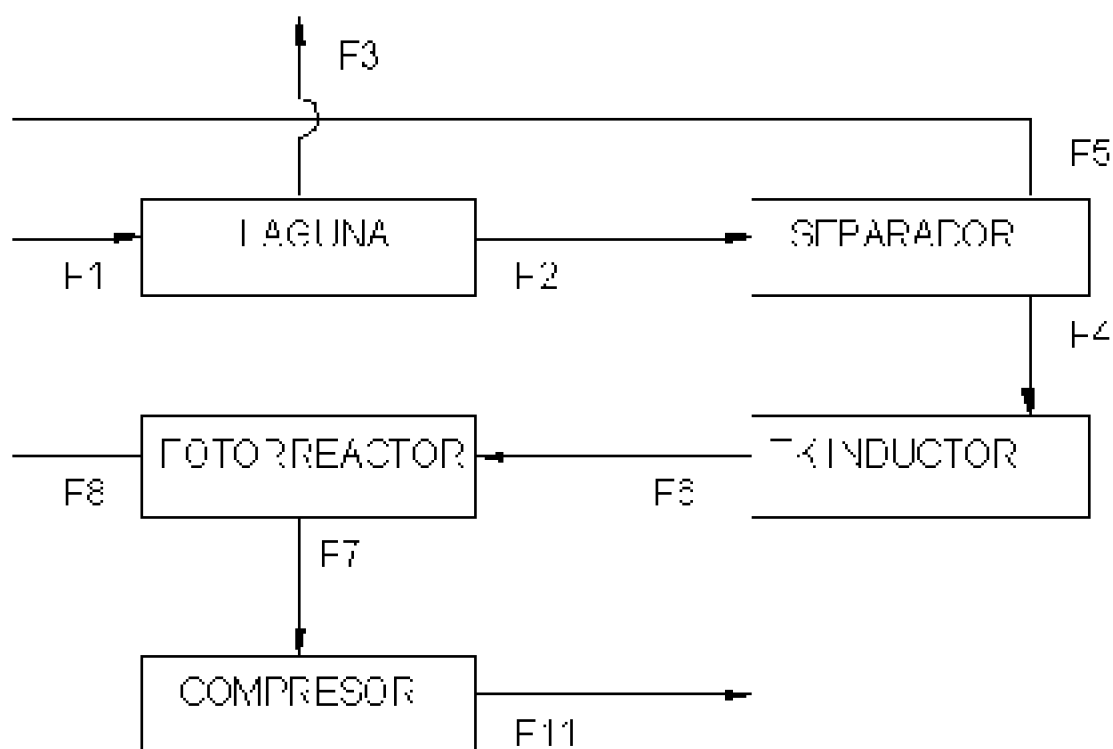


Figura 4.1.1 Diagrama de bloques cualitativo del proceso de biofotólisis indirecta, en que se distinguen las operaciones principales y se denominan los flujos para el desarrollo posterior.

A continuación se describen las operaciones principales mencionadas anteriormente.

1. Crecimiento de las microalgas

Esta etapa consiste en tener una laguna para cultivar las microalgas mediante un proceso natural de fotosíntesis.

Debido a que la energía se obtiene del sol y éste tiene una irradiancia característica para cada localidad (ANEXO E), el requerimiento energético para producir una cierta cantidad de carbohidratos determinará el área de la laguna.

De acuerdo a la literatura encontrada la composición de la biomasa podría llegar a un 60% p/p de carbohidratos (Benneman, 1998), encontrándose éste fundamentalmente como almidón.

Chlamydomonas reinhardtii, al igual que la mayoría de los microorganismos que realizan fotosíntesis, responde frente a la luz de la manera descrita a continuación.

La absorción de una luz incidente de intensidad I_0 a una profundidad d en el reactor, puede ser descrita mediante la siguiente relación (Aseño y Merchuk, 1994):

$$I(d) = I_0 \cdot \exp(-\epsilon Xd)$$

donde,

$I(d)$: intensidad de la luz absorbida a una profundidad d , W/m^2

I_0 : intensidad de luz incidente, W/m^2

ε : coeficiente de extinción, m^2/kg

X : concentración de la biomasa, kg/m^3

d : profundidad, m

Esta relación es válida sólo para luz monocromática y puede ser utilizada con luz policromática si se corrige el coeficiente de extinción, al considerar su dependencia con la longitud de onda.

Cuando la luz pasa a través de un cultivo denso, la intensidad de luz absorbida decae al aumentar la profundidad en el reactor. Al nivel de la superficie, la intensidad de luz absorbida debiese ser, en estricto rigor, igual a la luz incidente. Sin embargo, el aparato fotosintético de los microorganismos es capaz de utilizar un máximo de luz incidente, denominado intensidad de saturación I_s . Si la intensidad de luz incidente es mayor que la intensidad de saturación, la diferencia de energía se pierde como calor y por tanto el proceso disminuye la eficiencia, entendida como:

$$E_s = \frac{I_s}{I_0} \left[\ln \left(\frac{I_0}{I_s} \right) + 1 \right]$$

La derivación de esta expresión (ecuación de Bush) se encuentra en Shelef et al. (1980) y corresponde a una razón corregida entre la luz aprovechada por el aparato fotosintético de las microalgas (I_s) y la luz incidente (I_0).

Con relación a la cinética de crecimiento de las microalgas, en particular *Chlamydomonas reinhardtii*, hay que señalar que se rige mediante una reacción autocatalítica (reacción de primer orden) descrita mediante:

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

donde,

X : concentración de biomasa, kg/m^3

t : tiempo, h

μ : tasa específica de crecimiento, h^{-1}

La tasa específica de crecimiento puede ser modelada según:

a. Modelo conjunto de primer orden y orden cero (cinética de Blackman)

$$\mu = K_I * I$$

$$\mu = \mu_{max}$$

cuando $I > I_s$ e $I < I_s$, respectivamente.

b. Modelo hiperbólico rectangular (similar al modelo de Monod y de Michaelis-Menten para cinética enzimática)

$$\mu = \mu_{max} * \frac{I}{K_I + I}$$

donde,

μ : tasa específica de crecimiento, h^{-1}

μ_{max} : tasa específica máxima de crecimiento, h^{-1}

I : intensidad de la luz, W/m^2

K_I : coeficiente de saturación (modelo Monod) para la intensidad de luz, W/m^2

c. Modelo de Bannister

$$\mu = \mu_{max} * \frac{I}{(K_I^m + I^m)^{1/m}}$$

donde m es un factor de corrección empírico para el modelo.

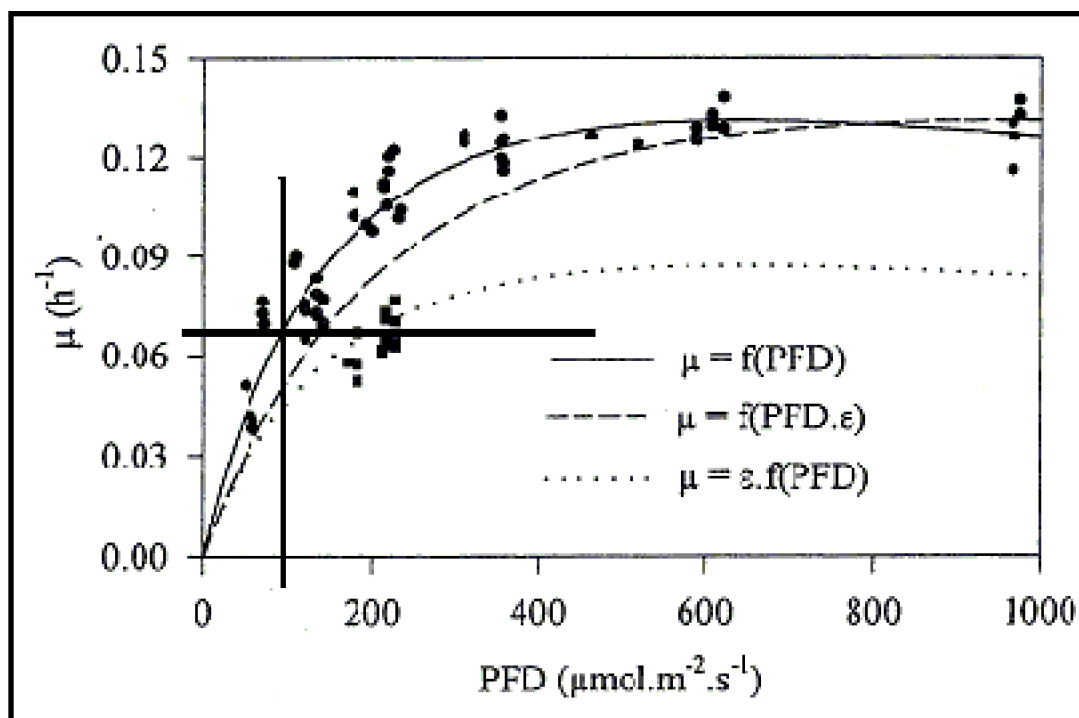
De los modelos planteados, el más utilizado por simplicidad y adecuada descripción del comportamiento cinético de los microorganismos fotosintéticos, corresponde al modelo tipo Monod, el que puede ser fácilmente corregido para incorporar el efecto de inhibición mostrado por los cultivos frente a altas intensidades de luz y que corresponde al modelo de Aiba.

d. Modelo de Aiba

$$\mu = \mu_{max} * \frac{I}{K_I + I + K_i I^2}$$

donde K_i corresponde a una constante de inhibición, m^2/W .

Para efectos de este estudio, se ha considerado una cinética de crecimiento tipo Monod, en que el sustrato limitante corresponde a la intensidad de la luz y para el que el coeficiente de saturación K_I y la tasa máxima de crecimiento específico, puede ser obtenidos gráficamente, utilizando para ello los datos reportados por Janssen et al. (2000) y que son presentados en la figura 4.1.2



La línea sólida representa el ajuste de acuerdo a modelo de Aiba.

Figura 4.1.2 Tasa de crecimiento específico (μ) de *Chlamydomonas reinhardtii* como función de iluminación continua de distintas densidades de flujo de fotones (PFDs)

A partir del gráfico presentado puede obtenerse:

$$\begin{aligned}\mu_{\text{máx}} &= 0.12 \text{ h}^{-1} \\ k_l &= 100 \mu\text{E}/(\text{m}^2 \cdot \text{s}) = 24 \text{ W}/\text{m}^2 = 516 \text{ kcal}/(\text{m}^2 \cdot \text{d})\end{aligned}$$

2. Concentración celular

Dado el gran volumen procesado en la laguna, será necesario concentrar la biomasa (separación líquido-sólido) a fin de evitar tamaños de equipos excesivos en las etapas siguientes del proceso.

La concentración de diseño debe ser la óptima que permita una alta tasa de producción de hidrógeno y un tamaño adecuado de equipos (trade-off costo operacional y costo de equipos). Si bien esta concentración no está especificada en la literatura, de acuerdo a Benneman (1998) debe ser entre $30\text{-}45 \text{ kg}/\text{m}^3$. En este estudio se supone una concentración a la salida del concentrador de $50 \text{ kg}/\text{m}^3$.

3. Inducción de la hidrogenasa

Una vez concentrada la biomasa, ésta debe ser sometida a condiciones de anaerobiosis y de oscuridad, condiciones que inducen la síntesis y actividad de la hidrogenasa.

El tiempo requerido para la inducción es muy variable y va desde unos pocos minutos a un par de días (Schulz, 1996). En este estudio, se ha fijado un tiempo de inducción tal que permita llevar a cabo la operación en el modo seleccionado para el

proceso (batch, continuo, semi-batch), descrito posteriormente.

4. Producción de hidrógeno fotorreactor

Una vez inducida la hidrogenasa, las microalgas (ricas en carbohidratos) serán sometidas a condiciones de luz y manteniendo la anaerobiosis. De este modo se iniciará la síntesis de H_2 a partir de los carbohidratos, con la consecuente generación de O_2 (inhibidor de la hidrogenasa). La concentración de O_2 será muy baja como para inhibir a la hidrogenasa, dada la condición de anaerobiosis impuesta y el uso que la célula da a las moléculas de O_2 generadas, consumiéndolas rápidamente.

La máxima tasa de producción de hidrógeno en *Chlamydomonas reinhardtii* y *Scenedesmus obliquus*, en condiciones óptimas de crecimiento y saturación de luz, alcanza entre 55.6-83.3 $mmolH_2/(kgChl*s)$ (Boichenko y Hoffmann, 1994) lo que es igual, si se considera que la microalga tiene una composición de 1.5% p/p de Chl (Stewart, Algal physiology and biochemistry, 1974), a 8.34×10^{-7} - 12.5×10^{-7} $kmol H_2/(kg biomasa*s)$.

El dimensionamiento de los equipos asociados a las principales operaciones propuestas en el diseño conceptual de una planta biotecnológica para producir hidrógeno (basada en el proceso de biofotólisis indirecta) así como de cualquier equipo, se sustenta en la realización de balances de masa y energía. Para el caso de la planta en estudio, se darán los fundamentos mediante ecuaciones de diseño para dichos equipos, además de la bomba y compresor (equipos auxiliares).

El fotorreactor será analizado con mayor detalle al final de esta sección, donde se presentarán algunas alternativas de diseño, para luego seleccionar una de ellas. Cabe destacar que éste es el equipo más complejo del sistema.

4.1.2.1 Consideraciones generales

El factor determinante en el dimensionamiento de los equipos de la planta es que algunos de ellos tienen como requisito de diseño condiciones de luminosidad. Dado que la condición natural de luminosidad se cumple durante un cierto número de horas, debe tenerse especial cuidado al seleccionar el modo de operación (continuo, bath, semibatch) de la planta, puesto que las microalgas requieren para crecer y producir el hidrógeno, estar expuestas a la luz durante algunas horas.

A continuación se describe brevemente las características de los distintos modos de operación aplicados a la planta en estudio, con especial énfasis en el fotorreactor, para el cual se incluyen los fundamentos de diseño que posteriormente serán utilizados en el dimensionamiento del equipo.

Operación continua

Para dimensionar la planta continua, debe ser suministrada luz artificial durante las horas en que no hay luz natural. Para efectos de este estudio se ha considerado una duración de la luz natural igual a la duración de la oscuridad (12 horas).

Si el proceso opera en forma continua, el tiempo en que las microalgas son capaces

de generar la cantidad optimizada de hidrógeno en el fotorreactor, corresponderá al tiempo de residencia en el fotorreactor. Luego su volumen puede ser determinado mediante la relación que modela un reactor flujo pistón, que expresado con nomenclatura genérica, corresponde a:

$$V = \tau * F$$

donde,

τ : tiempo de residencia en el fotorreactor, h

V : volumen del fotorreactor, m³

F : flujo volumétrico a tratar, m³/h

y τ se determina a partir de la tasa de producción específica de hidrógeno mediante la siguiente relación:

fig017.gif

donde,

τ : tiempo de residencia característico de las microalgas, h

F_{H_2} : requerimiento diario de hidrógeno, kmol/d

P_{H_2} : tasa específica de producción de hidrógeno, kmol H₂/(kg biomasa*s)

$F_{biomasa}$: flujo diario de biomasa, kg/d

f : factor de conversión de unidades, 3600 s/h

Una variación del proceso operando en forma continua, es suponer que no se suministra luz artificial y por tanto la duración de la luz natural será de 12 horas. En este caso debe imponerse un tiempo de residencia τ superior a 12 horas e igual al doble del tiempo de producción de hidrógeno, de modo que en cada ciclo se asegure que la biomasa reciba luz natural durante el tiempo en que es capaz de producir la cantidad optimizada de hidrógeno. A diferencia del proceso mencionado anteriormente, éste incurrirá en mayores costos de inversión, asociados al mayor tamaño del equipo. El dimensionamiento es efectuado de acuerdo a la siguiente relación:

$$V^* = F * \tau^*$$

$$\tau^* = 2 * \tau$$

donde,

τ : tiempo de residencia característico para las microalgas, h

τ^* : tiempo de residencia en el fotorreactor, h

V : volumen del fotorreactor, m³

V^* : volumen del fotorreactor para la nueva situación, m³

F : caudal a tratar, m³/h

Operación batch

Si bien el modo de operación de la planta puede ser ajustado a un proceso batch con una duración de 12 horas, en la práctica resulta inconveniente dada la capacidad de la planta y lo engorroso de la preparación previa de la puesta en marcha antes de cada batch, por lo que se descarta previamente como alternativa de proceso.

Operación semi-batch

La operación semibatch puede resultar aplicable al proceso si se selecciona adecuadamente cuáles equipos operan en batch y continuo.

Para el caso del fotorreactor, este puede operarse en forma batch, por ejemplo durante las 12 horas de luz, utilizando las horas de oscuridad para las operaciones de concentración, inducción, descarga y carga del fotorreactor.

La laguna de crecimiento, el concentrador celular y el tanque de inducción pueden ser operados en forma continua, tomando en consideración que el tanque de inducción tendrá una doble funcionalidad: inducir la hidrogenasa y almacenar el caudal a tratar para la siguiente carga del batch.

Hay que agregar que llevar a cabo el proceso en esta forma de operación, requerirá un detallado análisis de los tiempos, de los caudales y del control e instrumentación de la planta, además de una eficiente programación batch.

Selección del modo de operación

El criterio de selección está basado en la simplicidad de operación del proceso y no tiene relación con un análisis de costos. De acuerdo a este criterio, el modo de operación continua sin suministro de luz artificial, y por tanto en donde se incorpora el tiempo de duración de la oscuridad para dimensionar el fotorreactor, será el elegido para el presente estudio.

4.1.2.2 Ecuaciones de diseño

Laguna de crecimiento de microalgas

En el caso de la laguna de crecimiento de los microorganismos, junto con el balance de masa, interesa la cinética de crecimiento de los mismos, pues ésta debe incluirse. Es así como se tiene para la laguna el siguiente balance de masa, basado diagrama de bloques adjunto (figura 4.1.1)

Balance global

$$F_0 + F_9 + F_3 + F_4$$

$$F_0 = F_2 + F_5 - F_{11}$$

Laguna

$$F_0 + F_{11} + F_4 = F_2 + F_3$$

Sedimentador

$$F_3 = F_5 + F_4$$

Biomasa

$$F_6 X_0 + F_2 X_4 + F_{11} X_{11} - \mu X V - K_d X V - F_3 X_3 - F_2 X_2 - \frac{dX}{dt}$$

Al asumir

- Mezcla perfecta : $X_3 = X$ 1.
- Estado estacionario : $d()/dt = 0$ 2.
- $K_d \ll \mu$ 3.
- $X_0 = 0$ 4.
- $X_4 = 0$ 5.

y como $X_2 = 0$, se obtiene:

$$F_{11} X_{11} + \mu X V - F_3 X = 0$$

$$\mu = \frac{1}{X} \left(\frac{F_3 X - F_{11} X_{11}}{V} \right) = \frac{F_3}{V} - \frac{F_{11}}{V} \left(\frac{X_{11}}{X} \right)$$

Por otro lado,

$$\mu = \frac{\mu_{max} * I}{K_I + I}$$

Espesador

$$\mu = \frac{\mu_{max} * I}{K_I + I}$$

El dimensionamiento de un espesador, es decir su área, se obtiene mediante la siguiente relación (Perry, Manual del Ingeniero Químico, McGraw Hill, 2000), estando la nomenclatura basada en el esquema adjunto.

$$A_{\text{espesador}} = A_u * F_4 X_4 = \frac{F_4 X_4}{G_u}$$

El área específica A_u [$m^2/(t/d)$], que corresponde al inverso de la tasa específica de sedimentación G_u [$t/(m^2*d)$] o carga en el fondo, puede ser obtenida en forma empírica o

bien estimada a partir de la siguiente relación (op. cit):

$$A_u = \frac{\frac{1}{X} - \frac{1}{X_u}}{v_x}$$

donde,

X : concentración de biomasa una cierta altura, kg/l

X_u : concentración de biomasa en el underflow, kg/l

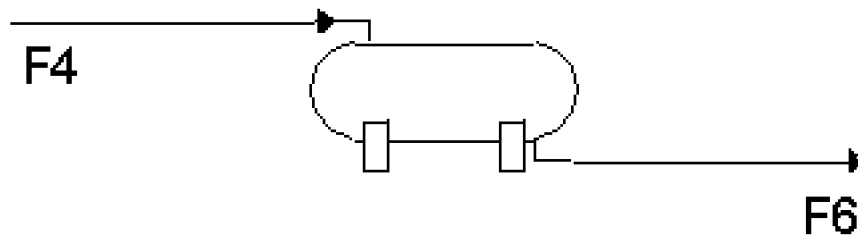
v_x : velocidad de sedimentación cuando se tiene una concentración X, m/d

A_u : área unitaria, $m^2/(t/d)$

Para efectos de este estudio, se ha supuesto un área específica característica para el sistema de lodos activados (op. cit; Tchobanoglus G. y Burton F., 1991) igual a:

$$A_u = 33 \text{ m}^2/(t/d)$$

Tanque inductor de la hidrogenasa



La finalidad de este equipo es permitir la inducción de la hidrogenasa de las microalgas, con la consecuente generación bioquímica de hidrógeno.

El dimensionamiento debe arrojar el volumen del equipo, que estará basado en un modelo de estanque continuo con un tiempo de residencia adecuado para que se lleve a cabo la inducción:

$$V_{TKI} = \tau * F_6$$

donde,

V_{TKI} : volumen del tanque inductor, m^3

τ : tiempo de residencia de la biomasa en el tanque inductor, d

F_6 : flujo volumétrico a la salida del tanque inductor, m^3/d

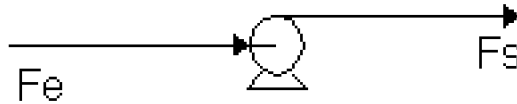
El tiempo necesario para inducir la hidrogenasa, varía desde unos pocos minutos a un par de horas (Schulz, 1996), siendo considerado en este estudio igual a:

$$\tau = 3 \text{ h}$$

A continuación se presentan las ecuaciones de diseño para los equipos auxiliares: bomba y compresor. Cabe señalar que la nomenclatura empleada será genérica, a saber:

F_e : flujo de entrada del fluido al equipo auxiliar, m³/h
 F_s : flujo de salida del fluido desde el equipo auxiliar, m³/h

Bombas



Las bombas se dimensionan a partir del balance de energía, lo que permite obtener la potencia de la misma (Ulrich, 1984). El balance energético está dado por la ecuación de Bernoulli, mostrada a continuación:

$$W_t = F_m * \left(\frac{\Delta P}{\rho_{\text{fluido}}} + \frac{v_s^2 - v_e^2}{2} + g * (z_s - z_e) + l_v \right)$$

donde,

W_t : potencia teórica de la bomba, W

F_m : flujo másico del fluido a transportar, kg/h

ΔP : caída de presión, kPa

v_s : velocidad promedio a la salida del sistema, m/s

v_e : velocidad promedio a la entrada del sistema, m/s

g : aceleración de gravedad, m/s²

z_s : altura a la salida del sistema, m

z_e : altura a la entrada del sistema, m

l_v : pérdida de carga, N*m/kg

Dado que no existe una caída de presión y las cañerías en general no cambian demasiado sus diámetros, la relación anterior se reduce a:

$$W_t = F_m (g * \Delta z + l_v)$$

donde l_v puede estimarse como un porcentaje (<10%) de la altura de elevación.

Una vez obtenida la potencia teórica de la bomba, es necesario incorporar la eficiencia de la misma para determinar la potencia de trabajo.

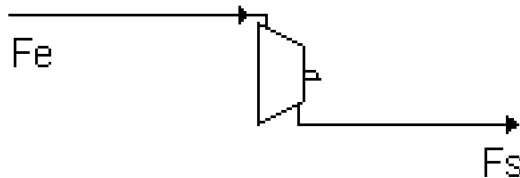
$$W_r = \frac{W_t}{\eta_{\text{bomba}}}$$

donde,

W_r : potencia de trabajo de la bomba, W

η_{bomba} : eficiencia de la bomba

Compresor



Para un proceso de compresión continua se verifica siempre que la relación entre la presión absoluta y el volumen está dada por (Perry, Manual del ingeniero químico, 2000):

$$p V^n = C = \text{constante}$$

El dimensionamiento del compresor se hace en base a la teoría de compresión de gases adiabática, es decir aquella que considera que no hay transferencia de calor entre el sistema analizado y su entorno, mientras se lleva a cabo el proceso. Para el caso de compresión adiabática se cumple que:

$$n = \gamma = \frac{C_p}{C_v}$$

La carga adiabática del compresor H_{ad} está dada por (ver, p.e., Peters y Timmerhaus, 1996):

$$H_{ad} = \frac{\gamma}{\gamma - 1} * RT_1 \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} - 1 \right]$$

donde

H_{ad} : carga adiabática, N*m/kg

γ : razón de calores específicos

R : constante de los gases ($R=8314/PM_{\text{gas}}$), J/(kg*K)

T_1 : temperatura del gas de entrada, K

p_1 : presión absoluta del gas de entrada, kPa

p_2 : presión absoluta de descarga, kPa

y la potencia teórica del compresor (W_t) estará dada por el flujo a tratar, de acuerdo

a:

$$W_t = H_{ad} * F_m$$

donde

F_m : flujo másico a comprimir, kg/s

W_t : potencia teórica del compresor, W

Finalmente para obtener la potencia de trabajo, debe corregirse la potencia teórica determinada por la eficiencia del compresor:

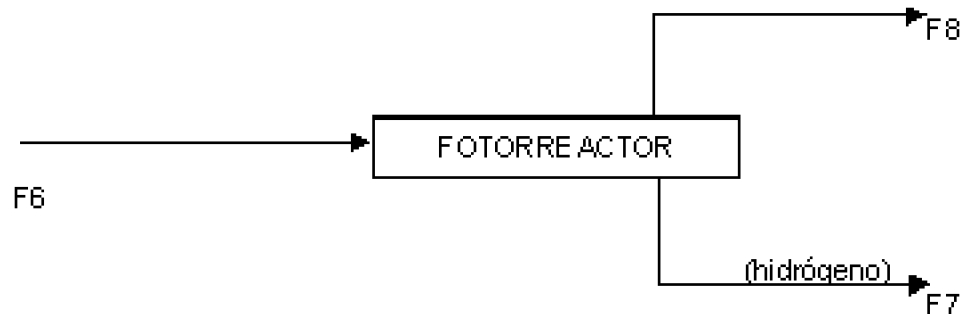
$$W_r = \frac{W_t}{\eta_{\text{compresor}}}$$

donde

W_r : potencia de trabajo, W

$\eta_{\text{compresor}}$: eficiencia del compresor

Fotorreactor



El dimensionamiento del fotorreactor está basado, además de los balances de masa, en un diseño que haya sido previamente seleccionado. Para el diseño del fotorreactor debe considerarse la forma (geometría) que tendrá el reactor así como su principio de operación.

En estricto rigor, el dimensionamiento del fotorreactor debe realizarse considerando la tasa de producción específica de hidrógeno en términos de H_2 producido/(masa de microalgas*tiempo). Dado que se conoce el flujo de biomasa que ingresa al reactor, se puede determinar el tiempo en que la biomasa ya no es capaz de producir más hidrógeno, momento en que la biomasa debe abandonar el fotorreactor (tiempo de exposición a la luz).

Ya han sido presentadas, en los antecedentes generales, las ecuaciones de dimensionamiento para el fotorreactor operando en forma continua, sin embargo es necesario seleccionar el diseño del equipo a fin de poder emplearlas.

Dado que no forma parte de los alcances del estudio realizar el diseño de los equipos, sólo se hará un esbozo de ellos, comentando algunas consideraciones que hay que agregar cuando se dimensiona el fotorreactor.

Como ya ha sido visto, el fotorreactor será modelado como un reactor tipo flujo pistón, a través del cual a medida que avance el caudal a tratar, la biomasa presente

comenzará a producir el hidrógeno, que en las condiciones de operación ocupará un gran volumen, situación que no ha sido considerada en su modelamiento; luego, debe incorporarse algún sistema de separación previo a que se cumpla el tiempo de residencia característico para el fotorreactor.

A continuación se muestra el esquema que fue considerado en el modelamiento, junto a uno que incorpora las consideraciones comentadas.

$$\tau^* = 2^* \tau = 15 \text{ h}$$

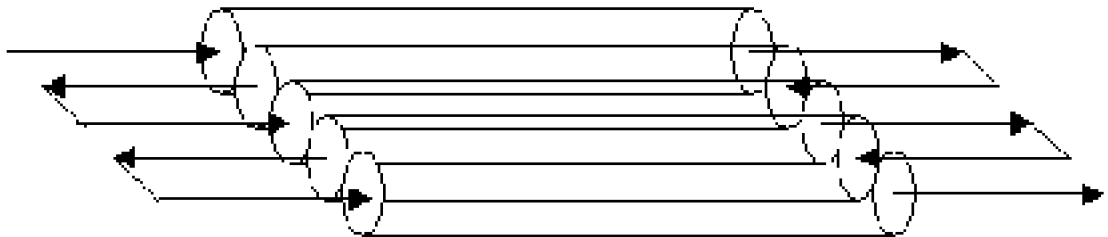


Figura 4.1.3 Esquema del fotorreactor considerado en el modelamiento

$$\tau \ll (2^* \tau) \tau$$

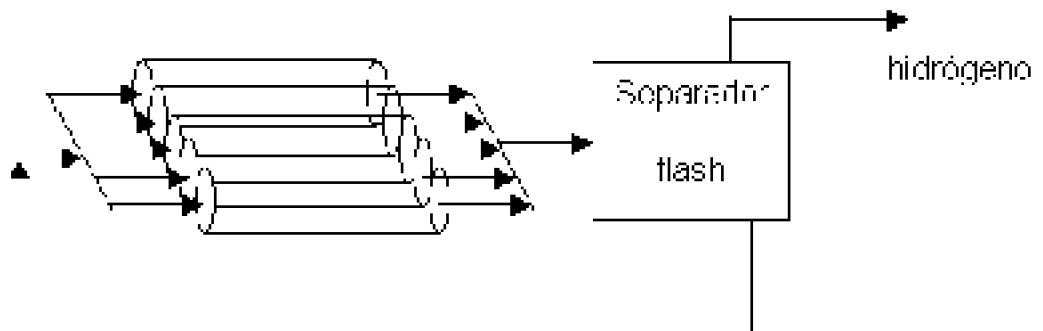


Figura 4.1.4 Esquema que incluye un sistema de separación en el fotorreactor

Como puede apreciarse en el esquema de la figura 4.1.4, el tiempo de residencia en el fotorreactor por pasada es mucho menor que en la situación considerada en este estudio. Sin embargo, para que la biomasa esté expuesta a la luz el tiempo necesario para que produzca la cantidad optimizada de hidrógeno, ésta deberá ser reciclada. La finalidad del fotorreactor considerado en este esquema, es separar el hidrógeno a medida que se vaya produciendo, de modo que no ocupe el espacio del fluido.

4.2 Reformación de metano con vapor

El proceso seleccionado para contrastar la planta de producción biotecnológica de hidrógeno corresponde al de reformación de metano con vapor, siendo necesario aclarar que el dimensionamiento de los equipos de proceso ha sido efectuado a modo de ejemplo, pues el aspecto relevante a conocer del proceso en cuestión es de carácter

económico y guarda relación con el monto de la inversión, los gastos operacionales y primordialmente, con el costo asociado al tratamiento del CO₂.

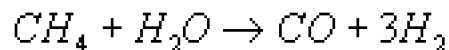
En relación con el proceso hay que decir que la planta está dividida en tres secciones: sección de reformación (la que incluye la conversión del CO a CO₂), sección de purificación del hidrógeno y sección de tratamiento del CO₂, de modo de evitar su liberación a la atmósfera. Se ha dejado afuera de la planta la sección de preparación de la alimentación, que consiste principalmente en desulfurizar el hidrocarburo que será utilizado en la reformación (pues los compuestos sulfurados envenenan el catalizador), bajo el supuesto de obtener una materia prima ya tratada y pagando por tanto un precio por el servicio prestado.

El gas natural alimentado a la planta es provisto por Gas Atacama y está a 20°C y 50 psi, el que para efectos del análisis técnico ha sido considerado tener una composición de 100% metano (CH₄).

A continuación se darán los fundamentos, mediante ecuaciones de diseño y de balances de masa y energía, de los equipos principales que intervienen en el proceso.

4.2.1 Reformador

En el reformador se lleva a cabo la siguiente reacción molar



Como bases de diseño se han supuesto los valores presentados en la tabla 4.2.1, presentada a continuación.

Tabla 4.2.1 Parámetros de diseño del reformador

Parámetros de diseño (símbolo)	Parámetros de diseño (definición)	Bases de diseño	Unidad
p_2	presión de salida	400	psig
T_2	temperatura de salida	850	°C
T_1	temperatura de entrada	540	°C
agua:carbono	razón molar agua/carbono	3/1	
Q_m	flujo medio de calor	63.092	W/m ²
Q_{max}	flujo máximo de calor	110.411	W/m ²
Q_{min}	flujo mínimo de calor	15.773	W/m ²
D_p	caída de presión en el sistema global	50	psi
	catalizador	Ni	
	conversión	94	%
	vida del catalizador	5	años
	vida tubos	100.000	h
razón Ni:Cr	razón molar Ni/Cr	35/25	-
D_i	diámetro interno tubos	11,5	cm
e	espesor de los tubos	0,7	cm
L	longitud de los tubos	13	m
U	coeficiente global de transferencia de calor	600	W/(m ² *°C)
t	tiempo de residencia	5,4	s
Fuente 1)Tindall B. M. And King D. L., "Designing steam reformers for hydrogen production", Hydrocarbon Processing, July, 1994 2) Perry			

Se ha seleccionado como modelo del reactor uno de tipo flujo pistón, el que corresponde a una gran cañería rellena con catalizador y donde se supuso que no hay problemas de transferencia de masa ni de cinéticas. De acuerdo a este modelo, se tendrá que el volumen del reactor estará dado por:

$$V = F \cdot \tau$$

donde,

τ : tiempo de residencia en el reactor, h

V : volumen del reformador, m^3

F : flujo volumétrico a tratar (mezcla gaseosa de CH_4 y H_2O), m^3/h

4.2.2 Shift reactor

El caso del shift reactor es similar al del reformador, puesto que también ha sido modelado como un reactor tipo flujo pistón, en el que interviene para su dimensionamiento la misma ecuación de diseño:

$$V = F \cdot \tau$$

donde,

τ : tiempo de residencia en el reactor, h

V : volumen del reactor, m^3

F : flujo volumétrico de entrada, m^3/h

La reacción de transformación expresada en términos molares y los parámetros de diseño utilizados en el dimensionamiento se muestran a continuación:

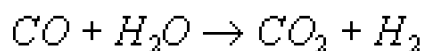


Tabla 4.2.2 Parámetros de diseño del shift reactor

Tabla 4.2.2 Parámetros de diseño del shift reactor

Parámetros de diseño (símbolo)	Parámetros de diseño (definición)	Bases de diseño	Unidad
T_1	temperatura de entrada	220	°C
T_2	temperatura de salida	220	°C
p_1	presión de entrada	400	psig
p_2	presión de salida	380	psig
	conversión	94	%
	catalizador	Cu-Zn/Fe ₃ O ₂	
t	tiempo de residencia	4,5	s

Fuente: Perry, Manual del ingeniero químico, 2000

4.2.3 PSA (pressure swing adsorption)

Este equipo corresponde a la unidad principal de la sección de purificación del hidrógeno.

Dado que es una columna de adsorción que opera a temperatura constante, las ecuaciones que modelan su comportamiento son del tipo isotermas de adsorción:

$$n_i = n_i(C_i)$$

Donde,

n_i : concentración en la fase adsorbida, mol/kg de adsorbente

C_i : concentración en la fase fluida, mol/m³ de fluido

En el caso de adsorción de un componente son bien conocidas las isotermas de Langmuir, Freundlich y las desarrolladas por Brunauer, Emmett y Teller (isoterma de BET).

Para el caso de dos componentes suele utilizarse la Teoría de la Solución Adsorbida (basada en la isoterma de adsorción de Gibbs) o alguna relación del tipo Freundlich o Langmuir.

Sin embargo, para tres o más componentes no existe una teoría fenomenológica adecuada y simple que modele el proceso, por lo que se recurre a determinar los coeficientes de partición de la mezcla en forma empírica para luego dimensionar la columna.

4.2.4 Secuestro del carbón

El secuestro del carbón corresponde a la sección de tratamiento del CO₂ generado en el proceso de producción de hidrógeno. Sin embargo, no consiste de alguna unidad o equipo particular.

Para efectos de este estudio, se ha seleccionado como proceso de secuestro de CO₂, aquel en que considera el mar como un sumidero alternativo a la atmósfera dada su inmensa capacidad de absorber CO₂, así como del gran tiempo de residencia que presenta.

De acuerdo a Socolow (1997), es suficiente en el corto plazo descargar un flujo de CO₂ al mar a una profundidad superior a 1000 m, con lo que se asegura una solubilidad total y un tiempo de residencia adecuado. Es necesario señalar que no se ha encontrado en la literatura ningún reporte técnico del proceso ni de las consideraciones asumidas.

De acuerdo a esto, la sección de tratamiento del CO₂ estará compuesta por una pila de compresores que permitan llevar el CO₂, mediante alguna canalización adecuada, a las profundidades recomendadas.

Para un proceso de compresión continua se verifica siempre que la relación entre la presión absoluta y el volumen es:

$$p V^n = C = \text{Constante}$$

El dimensionamiento del compresor se hace en base a la teoría de compresión de gases adiabática (Perry, Manual del ingeniero químico, 2000), es decir aquella que considera que no hay transferencia de calor entre el sistema analizado y su entorno mientras se lleva a cabo el proceso. En este caso de la compresión adiabática, se cumple

que

$$n = \gamma = \frac{C_p}{C_v}$$

La carga adiabática del compresor H_{ad} está dada según (ver, p.e., Peters y Timmerhaus, 1991):

$$H_{ad} = \frac{\gamma}{\gamma - 1} * RT_1 \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} - 1 \right]$$

donde,

H_{ad} : carga adiabática, N*m/kg

γ : razón de calores específicos

R : constante universal de los gases ($R=8314/PM(\text{gas})$), J/(kg*K)

T_1 : temperatura del gas de entrada, K

p_1 : presión absoluta del gas de entrada, kPa

p_2 : presión absoluta de descarga, kPa

y la potencia teórica del compresor (W_t) estará dada por el flujo a tratar, de acuerdo a:

$$W = H_{ad} * F_m$$

donde,

F_m : flujo másico a comprimir, kg/s

W : potencia del compresor, W

Además de la potencia calculada, que en estricto rigor es la necesaria para transportar el fluido hasta un punto donde la presión es igual a p_2 , hay que incorporar una potencia adicional de modo que exista un flujo a la salida, en el que se consideren las pérdidas de carga asociadas al transporte a través de las cañerías.

Hay que señalar que existe un diámetro óptimo de una cañería (costo de inversión) versus la pérdida de carga debido al roce del fluido con las paredes (costo de operación), que puede calcularse en base a las siguientes recomendaciones heurísticas sobre tamaños de cañerías para gases y vapor.

Tabla 4.2.3 Criterios de diseño para tamaños de cañería para transporte

Presión de trabajo (ΔP)		Pérdida de carga		Velocidad de salida	
[kPa]		[kPa/100 m]		[m/s]	
0	101	1	6	61	76
101	690	6	12	46	61
690	6900	12	46	30	46

Fuente: Comunicación personal, Dr. J. Hernández.

A continuación se grafican los datos de la tabla (figura 4.2.1) y se presenta una línea de tendencia para realizar intra/extrapolaciones.

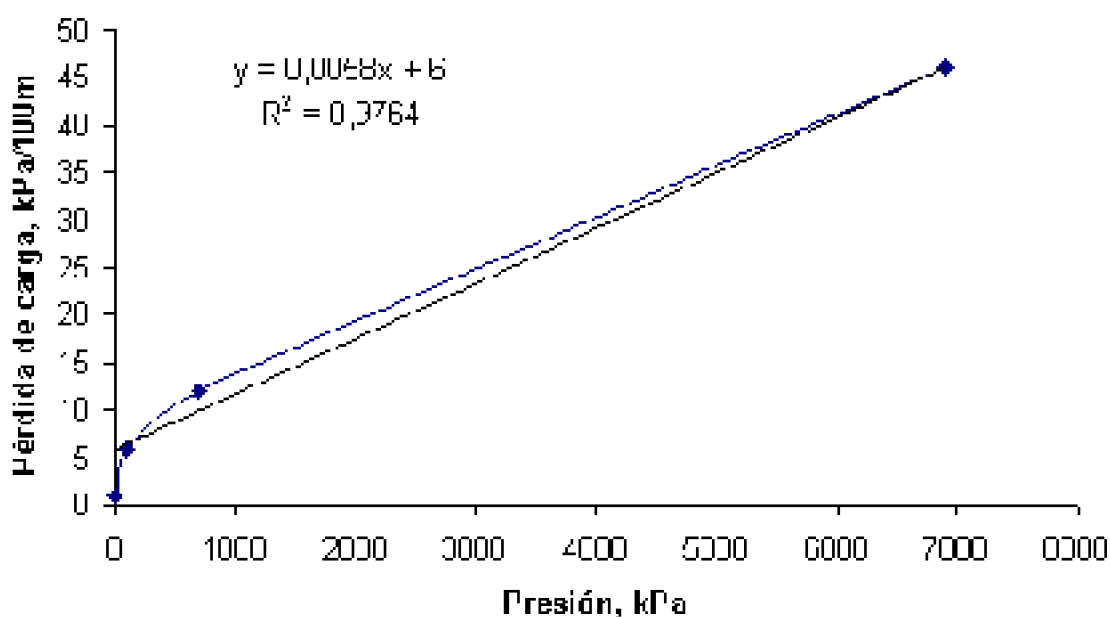


Figura 4.2.1 Curva de pérdida de carga versus presión ⁴

Con la presión de trabajo podrá determinarse la pérdida de carga y con el flujo de CO₂ a tratar se obtiene el diámetro óptimo a partir de la velocidad recomendada. En términos de relaciones se tiene:

$$F_m = \rho_{\text{fluido}} * Q$$

$$Q = v * A$$

donde,

F_m : flujo másico a tratar, kg/s

Q : flujo volumétrico, m³/s

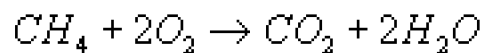
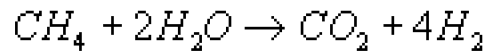
V : velocidad a la salida de la cañería, m/s

A : área de la sección transversal de la cañería, m²

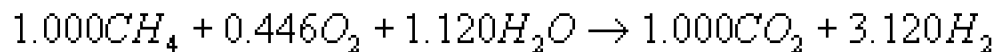
⁴ Gráfico realizado en base a los datos presentados en la tabla 4.2.1

El flujo másico de CO_2 a tratar puede ser, para efectos de cálculo, asumido como la masa de CO_2 teórica obtenida tanto de la reformación como de la combustión de metano, corregida por un factor que incorpore las ineficiencias de ambos procesos y el eventual exceso de materia prima o combustible.

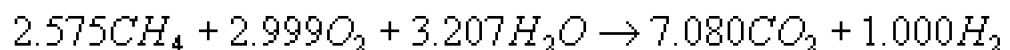
A continuación se muestran las reacciones involucradas



Tras realizar un balance de masa y energía en estado estacionario, se obtendrá la siguiente reacción global del proceso, expresada en términos molares (volumétricos) y cuyo desarrollo se encuentra en el anexo VII:



La que al ser expresada en masa de reactivos y productos, se transforma a:



Con lo cual puede calcularse el flujo de CO_2 a tratar mediante la siguiente ecuación empírica:

$$F_{\text{volumetric}}(CO_2) = \sigma * F_{\text{vol.teórico}}(CO_2)$$

Donde σ corresponde a un factor de corrección empírico mayor que 1.

Capítulo V. Ingeniería básica

5.1 Biofotólisis indirecta

El diseño preliminar de la planta de producción biotecnológica de gas hidrógeno ha exigido efectuar para cada uno de los equipos que intervienen en el proceso productivo, los balances correspondientes de masa y energía; los que han sido incorporados como anexos en forma de planillas de cálculo, mediante el uso de Microsoft® Excel 97.

En el diagrama de bloques presentado en la figura 5.1.1 se resume el resultado de todos los balances de masa; en la tabla 5.1.2, el dimensionamiento de los equipos, tanto principales como algunos auxiliares, de acuerdo a los parámetros e hipótesis de diseño presentados en la tabla 5.1.1

Tabla 5.1.1 Parámetros e hipótesis de diseño del proceso de biofotólisis indirecta

Equipo	Parámetro de diseño	Valor	Unidad
Laguna	Tasa de crecimiento específico (máx)	0,12	1/h
		2,88	1/d
	Constante de irradiación (K_p)	516,00	kcal/(m ² *d)
	Intensidad incidente total	5014,80	kcal/(m ² *d)
	Tasa de evaporación media	8,00	mm/d
Espesador	Concentración underflow	50,00	kg/m ³
	Área unitaria	33,00	m ² /(t/d)
	Eficiencia de separación	80,00	%
	Altura	3,00	m
Tanque inductor	Tiempo de residencia	6,00	h
	Altura	1,50	m
Fotorreactor	Reciclo	0,40	
	Altura	0,05	m
Compresor	Temperatura entrada	40,00	°C
	Presión entrada	0,00	psig
	Presión de descarga	350,00	psig
	eficiencia	90,00	%

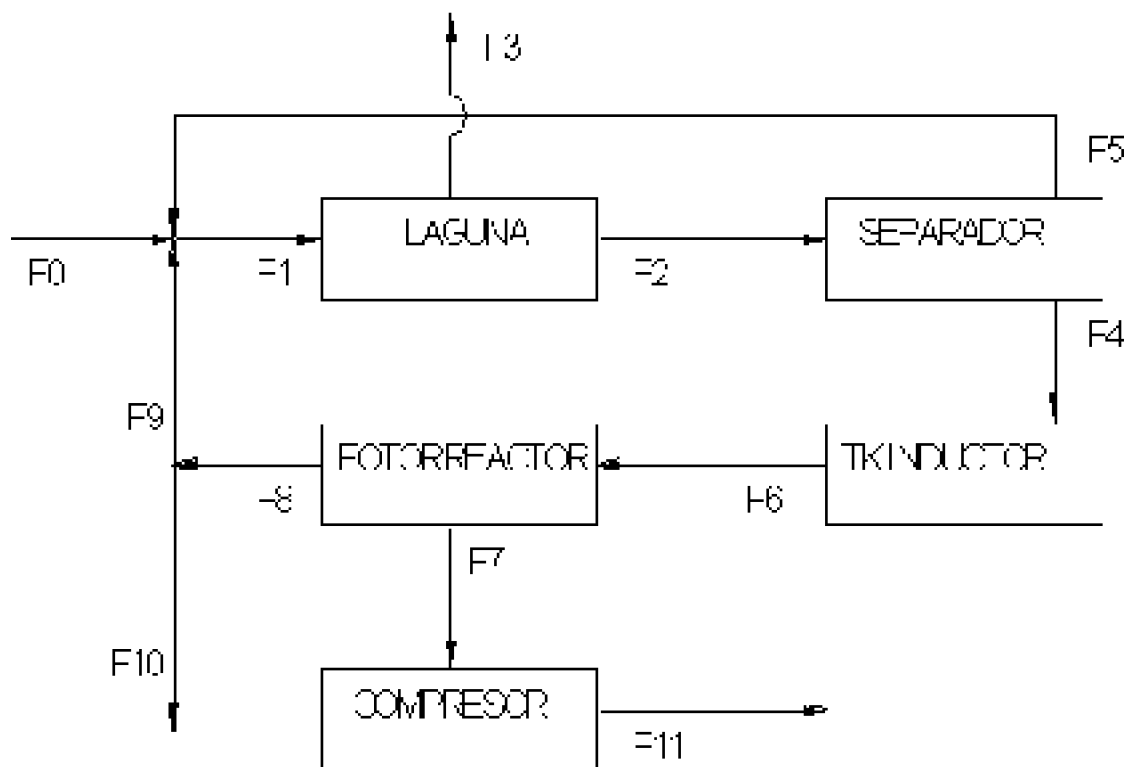


Figura 5.1.1 Diagrama de bloques cuantitativo del proceso de biofotólisis indirecta

		F0	F1	F2	F3	F4	F5
Flujo total	m ³ /d ₃	64.988	6.377.965	6.329.386	48.578	27.350	6.302.037
X	kg/m ³	0,00	0,13	0,27	0,00	50,00	0,05
Flujo másico*	kg/d	0	852.884	1.709.354	0	1.367.483	341.871
		F6	F7	F8	F9	F10	F11
Flujo total	m ³ /d ₃	27.350	1.000.000	27.350	10.940	16.410	47.846
X	kg/m ³	50,00	0,09	46,71	46,71	46,71	1,88
Flujo másico*	kg/d	1.367.483	89.950	1.277.533	511.013	766.520	89.950

* referido a biomasa en todas las corrientes, salvo en F7 referido a hidrógeno

Tabla 5.1.2 Dimensionamiento de los equipos del proceso de biofotólisis indirecta

Geometría		Equipos			
descripción	unidad	Laguna	Espesador	Tk inductor	Fotorreactor*
d	m	---	240	---	---
L	m	2.464,2	---	67,5	661,8
a	m	2.464,2	---	67,5	661,8
D	m ₂	0,2	3,0	1,5	0,1
A	m ²	6.072.304,9	45.126,9	4.558,3	438.009,1
V	m ³	1.214.461,0	135.380,8	6.837,4	17.213,8

donde

d	diámetro
L	largo
a	ancho
D	altura
A	área
V	volumen

Para el fotorreactor han sido considerados los siguientes parámetros

Fotorreactor		
r*	cm	5,0
L tubos	m	662,1
N tubos	-	6.620,8
Au**	m ²	104,0
A***	m ²	688.550,2
Vu	m	2,6

* radio de la semicircunferencia ** área unitaria del manto *** área del manto

Tabla 5.1.3 Dimensionamiento del compresor

Parámetros	Magnitud	Unidad
Gama H ₂	1,41	
Fm H ₂	1,04	kg/s
T ₁	30	°C
p ₁	14,7	psia
p ₂ (rel)	350	psig
p ₂ (abs)	365	psia
eficiencia	0,9	

Tabla 5.1.4 Dimensionamiento Bombas

Densidad agua de mar: 1040 kg/m ³		
Bomba 1 (entrada)		
Parámetros	Magnitud	Unidad
F ₀	782	kg/s
H ₀	6	m
Eficiencia	0,7	-

Potencia teórica	47	kW
potencia real	67	kW
	90	hp

Bomba 2 (reciclo)		
Parámetros	Magnitud	Unidad
F ₅	75.858	kg/s
H ₅	3	m
Eficiencia	0,7	-

Potencia teórica	2.276	kW
potencia real	3.251	kW
	4.360	hp

5.2 Reformación de metano con vapor

En la figura 5.2.1 se presenta el diagrama en bloques de la reformación de metano con vapor. Los balances de masa pueden ser revisados en la planilla de cálculo que se encuentra en el CD adjunto a la Memoria de Título, la que fue elaborada con Microsoft®Excel 97 y cuya base de cálculo se encuentra en el ANEXO G.

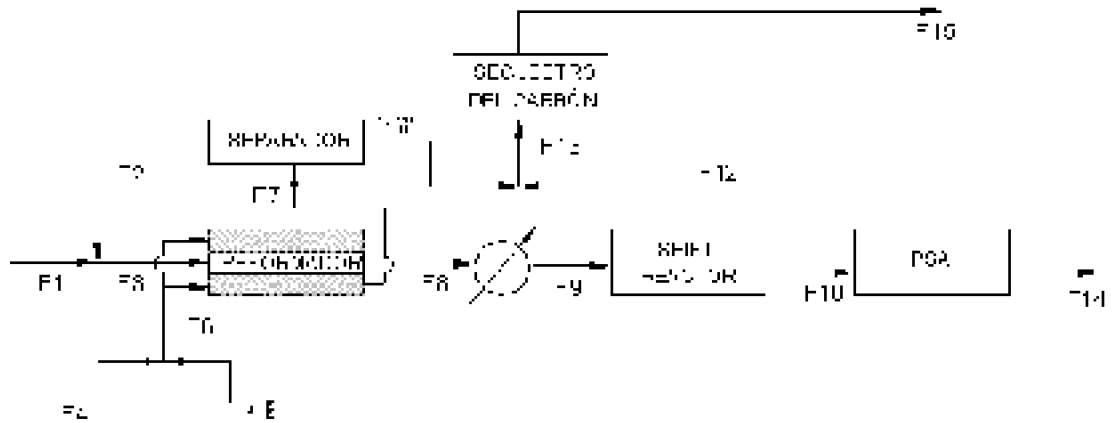


Figura 5.2.1 Diagrama cualitativo del proceso de reformación de metano con vapor, en donde se indican los principales equipos y se definen las corrientes para la realización de los balances de masa

dónde,

- F_1 : mezcla gaseosa de gas natural (CH_4) de proceso y vapor de agua, m³/h
- F_2 : vapor de agua reciclado, m³/h
- F_4 : gas natural (CH_4) de combustión, m³/h
- F_5 : Flujo de oxígeno (aire) que entra al quemador, m³/h
- F_7 : salida de gases de combustión, m³/h
- F_8 : salida de gases de proceso del reformador (ppalmente. CO y H_2), m³/h
- F_{10} : salida de gases de proceso del *shift reactor* (CO_2 y H_2 , ppalmente), m³/h
- F_{13} : flujo de CO_2 producido en el proceso (sujeto a secuestro), m³/h
- F_{14} : flujo de gas hidrógeno producido, Nm³/h

Capítulo VI. Ingeniería de costos

6.1 Evaluación económica

6.1.1 Hipótesis de la evaluación

1. Se considera una vida útil de la planta de 15 años
 2. La planta se construye en el año 0 y comienza a operar desde el año 1 al 15
 3. Condiciones del préstamo:
Monto: 60% del costo físico total de la planta
Plazo: 10 años, con 2 años de gracia
Interés: 10% interés real
Cuotas: anuales e iguales
 1. El préstamo se solicita en el año 0 y se invierte en el mismo año
 2. La inversión en capital propio se realiza en el año 0
 3. La producción anual durante el período de operación de la planta se programa de la siguiente forma:

25% de la capacidad instalada el primer año (año 1)

50% de la capacidad instalada el segundo año (año 2)

75% de la capacidad instalada el tercer año

100% de la capacidad instalada desde el año 4 al 15

1. Desde el año 11 al 15 se deprecian sólo las obras civiles

2. La tasa de descuento aplicada al proyecto será de un 9%

El programa de producción de la planta para los años de evaluación (15 años) se muestra a continuación:

Tabla 6.1.1 Programa de producción de la generadora eléctrica

Planta Generadora Eléctrica (celda de combustible)				
Año	Capacidad de producción	Potencia Instalada	Producción E/24h	
	%	MW	MWh	MJ
0	0	0	0	0
1	25	19	450	1.620.000
2	50	38	900	3.240.000
3	75	56	1.350	4.860.000
4 - 15	100	75	1.800	6.480.000

Tabla 6.1.2 Programa de producción de la planta de hidrógeno

Planta Productora de Hidrógeno				
Año	Capacidad de producción	Producción de E/d	Producción de H ₂ /d	
	%	MJ (efic=0,5)	Nm ³ /d	Nm ³ /año
0	0	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00
1	25	3,24E+06	2,55E+05	8,41E+07
2	50	6,48E+06	5,10E+05	1,68E+08
3	75	9,72E+06	7,65E+05	2,52E+08
4 - 15	100	1,30E+07	1,02E+06	3,36E+08

6.1.2 Indicadores económicos

Si bien la planta biotecnológica de hidrógeno puede considerarse como un proyecto riesgoso dado que corresponde a una innovación tecnológica, la tasa de descuento aplicada será la de un proyecto consolidado (8 – 9%)⁵. El criterio aplicado en la selección de la tasa de descuento está basado en los alcances que tiene el estudio, dado que si la planta es evaluada como un proyecto riesgoso, deben ser estudiados con gran

⁵ Comunicación personal, Dr. R. Badilla

detalle los riesgos de mercado, riesgos tecnológicos y riesgo país, perdiendo sentido el cálculo del VAN o de la TIR. Por otro lado, suponer esta tasa de descuento no es erróneo si posteriormente se hace un análisis de sensibilidad, es decir se estudia cómo varían los indicadores económicos de este proyecto para distintas tasas de descuento.

Los indicadores económicos aplicados para ver la rentabilidad del proyecto corresponden al valor actual neto (VAN) y a la tasa interna de retorno (TIR).

6.1.2.1 Valor Actual Neto (VAN)

Corresponde a la suma actualizada de todos los flujos de caja neto a lo largo de la vida útil del proyecto y está dado por:

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

donde,

I_j : ingreso total que se obtiene en el año j

C_j : costo total en que se incurre el año j

r : tasa de actualización del proyecto

n : vida útil del proyecto

j : año que se está considerando.

En este indicador económico se considera la inversión dentro de los costos del año en el que se realiza.

Existen tres alternativas posibles una vez calculado el VAN:

VAN < 0, entonces el proyecto no es rentable

VAN = 0, entonces el proyecto es indiferente (la utilidad es cero)

VAN > 0, entonces el proyecto es rentable

6.1.2.2 Tasa Interna de Retorno (TIR)

Corresponde a la tasa de actualización para la cual el VAN es nulo. Esta relación está dada por:

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

Una vez que se ha calculado la TIR, ésta debe ser comparada con la tasa de descuento aplicada al proyecto (r), obteniéndose alguno de los siguientes casos:

$TIR > r$, entonces se obtienen beneficios.

$TIR < r$, entonces se obtienen pérdidas.

Es decir, la TIR es la máxima tasa de descuento aplicable para que el proyecto sea rentable.

6.1.3 Estimación de inversiones

El capital total necesario para la instalación de una industria está compuesto de dos componentes principales: capital fijo y capital de trabajo. El capital fijo se refiere a las inversiones necesarias para la adquisición del terreno, los equipos y su instalación y todos los gastos necesarios para que la planta quede en condiciones de operar; mientras que el capital de trabajo es aquel que se necesita para que la planta ya instalada pueda operar y comprende las necesidades para la adquisición de materias primas, insumos diversos, pago de sueldos y salarios y todo gasto operacional, determinándose para un cierto período de tiempo.

Para determinar el monto de las inversiones en capital fijo existen varios procedimientos, según sea la profundidad y el tiempo destinado al estudio, que resultan en distintos grados de exactitud en las estimaciones. Es así como se tiene:

- | | |
|---|----|
| Estimación de orden de magnitud | 1. |
| Estimación preliminar para estudios de prefactibilidad. | 2. |
| Estimación para presupuestos | 3. |
| Estimación definitiva | 4. |
| Estimación detallada | 5. |

Para efectos de este estudio, se considerará una estimación preliminar. El método consiste en estimar los distintos ítemes del costo fijo basándose en el costo de los equipos, costo de los equipos instalados e inversión fija (Perry, Manual del Ingeniero Químico, 2000).

En la tabla 6.1.3 mostrada a continuación, se indican los distintos valores que pueden ser aplicados sobre cierta base a fin de obtener dichas estimaciones.

Tabla 6.1.3 Estimación de costos fijos e inversión fija

Ítem	Estimación	Base
	%	
Montaje	30-40	Costo de los equipos
Canalización de proceso	30-60	Equipos instalados
Instrumentación	5-12	Equipos instalados
Obras civiles	10-20	Costo de los equipos
Ingeniería	10-17	Costo de los equipos
Licencias y know-how	20-30	Costo de los equipos
Imprevistos	10-30	Suma de los ítemes anteriores

En relación con el capital de trabajo, hay que señalar que existen diversos métodos para determinarlo, siendo los más utilizados dos de ellos (ver, p.e., Peters y Timmerhaus,

1991):

1. Estimación en orden de magnitud

Se estima como un 10 - 20% del valor del capital fijo

2. Estimación detallada

Se debe estimar los costos, para un determinado período de producción, de los ítemes mostrados en la tabla 6.1.4.

Tabla 6.1.4 Costos del capital de trabajo

Ítem
Materias primas para puesta en marcha de la planta
Inventario para materias primas, productos intermedios y productos terminados
Manejo y transporte de materiales desde y hacia la planta
Control de inventario

Se debe además estimar la cantidad de dinero en efectivo que se debe manejar en caja, necesaria para pagar créditos a los proveedores, usar en caso de emergencia, operar el proceso o la planta, entre otros.

Para efectos de este estudio se hará uso de la estimación en orden de magnitud.

6.2 Reformación de metano con vapor

6.2.1 Antecedentes

6.2.1.1 Precio de las materias primas

Se considerarán los siguientes precios de las materias primas y servicios puestos en planta

Gas natural	: US\$144/ton (US\$0.103/Nm ³) ⁶
Agua de enfriamiento	: US\$0.5/ton (US\$0.5/m ³)
Agua de proceso	: US\$1/ton (US\$1/m ³) ⁷
Electricidad	: US\$0.016/kWh (precio nudo) ⁸

⁶ Comunicación personal, Dr. J. hernández.

⁷ Ibid.

⁸ Comunicación personal, Sr. A. Mourgues, Ing. Procesos de Sipetrol - ENAP

6.2.1.2 Precio de venta del producto

Precio del hidrógeno (FOB) : (US\$0.6/Nm³)⁹

6.2.1.3 Préstamo

El préstamo tiene las siguientes condiciones:

Monto	: 60% de la inversión física de la planta
Plazo	: 10 años con 2 años de gracia
Interés real anual	: 10%
Cuotas	: anuales e iguales

6.2.2 Inversiones

6.2.2.1 Equipos

De acuerdo a la cotización realizada a Axsia para una planta de hidrógeno con capacidad de 1×10^6 Nm³/d, se tiene que el costo FOB es de MMUS\$28.

El costo del equipo asociado al secuestro del CO₂ (compresor) no está disponible, pues a la fecha no ha llegado la cotización de la empresa Ingersoll-Rand.

6.2.2.2 Montaje

Este ítem se estima como un 30% del costo FOB de los equipos

Montaje : MMUS\$8.4

Costo de los equipos instalados : MMUS\$36.4

6.2.2.3 Canalización de proceso

Se estima como un 40% del costo de los equipos de proceso instalados

Canalización : MMUS\$14.6

6.2.2.4 Instrumentación

Si se considera que la planta posee una automatización mediana, se estima el costo de instrumentación equivalente al 10% del costo de los equipos instalados

Instrumentación : MMUS\$3.7

6.2.2.5 Terreno

⁹ Chemical Marketing Reporter [on line] (www.chemweb.com)

Si bien la superficie necesaria para implementar la planta de reformación de metano con vapor se desconoce, no es un impedimento para descartar este ítem, pues dado que la localización de la misma está restringida a la zona desértica del país, los costos del terreno son despreciables (prácticamente nulos)

Terreno : US\$0

6.2.2.6 Obras civiles

Se estima como un 15% del costo FOB de los equipos

Obra civil : MMUS\$4.2

6.2.2.7 Ingeniería

El costo de la ingeniería del proyecto se estima como un 15% del costo FOB de los equipos.

Ingeniería : MMUS\$4.2

6.2.2.8 Licencias y Know-How

Se estima como un 20% sobre el valor FOB de los equipos

Licencias : MMUS\$5.6

6.2.2.9 Imprevistos

Se estiman como un 10% respecto a la suma de los ítemes anteriores

Imprevistos : MMUS\$7

A continuación se resume la inversión fija

Tabla 6.2.1 Resumen inversión fija – reformación de metano con vapor

Ítem	Costo
	MMUS\$
Equipos	28,00
Montaje	8,40
Canalización	14,56
Instrumentación	3,64
Terreno	0,00
Obra civil	4,20
Ingeniería	4,20
Licencias	5,60
Imprevistos	6,86
Total inversión fija	75,46

6.2.2.10 Capital de trabajo

Se estima como un 15% de la inversión total fija, dado que la industria a la que pertenece el proceso es bastante tradicional.

Capital de trabajo : MMUS\$11.3

6.2.2.11 Resumen de inversiones

A continuación se presenta una tabla que resume el total de las inversiones

Tabla 6.2.2 Resumen de inversión total – reformación de metano con vapor

Ítem	Costo MMUS\$
Capital fijo	75,5
Capital de trabajo	11,3
Capital total	86,8

6.2.3 Análisis de costos

6.2.3.1 Costos fijos

A continuación se resumen los costos fijos del proyecto.

Tabla 6.2.3 Resumen de los costos fijos – reformación de metano con vapor

Variable	Costo US\$/año
Mano de obra y supervisión	123.710
Depreciación	6.608.000
Mantenimiento	2.263.800
Seguro	754.600
Gastos generales	74.226
Interés del préstamo	3.121.984
Total costos fijos	12.946.320

6.2.3.2 Costos variables

Estos costos se calculan con respecto a 1 kg de hidrógeno producido y enviado fuera de la planta. En la tabla siguiente se presenta un resumen de los costos variables del proyecto.

Tabla 6.2.4 Resumen de costos variables – reformación de metano con vapor con 100% de secuestro de CO₂

Insumo	Unidad base (UB)	Consumo unitario	Precio unitario	Costo unitario
		UB/kg H ₂	US\$/UB	US\$/kg H ₂
Gas natural	kg	2,56	0,150	0,3846
Agua de proceso	kg	9,62	0,001	0,0096
Agua enfriamiento	kg	0,22	0,001	0,0001
Electricidad	kWh	4,64	0,016	0,0743
		Costo total unitario	US\$/kgH ₂	0,469
		Costo total de producción*	US\$/año [€]	13.910.086

Donde,

1 [año] = 330 [d]

Requerimiento de hidrógeno [kg/d] 89.950

Requerimiento de hidrógeno [kg/año] 29.683.500

6.2.4 Ingresos

El ingreso anual de la planta se calcula a partir del precio de venta del hidrógeno y de la cantidad anual producida, asumiendo que todo lo que se produce es vendido, de acuerdo a la siguiente relación:

$$I = P_{H_2} * Q$$

Donde

I : ingreso, US\$/año

Q : producción anual de hidrógeno, Nm³/año

P_{H₂} : precio de venta del hidrógeno, US\$/Nm³

6.3 Biofotólisis indirecta

6.3.1 Antecedentes

6.3.1.1 Precio de las materias primas

Se considerarán los siguientes precios de las materias primas y servicios puestos en planta

Gas natural	: US\$144/ton ₃ (US\$0.103/Nm ³)
Agua de enfriamiento	: US\$0.5/m ³
Agua de proceso	: US\$1/m ³
Electricidad	: US\$0.016/kwh

6.3.1.2 Precio de venta del producto

Precio del hidrógeno(FOB) : US\$0.6/Nm³

6.3.1.3 Préstamo

El préstamo tiene las siguientes condiciones:

Monto	: 60% de la inversión física de la planta
Plazo	: 10 años con 2 años de gracia
Interés real anual	: 10%
Cuotas	: anuales e iguales

6.3.2 Inversiones

6.3.2.1 Equipos

De acuerdo a las cotizaciones realizadas se tiene para los equipos principales, los siguientes costos:

Tabla 6.3.1 Resumen de costos fijos – biofotólisis indirecta

Equipo	Nº unidades	Costo Unitario US\$	Costo equipos US\$
Laguna	1	22.790.220	22.790.220
Espesador	1	3.674.343	3.674.343
Tanque inductor	1	96.963	96.963
Fotorreactor	1	6.445.876	6.445.876
Bombas*	1	0	0
Compresores*	1	0	0
	Costo total	US\$	33.007.401
*Cotizaciones no disponibles a la fecha			

6.3.2.2 Montaje

Este ítem se estima como un 23% del costo de los equipos

Montaje : MMUS\$4.1

6.3.2.3 Canalización de proceso

Se estima como un 40% del costo de los equipos de proceso instalados

Tuberías : MMUS\$12.5

6.3.2.4 Instrumentación

Si se considera que la planta posee una automatización mediana, se estima el costo de instrumentación equivalente al 10% del costo de los equipos instalados

Instrumentación: MMUS\$3.1

6.3.2.5 Terreno

La superficie necesaria es de 610 m²

El valor del terreno es de \$0.0/m²

Terreno : \$0.0

6.3.2.6 Obras civiles

Se estima como un 7% del costo de los equipos

Obra civil : MMUS\$4.1

6.3.2.7 Ingeniería

El costo de la ingeniería del proyecto se estima como un 11% del costo de los equipos.

Ingeniería : MMUS\$4.1

6.3.2.9 Imprevistos

Se estiman como un 10% respecto a la suma de los ítemes anteriores

Imprevistos : MMUS\$6.1

A continuación se muestra la tabla 6.3.2 en que se resume la inversión fija.

Tabla 6.3.2 Resumen inversión fija – biofotólisis indirecta

Ítem	Costo MMUS\$
Equipos	33,0
Montaje	5,0
Canalización	15,2
Instrumentación	3,8
Terreno	0,0
Obra civil	5,0
Ingeniería	5,0
Imprevistos	6,7
Total inversión fija	73,5

6.3.2.10 Capital de trabajo

Se estima como un 15% de la inversión total fija.

6.3.2.11 Resumen de inversiones

A continuación se presenta la tabla 6.3.3 en que resume el total de las inversiones.

Tabla 6.3.3 Resumen inversión total – biofotólisis indirecta

Ítem	Costo MMUS\$
Capital fijo	73,5
Capital de trabajo	11,0
Capital total	84,6

6.3.3 Análisis de costos

6.3.3.1 Costos fijos

Tabla 6.3.4 Resumen de los costos fijos – biofotólisis indirecta

Variable	Costo US\$/año
Mano de obra y supervisión	123.710
Depreciación	5.227.278
Mantenimiento	2.205.720
Seguro	735.240
Gastos generales	74.226
Interés del préstamo	3.041.886
Total costos fijos	11.408.059

6.3.3.2 Costos variables

Tabla 6.3.5 Resumen de los costos variables – biofotólisis indirecta

Insumo	Unidad base (UB)	Consumo unitario UB/Nm ³ H ₂	Precio unitario US\$/UB	Costo unitario US\$/Nm ³
Gas natural	kg ₃	0	0,150	0
Agua enfriamiento	m ₃	0	0,001	0
Agua de proceso	m ₃	0	0,001	0
Electricidad	kWh	0,26	0,016	0,0042
		Costo total unitario	US\$/Nm ³ H ₂	0,0042
		Costo total de producción*	US\$/año*	1.393.590

Donde,

$$1 \text{ [año]} = 330 \text{ [d]}$$

$$\text{Requerimiento de hidrógeno, Nm}^3/\text{d } 1,00\text{E}+06$$

$$\text{Requerimiento de hidrógeno, Nm}^3/\text{año } 3,30\text{E}+08$$

Estos costos se calculan con respecto a 1 Nm³ de hidrógeno producido y enviado fuera de la planta.

6.3.4 Ingresos

El ingreso anual de la planta se calcula a partir del precio de venta del hidrógeno y de la cantidad anual producida, asumiendo que todo lo que se produce es vendido, de acuerdo a la siguiente relación:

$$I = P_{H_2} * Q$$

Donde

I : ingreso, US\$/año

Q : producción anual de hidrógeno, Nm³/año

P_{H₂} : precio de venta del hidrógeno, US\$/Nm³

6.3.5 Resultados

A continuación se muestran los indicadores económicos obtenidos para la biofotólisis indirecta y para la reformación de metano con vapor, al utilizar una tasa de descuento para los proyectos r = 9%, además del costo de producción energética.

Tabla 6.3.6 Indicadores económicos obtenidos para los procesos de biofotólisis indirecta y reformación de metano con vapor.

	IBP	MSR*	75%	50%	25%	0%
VAN (miles de US\$)	948.615	894.748	895.646	896.544	897.442	898.321
TIR	152%	152%	151%	151%	152%	152%
Costo [US\$/millón BTU]	1,14	4,29				4,13

*Las valores están referidos al proceso de reformación de metano con vapor, en dónde se secuestra el 100% de CO₂ generado.

Como puede apreciarse el VAN y la TIR del proceso biotecnológico resulta ser del mismo orden de magnitud en relación al que presenta el MSR. Con relación al costo energético, el obtenido para la IBP resulta ser 3.8 veces menor.

6.3.6 Análisis de sensibilidad

Se realiza este estudio con el objeto de conocer la respuesta de ambos proyectos frente a cambios en las condiciones de mercado.

Se analiza la variación de los indicadores económicos frente a diversas condiciones. Por un lado, se modifica la cantidad de CO₂ secuestrada, manteniendo todas las demás variables fijas y por otro, se sugiere para un estudio posterior, que se analice el escenario resultante de modificar la tasa específica de producción de hidrógeno, manteniendo todo lo demás constante, para el caso en que existe 100% de secuestro de dióxido de carbono, disponiendo para éste de una aplicación que se encuentra en el CD adjunto.

Capítulo VII. Discusiones y conclusiones

7.1 Discusiones

7.1.1 Producción biotecnológica de hidrógeno

La producción biotecnológica de hidrógeno puede ser analizada, al menos, desde dos perspectivas, a saber: en primer lugar está la de investigación y desarrollo, tendiente a la observación fenomenológica de características inherentes a los microorganismos, y vinculada intrínsecamente con la bioquímica de los mismos; y en segundo lugar se tiene a la ingeniería, la que, tal como la semántica del vocablo mismo lo indica, debe incorporar un ingenio a las observaciones realizadas a nivel esencial y purista, con el fin de extrapolar y escalar las mismas, para ser aplicadas a procesos que demande la sociedad.

Desde el punto de vista de la metodología de diseño de plantas biotecnológicas, la producción de hidrógeno resulta relativamente simple, pues no interesa conocer a cabalidad el microorganismo que está siendo utilizado; basta simplemente conocer algunos aspectos relevantes para el dimensionamiento, como son la tasa específica de crecimiento y la tasa específica de producción de hidrógeno. Por otro lado se puede suponer que mediante ingeniería genética o metabólica pueden excederse los

parámetros de diseño supuestos en el dimensionamiento de los equipos.

Esta mirada simplista, que por lo demás no es errónea para el ingeniero de procesos y más aún al nivel de estudio considerado, se ve contrastada si el análisis es realizado desde una perspectiva netamente bioquímica, pues la producción de hidrógeno resulta ser un problema complejo que involucra el manejo de los fotosistemas (PSI y PSII), de la pigmentación (contenido de clorofila) y de la hidrogenasa (enzima sensible al oxígeno). En el pasado la actividad de la hidrogenasa reversible fue inducida en las células después de incubación anaeróbica en oscuridad, la que, sin embargo, se reducía rápidamente bajo iluminación como resultado de su inactivación por el oxígeno generado fotosintéticamente. Esta característica natural que presentan los microorganismos considerados puede ser potenciada y/o inducida mediante la modificación por técnicas moleculares y clásicas, con el fin de obtener cepas, por ejemplo, con bajo contenido de pigmentación, sin fotosistema II y/o con hidrogenasa modificada para hacerla menos sensible al oxígeno. Sin embargo, no hay que perder de vista que ésta es tan sólo una alternativa biotecnológica para obtener hidrógeno, habiendo por supuesto otras.

En cualquier caso, el uso de especies modificadas incrementará los costos asociados a la producción de hidrógeno, debido principalmente a su necesario confinamiento para evitar contaminación.

7.1.2 Modo de operación de la planta

La producción biotecnológica de hidrógeno, mediante el proceso de biofotólisis indirecta, tiene asociados dos procesos que son de vital importancia: crecimiento de las microalgas, para formar una biomasa rica en carbohidratos y la etapa de fotoproducción de hidrógeno. Ambos procesos se caracterizan por su necesidad, por requisito de diseño, de energía radiante; lo que conlleva inmediatamente a analizar el modo de operación de la planta. Por un lado una planta operada en forma continua, requerirá ya sea energía radiante en forma permanente o bien, tiempos de residencias que garanticen que las microalgas estarán sometidas a la luz el tiempo que sea pertinente en los respectivos equipos. Sin embargo con esta aproximación a la solución, se puede incurrir en mayores costos originados del mayor volumen que necesitan los equipos (costos de inversión), además de los costos de operación, que una planta operada en un modo o con un proceso, alternativo. Ambas situaciones requieren por tanto, ser sometidas a algún estudio de carácter económico posterior.

Una planta operada en forma batch tiene la desventaja del engorroso procedimiento previo a la puesta en marcha, antes de cada batch; debido principalmente a la capacidad de la planta (75 MW) y la disposición de luz natural (12h). De acuerdo a esto, sería necesario un conocimiento detallado y preciso de los tiempos de operación de todos los equipos de proceso, además de una adecuada programación, para utilizarlos en forma optimizada.

Por otro lado, una planta semi-batch en la que se conozca cuáles equipos operan en forma batch y cuáles en continuo, sería más adecuada que la anteriormente descrita, pues permitiría flexibilizar el proceso, de modo que las horas de oscuridad puedan ser

destinadas a las operaciones de concentración celular, inducción de la hidrogenasa, carga y descarga del fotorreactor, y en general cualquier operación que no tenga por requisito de diseño, necesidad de luz.

7.1.3 Selección del proceso de concentración

El supuesto que subyace en relación al sistema de concentración empleado (espesador), corresponde a suponer que las microalgas utilizadas (*Chlamydomonas reinhardtii*) carecen de fototropismo. Esto se debe fundamentalmente a que no se encontró en la literatura nada al respecto. Sin embargo, en caso de existir fototropismo, habría que seleccionar otro proceso de concentración, tal vez uno cuyo principio de operación esté basado en la característica fototrópica del microorganismo utilizado, como el que ha sido propuesto por Tohá, J. et al. (1990) para *Dunaliella*.

Cabe señalar que existen otros métodos de concentración, basados en principios diferentes del aquí considerado, que no fueron analizados al momento de realizar el diseño conceptual de la planta biotecnológica de producción de hidrógeno, por lo que sería recomendable, en algún estudio posterior, plantear alternativas de concentración a nivel de diseño conceptual y tras algún criterio económico simple, elegir aquel que mejor se adecúe a los requisitos de diseño.

7.1.4 Ingeniería de costos

En relación al estudio económico hay que indicar que si bien los costos de inversión de ambos procesos (IBP y MSR) resultan ser del mismo orden de magnitud, la principal diferencia registrada en las rentabilidades de los proyectos se debe a los costos variables, pues para el caso de la biofotólisis sólo influyen económicamente los costos de transporte de fluidos y del compresor que permite obtener el producto bajo las especificaciones de diseño; el gasto en materias primas es nulo, pues se supone que el microorganismo es capaz de incorporar el CO_2 que se encuentra presente en el aire.

Por otro lado, tras realizar el análisis de sensibilidad pertinente a la cantidad de carbón secuestrado en forma de CO_2 , que según la hipótesis de trabajo haría en algún punto cambiar la elección de la tecnología a utilizar en este estudio, arrojó como resultado (ver ANEXO B) la falsedad de dicha hipótesis, dado que el costo de secuestrar el CO_2 no resultó ser un costo importante dentro de los gastos generales de la industria química considerada. Un posible motivo por el cual la hipótesis resultó ser falsa puede ser la valoración (o incluso subvaloración) de los costos asociados a la biofotólisis indirecta, dado que en particular este proceso mostró tener un costo fijo mayor que los costos variables, los cuales estuvieron asociados unívocamente a la utilización de energía eléctrica; versus el costo variable que presentó el proceso de reformación de metano con vapor -si bien en el ítem eléctrico fue similar al exhibido por la otra tecnología-, que resultó ser 1 orden de magnitud mayor que su costo fijo al incurrir en un alto costo por concepto de gas metano (CH_4) requerido para la producción de gas hidrógeno.

7.2 Conclusiones

La principal conclusión obtenida es que a nivel de diseño conceptual y bajo los supuestos utilizados, es factible técnicamente construir y operar una planta biotecnológica de producción de hidrógeno. Con respecto a la factibilidad económica, hay que señalar que resulta, en un escenario que exija el secuestro del CO₂, más rentable en términos comparativos.

El costo de la producción energética del hidrógeno mediante la tecnología de reformación de metano con vapor, resultó ser del mismo orden de magnitud que el registrado en la literatura (MacKenzie, 1994), en particular resultó ser levemente menor, a pesar de haber incorporado a los costos variables el secuestro de CO₂, lo que se explicaría mediante la subvaloración de costos o de cantidad de algún insumo necesario para la producción química de hidrógeno.

La cantidad de energía radiante que incide en la superficie de la zona norte de Chile, sitúa al país en una posición privilegiada en lo que a utilización del recurso solar se refiere. Esta fuente casi inagotable de energía es susceptible de ser aprovechada en su real potencialidad, beneficiándose además del hecho que la superficie de desierto es otorgada sin ningún pago, mediante un sistema de concesión realizado por el Ministerio de Bienes Nacionales.

Este trabajo se constituye en un aporte real, manteniendo las proporciones y el alcance del mismo, al futuro conforme se deba secuestrar el CO₂ por exigencia de la sociedad, pues aún cuando los parámetros utilizados en este estudio cambien, el método a seguir será, seguramente, similar.

ANEXOS

ANEXO A. Ingeniería de costos

Salarios

Dado que la capacidad de ambas plantas es la misma, se asume igual número de personal.

Tabla A.1 Remuneraciones del personal

Ítem	Nº personas	Sueldo US\$/mes	Imponible US\$/mes	Ley social US\$/mes
Administrador	0,3	2.000	660	937
Jefes de turno	3,0	1.300	3.900	5.538
Operadores de planta	3,0	500	1.500	2.130
Jefe de reparaciones	1,0	800	800	1.136
Laboratorista	0,5	800	400	568
Total [US\$/mes]				10.309
Total [US\$/año]				123.710

Depreciación

Tabla A.2 Depreciación de la inversión para el proceso de reformación de metano con vapor

Ítem	Valor MMUS\$	Depreciación años	Depreciación Anual MMUS\$
Equipos	28	10	2,80
Montaje	8,4	10	0,84
Canalización	14,56	20	0,73
Instrumentación	3,64	10	0,36
Terreno	0	---	---
Obra civil	4,2	20	0,21
Ingeniería	4,2	10	0,42
Licencias	5,6	10	0,56
Imprevistos	6,86	10	0,69
Total depreciación			6,61

Tabla A.3 Depreciación de la inversión para el proceso de biofotólisis indirecta

Item	Valor MMUS\$	Depreciación años	Depreciación Anual MMUS\$
Equipos	27,19	10	2,72
Montaje	4,08	10	0,41
Canalización	12,51	20	0,63
Instrumentación	3,13	10	0,31
Terreno	0,00	---	---
Obra civil	4,08	20	0,20
Ingeniería	4,08	10	0,41
Imprevistos	5,51	10	0,55
Total depreciación			5,23

A continuación se presentan otros gastos en los que se incurre en ambas plantas.

Mantenimiento de la planta

Se estima en un 3% anual de la inversión fija

Seguro

El costo del seguro tiene puede ser estimado como un 1% anual de la inversión fija.

Gastos generales

Pueden ser estimados como un 60% de las remuneraciones anuales del personal que trabaja en la planta.

Tabla A.4 Resumen de costos para los procesos de reformación de metano con vapor y biofotólisis indirecta

		Costo	
		MMUS\$/año	
		MSR	IBP
Ítem	Mantenimiento	2,3	2,2
	Seguro	0,8	0,7
	Gastos generales	0,1	0,1
	Total otros costos	3,1	3,0

Interés del préstamo

Tabla A.5 Desarrollo del crédito para el proceso de reformación de metano con vapor

Monto de la inversión, US\$				75.460.000
Préstamo (% sobre la inversión)				60
Interés real anual				10
Cuota UF				7.368.460
Año	Deuda	Interés	Amortización	Cuota
0	45.276.000			
1	45.276.000	4.527.600	0	4.527.600
2	45.276.000	4.527.600	0	4.527.600
3	42.435.140	4.527.600	2.840.860	7.368.460
4	39.310.193	4.243.514	3.124.947	7.368.460
5	35.872.752	3.931.019	3.437.441	7.368.460
6	32.091.566	3.587.275	3.781.185	7.368.460
7	27.932.263	3.209.157	4.159.304	7.368.460
8	23.357.028	2.793.226	4.575.234	7.368.460
9	18.324.271	2.335.703	5.032.758	7.368.460
10	12.788.237	1.832.427	5.536.033	7.368.460
11	6.698.600	1.278.824	6.089.637	7.368.460
12	0	669.860	6.698.600	7.368.460
		37.463.805	45.276.000	82.739.805

Tabla A.6 Desarrollo del crédito para el proceso de biofotólisis indirecta

Monto de la inversión, US\$				73.523.985
Préstamo (% sobre la inversión)				60
Interés real anual				10
Cuota, UF				7.179.414
Año	Deuda	Interés	Amortización	Cuota
0	44.114.391			
1	44.114.391	4.411.439	0	4.411.439
2	44.114.391	4.411.439	0	4.411.439
3	41.346.416	4.411.439	2.767.975	7.179.414
4	38.301.644	4.134.642	3.044.772	7.179.414
5	34.952.394	3.830.164	3.349.250	7.179.414
6	31.268.220	3.495.239	3.684.175	7.179.414
7	27.215.628	3.126.822	4.052.592	7.179.414
8	22.757.776	2.721.563	4.457.851	7.179.414
9	17.854.140	2.275.778	4.903.636	7.179.414
10	12.460.140	1.785.414	5.394.000	7.179.414
11	6.526.740	1.246.014	5.933.400	7.179.414
12	0	652.674	6.526.740	7.179.414
		36.502.627	44.114.391	80.617.018

ANEXO B. Flujos de caja para los procesos de biofotólisis indirecta y reformación de metano con vapor

Tabla B.1 Flujo de caja del proceso de biofotólisis indirecta, (miles de US\$)

Precio venta H ₂ [US\$/Nm ³]	0,6	r [%]	9			
Requerimiento [Nm ³ /d]	1.000.000	VAN	948.614.925			
Requerimiento [Nm ³ /año]	330.000.000	TIR	151,6%			
	0	1	2	3	4	5
Ingresos (ventas)		49.500.000	99.000.000	148.500.000	198.000.000	198.000.000
Ganancias de K						
Costos fijos		-3.138.896	-3.138.896	-3.138.896	-3.138.896	-3.138.896
Costos variables		-348.398	-696.795	-1.045.193	-1.393.590	-1.393.590
Pago de interese		-4.411.439	-4.411.439	-4.411.439	-4.134.642	-3.830.164
Depreciaciones		-5.227.278	-5.227.278	-5.227.278	-5.227.278	-5.227.278
PEA						
Utilidad antes impuesto	0	36.373.990	85.525.592	134.677.195	184.105.595	184.410.070
Impto. (15%)	0	5.456.098	12.828.839	20.201.579	27.615.839	27.661.511
Utilidad después impto.	0	30.917.891	72.696.753	114.475.615	156.489.755	156.748.560
Depreciaciones		5.227.278	5.227.278	5.227.278	5.227.278	5.227.278
PEA						
Ganancias de K						
FLUJO OPERACIONAL	0	36.145.169	77.924.031	119.702.893	161.717.033	161.975.830
Inversion fija	-73.523.985					
Valor residual						
Capital de trabajo (K)	-11.028.598					
Recuperación K						
Prestamos	44.114.391					
Amortizaciones				-2.767.975	-3.044.772	-3.349.250
FLUJO CAPITALES	-40.438.192	0	0	-2.767.975	-3.044.772	-3.349.250
FLUJO DE CAJA	-40.438.192	36.145.169	77.924.031	116.934.918	158.672.260	158.626.580
	8	9	10	11	12	13
Ingresos (ventas)	198.000.000	198.000.000	198.000.000	198.000.000	198.000.000	198.000.000
Ganancias de K						
Costos fijos	-3.138.896	-3.138.896	-3.138.896	-3.138.896	-3.138.896	-3.138.896
Costos variables	-1.393.590	-1.393.590	-1.393.590	-1.393.590	-1.393.590	-1.393.590
Pago de interese	-2.721.563	-2.275.778	-1.785.414	-1.246.014	-652.674	
Depreciaciones	-5.227.278	-5.227.278	-5.227.278	-5.227.278	-5.227.278	-5.227.278
PEA						
Utilidad antes impuesto	185.518.673	185.964.459	186.454.822	186.994.222	187.587.562	188.240.230
Impto. (15%)	27.827.801	27.894.669	27.968.223	28.049.133	28.138.134	28.236.030
Utilidad después impto.	157.690.872	158.069.790	158.486.599	158.945.089	159.449.428	160.004.200
Depreciaciones	5.227.278	5.227.278	5.227.278	5.227.278	5.227.278	5.227.278
PEA						
Ganancias de K						
FLUJO OPERACIONAL	162.918.150	163.297.067	163.713.876	164.172.366	164.676.705	165.231.470
Inversion fija						

Evaluación técnico-económica de la obtención BioTECNOLÓGICA de gas hidrógeno

Valor residual						
Capital de trabajo (K)						
Recuperación K						
Prestamos						
Amortizaciones	-4.457.851	-4.903.636	-5.394.000	-5.933.400	-6.526.740	
FLUJO CAPITALES	-4.457.851	-4.903.636	-5.394.000	-5.933.400	-6.526.740	0
FLUJO DE CAJA	158.460.299	158.393.431	158.319.876	158.238.966	158.149.965	165.231

Tabla B.2 Flujo de caja del proceso de reformación de metano con vapor – 100% secuestro de CO₂, (miles de US\$)

Precio venta H ₂ [US\$/kg]	6,7	r [%]	9				
requerimiento [kg/d]	89.950	VAN	894.748				
requerimiento [kg/año]	29.683.500	TIR	151%				
	0	1	2	3	4	5	6
Ingresos (ventas)	0	49.500	99.000	148.500	198.000	198.000	198.000
Ingresos (varios)	0	0	0	0	0	0	0
Ganancias de K	0	0	0	0	0	0	0
Costos fijos	0	-3.216	-3.216	-3.216	-3.216	-3.216	-3.216
Costos variables	0	-3.478	-6.955	-10.433	-13.910	-13.910	-13.910
Pago de intereses	0	-4.528	-4.528	-4.528	-4.244	-3.931	-3.587
Depreciaciones	0	-6.608	-6.608	-6.608	-6.608	-6.608	-6.608
PEA	0	0	0	0	0	0	0
Utilidad antes impuesto	0	31.671	77.693	123.715	170.022	170.335	170.678
Impto. (15%)	0	0	0	18.557	25.503	25.550	25.602
Utilidad después impto.	0	31.671	77.693	105.158	144.519	144.784	145.077
Depreciaciones	0	6.608	6.608	6.608	6.608	6.608	6.608
PEA	0	0	0	0	0	0	0
Ganancias de K	0	0	0	0	0	0	0
FLUJO OPERACIONAL	0	38.279	84.301	111.766	151.127	151.392	151.685
Inversion fija	-75.460	0	0	0	0	0	0
Valor residual	0	0	0	0	0	0	0
Capital de trabajo (K)	-11.319	0	0	0	0	0	0
Recuperación K	0	0	0	0	0	0	0
Prestamos	45.276	0	0	0	0	0	0
Amortizaciones	0	0	0	-2.841	-3.125	-3.437	-3.781
FLUJO CAPITALES	-41.503	0	0	-2.841	-3.125	-3.437	-3.781
FLUJO DE CAJA	-41.503	38.279	84.301	108.925	148.002	147.955	147.903
	8	9	10	11	12	13	14
Ingresos (ventas)	198.000	198.000	198.000	198.000	198.000	198.000	198.000
Ingresos (varios)	0	0	0	0	0	0	0
Ganancias de K	0	0	0	0	0	0	0
Costos fijos	-3.216	-3.216	-3.216	-3.216	-3.216	-3.216	-3.216
Costos variables	-13.910	-13.910	-13.910	-13.910	-13.910	-13.910	-13.910
Pago de intereses	-2.793	-2.336	-1.832	-1.279	-670	0	0
Depreciaciones	-6.608	-6.608	-6.608	-6.608	-6.608	-6.608	-6.608
PEA	0	0	0	0	0	0	0
Utilidad antes impuesto	171.472	171.930	172.433	172.987	173.596	174.266	174.266
Impto. (15%)	25.721	25.789	25.865	25.948	26.039	26.140	26.140
Utilidad después impto.	145.751	146.140	146.568	147.039	147.556	148.126	148.126
Depreciaciones	6.608	6.608	6.608	6.608	6.608	6.608	6.608
PEA	0	0	0	0	0	0	0
Ganancias de K	0	0	0	0	0	0	0

Evaluación técnico-económica de la obtención BioTECNOLÓGICA de gas hidrógeno

FLUJO OPERACIONAL	152.359	152.748	153.176	153.647	154.164	154.734	154.7
Inversion fija	0	0	0	0	0	0	0
Valor residual	0	0	0	0	0	0	0
Capital de trabajo (K)	0	0	0	0	0	0	0
Recuperación K	0	0	0	0	0	0	0
Prestamos	0	0	0	0	0	0	0
Amortizaciones	-4.575	-5.033	-5.536	-6.090	-6.699	0	0
FLUJO CAPITALES	-4.575	-5.033	-5.536	-6.090	-6.699	0	0
FLUJO DE CAJA	147.784	147.716	147.640	147.557	147.466	154.734	154.7

Tabla B.3 Flujo de caja del proceso de reformación de metano con vapor – 75% secuestro de CO₂, (miles de US\$)

Precio venta H ₂ [US\$/kg]	6,7	r [%]	9				
requerimiento [kg/d]	89.950	VAN	895.646				
requerimiento [kg/año]	29.683.500	TIR	151%				
	0	1	2	3	4	5	6
Ingresos (ventas)	0	49.500	99.000	148.500	198.000	198.000	198.000
Ingresos (varios)	0	0	0	0	0	0	0
Ganancias de K	0	0	0	0	0	0	0
Costos fijos	0	-3.216	-3.216	-3.216	-3.216	-3.216	-3.216
Costos variables	0	-3.436	-6.871	-10.307	-13.743	-13.743	-13.743
Pago de intereses	0	-4.528	-4.528	-4.528	-4.244	-3.931	-3.587
Depreciaciones	0	-6.608	-6.608	-6.608	-6.608	-6.608	-6.608
PEA	0	0	0	0	0	0	0
Utilidad antes impuesto	0	31.712	77.777	123.841	170.190	170.502	170.846
Impto. (15%)	0	0	0	18.576	25.528	25.575	25.627
Utilidad después impto.	0	31.712	77.777	105.265	144.661	144.927	145.219
Depreciaciones	0	6.608	6.608	6.608	6.608	6.608	6.608
PEA	0	0	0	0	0	0	0
Ganancias de K	0	0	0	0	0	0	0
FLUJO OPERACIONAL	0	38.320	84.385	111.873	151.269	151.535	151.827
Inversion fija	-75.460	0	0	0	0	0	0
Valor residual	0	0	0	0	0	0	0
Capital de trabajo (K)	-11.319	0	0	0	0	0	0
Recuperación K	0	0	0	0	0	0	0
Prestamos	45.276	0	0	0	0	0	0
Amortizaciones	0	0	0	-2.841	-3.125	-3.437	-3.781
FLUJO CAPITALES	-41.503	0	0	-2.841	-3.125	-3.437	-3.781
FLUJO DE CAJA	-41.503	38.320	84.385	109.032	148.144	148.097	148.046
	8	9	10	11	12	13	14
Ingresos (ventas)	198.000	198.000	198.000	198.000	198.000	198.000	198.000
Ingresos (varios)	0	0	0	0	0	0	0
Ganancias de K	0	0	0	0	0	0	0
Costos fijos	-3.216	-3.216	-3.216	-3.216	-3.216	-3.216	-3.216
Costos variables	-13.743	-13.743	-13.743	-13.743	-13.743	-13.743	-13.743
Pago de intereses	-2.793	-2.336	-1.832	-1.279	-670	0	0
Depreciaciones	-6.608	-6.608	-6.608	-6.608	-6.608	-6.608	-6.608
PEA	0	0	0	0	0	0	0
Utilidad antes impuesto	171.640	172.097	172.601	173.154	173.763	174.433	174.433
Impto. (15%)	25.746	25.815	25.890	25.973	26.064	26.165	26.165
Utilidad después impto.	145.894	146.283	146.711	147.181	147.699	148.268	148.268
Depreciaciones	6.608	6.608	6.608	6.608	6.608	6.608	6.608
PEA	0	0	0	0	0	0	0
Ganancias de K	0	0	0	0	0	0	0

Evaluación técnico-económica de la obtención BioTECNOLÓGICA de gas hidrógeno

FLUJO OPERACIONAL	152.502	152.891	153.319	153.789	154.307	154.876	154.8
Inversion fija	0	0	0	0	0	0	0
Valor residual	0	0	0	0	0	0	0
Capital de trabajo (K)	0	0	0	0	0	0	0
Recuperación K	0	0	0	0	0	0	0
Prestamos	0	0	0	0	0	0	0
Amortizaciones	-4.575	-5.033	-5.536	-6.090	-6.699	0	0
FLUJO CAPITALES	-4.575	-5.033	-5.536	-6.090	-6.699	0	0
FLUJO DE CAJA	147.927	147.858	147.783	147.699	147.608	154.876	154.8

Tabla B.4 Flujo de caja del proceso de reformación de metano con vapor – 50% secuestro de CO₂, (miles de US\$)

Precio venta H ₂ [US\$/kg]	6,7	r [%]	9				
requerimiento [kg/d]	89.950	VAN	896.544				
requerimiento [kg/año]	29.683.500	TIR	151%				
	0	1	2	3	4	5	6
Ingresos (ventas)	0	49.500	99.000	148.500	198.000	198.000	198.000
Ingresos (varios)	0	0	0	0	0	0	0
Ganancias de K	0	0	0	0	0	0	0
Costos fijos	0	-3.216	-3.216	-3.216	-3.216	-3.216	-3.216
Costos variables	0	-3.394	-6.788	-10.181	-13.575	-13.575	-13.575
Pago de intereses	0	-4.528	-4.528	-4.528	-4.244	-3.931	-3.587
Depreciaciones	0	-6.608	-6.608	-6.608	-6.608	-6.608	-6.608
PEA	0	0	0	0	0	0	0
Utilidad antes impuesto	0	31.754	77.861	123.967	170.357	170.670	171.013
Impto. (15%)	0	0	0	18.595	25.554	25.600	25.652
Utilidad después impto.	0	31.754	77.861	105.372	144.804	145.069	145.361
Depreciaciones	0	6.608	6.608	6.608	6.608	6.608	6.608
PEA	0	0	0	0	0	0	0
Ganancias de K	0	0	0	0	0	0	0
FLUJO OPERACIONAL	0	38.362	84.469	111.980	151.412	151.677	151.969
Inversion fija	-75.460	0	0	0	0	0	0
Valor residual	0	0	0	0	0	0	0
Capital de trabajo (K)	-11.319	0	0	0	0	0	0
Recuperación K	0	0	0	0	0	0	0
Prestamos	45.276	0	0	0	0	0	0
Amortizaciones	0	0	0	-2.841	-3.125	-3.437	-3.781
FLUJO CAPITALES	-41.503	0	0	-2.841	-3.125	-3.437	-3.781
FLUJO DE CAJA	-41.503	38.362	84.469	109.139	148.287	148.240	148.188
	8	9	10	11	12	13	14
Ingresos (ventas)	198.000	198.000	198.000	198.000	198.000	198.000	198.000
Ingresos (varios)	0	0	0	0	0	0	0
Ganancias de K	0	0	0	0	0	0	0
Costos fijos	-3.216	-3.216	-3.216	-3.216	-3.216	-3.216	-3.216
Costos variables	-13.575	-13.575	-13.575	-13.575	-13.575	-13.575	-13.575
Pago de intereses	-2.793	-2.336	-1.832	-1.279	-670	0	0
Depreciaciones	-6.608	-6.608	-6.608	-6.608	-6.608	-6.608	-6.608
PEA	0	0	0	0	0	0	0
Utilidad antes impuesto	171.807	172.265	172.768	173.322	173.931	174.601	174.601
Impto. (15%)	25.771	25.840	25.915	25.998	26.090	26.190	26.190
Utilidad después impto.	146.036	146.425	146.853	147.324	147.841	148.411	148.411
Depreciaciones	6.608	6.608	6.608	6.608	6.608	6.608	6.608
PEA	0	0	0	0	0	0	0
Ganancias de K	0	0	0	0	0	0	0

Evaluación técnico-económica de la obtención BioTECNOLÓGICA de gas hidrógeno

FLUJO OPERACIONAL	152.644	153.033	153.461	153.932	154.449	155.019	155.0
Inversion fija	0	0	0	0	0	0	0
Valor residual	0	0	0	0	0	0	0
Capital de trabajo (K)	0	0	0	0	0	0	0
Recuperación K	0	0	0	0	0	0	0
Prestamos	0	0	0	0	0	0	0
Amortizaciones	-4.575	-5.033	-5.536	-6.090	-6.699	0	0
FLUJO CAPITALES	-4.575	-5.033	-5.536	-6.090	-6.699	0	0
FLUJO DE CAJA	148.069	148.000	147.925	147.842	147.751	155.019	155.0

Tabla B.5 Flujo de caja del proceso de reformación de metano con vapor – 25% secuestro de CO₂, (miles de US\$)

Precio venta H ₂ [US\$/kg]	6,7	r [%]	9				
requerimiento [kg/d]	89.950	VAN	897.442				
requerimiento [kg/año]	29.683.500	TIR	152%				
	0	1	2	3	4	5	6
Ingresos (ventas)	0	49.500	99.000	148.500	198.000	198.000	198.000
Ingresos (varios)	0	0	0	0	0	0	0
Ganancias de K	0	0	0	0	0	0	0
Costos fijos	0	-3.216	-3.216	-3.216	-3.216	-3.216	-3.216
Costos variables	0	-3.352	-6.704	-10.056	-13.408	-13.408	-13.408
Pago de intereses	0	-4.528	-4.528	-4.528	-4.244	-3.931	-3.587
Depreciaciones	0	-6.608	-6.608	-6.608	-6.608	-6.608	-6.608
PEA	0	0	0	0	0	0	0
Utilidad antes impuesto	0	31.796	77.944	124.092	170.525	170.837	171.181
Impto. (15%)	0	0	0	18.614	25.579	25.626	25.677
Utilidad después impto.	0	31.796	77.944	105.479	144.946	145.212	145.504
Depreciaciones	0	6.608	6.608	6.608	6.608	6.608	6.608
PEA	0	0	0	0	0	0	0
Ganancias de K	0	0	0	0	0	0	0
FLUJO OPERACIONAL	0	38.404	84.552	112.087	151.554	151.820	152.112
Inversion fija	-75.460	0	0	0	0	0	0
Valor residual	0	0	0	0	0	0	0
Capital de trabajo (K)	-11.319	0	0	0	0	0	0
Recuperación K	0	0	0	0	0	0	0
Prestamos	45.276	0	0	0	0	0	0
Amortizaciones	0	0	0	-2.841	-3.125	-3.437	-3.781
FLUJO CAPITALES	-41.503	0	0	-2.841	-3.125	-3.437	-3.781
FLUJO DE CAJA	-41.503	38.404	84.552	109.246	148.429	148.382	148.331
	8	9	10	11	12	13	14
Ingresos (ventas)	198.000	198.000	198.000	198.000	198.000	198.000	198.000
Ingresos (varios)	0	0	0	0	0	0	0
Ganancias de K	0	0	0	0	0	0	0
Costos fijos	-3.216	-3.216	-3.216	-3.216	-3.216	-3.216	-3.216
Costos variables	-13.408	-13.408	-13.408	-13.408	-13.408	-13.408	-13.408
Pago de intereses	-2.793	-2.336	-1.832	-1.279	-670	0	0
Depreciaciones	-6.608	-6.608	-6.608	-6.608	-6.608	-6.608	-6.608
PEA	0	0	0	0	0	0	0
Utilidad antes impuesto	171.975	172.432	172.936	173.489	174.098	174.768	174.768
Impto. (15%)	25.796	25.865	25.940	26.023	26.115	26.215	26.215
Utilidad después impto.	146.179	146.568	146.995	147.466	147.984	148.553	148.553
Depreciaciones	6.608	6.608	6.608	6.608	6.608	6.608	6.608
PEA	0	0	0	0	0	0	0
Ganancias de K	0	0	0	0	0	0	0

Evaluación técnico-económica de la obtención BioTECNOLÓGICA de gas hidrógeno

FLUJO OPERACIONAL	152.787	153.176	153.603	154.074	154.592	155.161	155.161
Inversion fija	0	0	0	0	0	0	0
Valor residual	0	0	0	0	0	0	0
Capital de trabajo (K)	0	0	0	0	0	0	0
Recuperación K	0	0	0	0	0	0	0
Prestamos	0	0	0	0	0	0	0
Amortizaciones	-4.575	-5.033	-5.536	-6.090	-6.699	0	0
FLUJO CAPITALES	-4.575	-5.033	-5.536	-6.090	-6.699	0	0
FLUJO DE CAJA	148.211	148.143	148.067	147.984	147.893	155.161	155.161

Tabla B.6 Flujo de caja del proceso de reformación de metano con vapor – 0% secuestro de CO₂, (miles de US\$)

Precio venta H ₂ [US\$/kg]	6,7	r [%]	9				
requerimiento [kg/d]	89.950	VAN	898.321				
requerimiento [kg/año]	29.683.500	TIR	152%				
	0	1	2	3	4	5	6
Ingresos (ventas)	0	49.500	99.000	148.500	198.000	198.000	198.000
Ingresos (varios)	0	0	0	0	0	0	0
Ganancias de K	0	0	0	0	0	0	0
Costos fijos	0	-3.216	-3.216	-3.216	-3.216	-3.216	-3.216
Costos variables	0	-3.311	-6.622	-9.933	-13.244	-13.244	-13.244
Pago de intereses	0	-4.528	-4.528	-4.528	-4.244	-3.931	-3.587
Depreciaciones	0	-6.608	-6.608	-6.608	-6.608	-6.608	-6.608
PEA	0	0	0	0	0	0	0
Utilidad antes impuesto	0	31.837	78.026	124.215	170.689	171.001	171.345
Impto. (15%)	0	0	0	18.632	25.603	25.650	25.702
Utilidad después impto.	0	31.837	78.026	105.583	145.085	145.351	145.643
Depreciaciones	0	6.608	6.608	6.608	6.608	6.608	6.608
PEA	0	0	0	0	0	0	0
Ganancias de K	0	0	0	0	0	0	0
FLUJO OPERACIONAL	0	38.445	84.634	112.191	151.693	151.959	152.251
Inversion fija	-75.460	0	0	0	0	0	0
Valor residual	0	0	0	0	0	0	0
Capital de trabajo (K)	-11.319	0	0	0	0	0	0
Recuperación K	0	0	0	0	0	0	0
Prestamos	45.276	0	0	0	0	0	0
Amortizaciones	0	0	0	-2.841	-3.125	-3.437	-3.781
FLUJO CAPITALES	-41.503	0	0	-2.841	-3.125	-3.437	-3.781
FLUJO DE CAJA	-41.503	38.445	84.634	109.350	148.568	148.521	148.470
	8	9	10	11	12	13	14
Ingresos (ventas)	198.000	198.000	198.000	198.000	198.000	198.000	198.000
Ingresos (varios)	0	0	0	0	0	0	0
Ganancias de K	0	0	0	0	0	0	0
Costos fijos	-3.216	-3.216	-3.216	-3.216	-3.216	-3.216	-3.216
Costos variables	-13.244	-13.244	-13.244	-13.244	-13.244	-13.244	-13.244
Pago de intereses	-2.793	-2.336	-1.832	-1.279	-670	0	0
Depreciaciones	-6.608	-6.608	-6.608	-6.608	-6.608	-6.608	-6.608
PEA	0	0	0	0	0	0	0
Utilidad antes impuesto	172.139	172.596	173.100	173.653	174.262	174.932	174.932
Impto. (15%)	25.821	25.889	25.965	26.048	26.139	26.240	26.240
Utilidad después impto.	146.318	146.707	147.135	147.605	148.123	148.692	148.692
Depreciaciones	6.608	6.608	6.608	6.608	6.608	6.608	6.608
PEA	0	0	0	0	0	0	0
Ganancias de K	0	0	0	0	0	0	0

FLUJO OPERACIONAL	152.926	153.315	153.743	154.213	154.731	155.300	155.300
Inversión fija	0	0	0	0	0	0	0
Valor residual	0	0	0	0	0	0	0
Capital de trabajo (K)	0	0	0	0	0	0	0
Recuperación K	0	0	0	0	0	0	0
Prestamos	0	0	0	0	0	0	0
Amortizaciones	-4.575	-5.033	-5.536	-6.090	-6.699	0	0
FLUJO CAPITALES	-4.575	-5.033	-5.536	-6.090	-6.699	0	0
FLUJO DE CAJA	148.351	148.282	148.207	148.124	148.032	155.300	155.300

ANEXO C. Memoria de cálculo del proceso de biofotólisis indirecta

Balances de masa y energía

Los balances de masa y energía se efectuaron en base a los siguientes datos:

H ₂ requerido	: 1x10 ⁶ Nm ³ /d
Energía incidente	: 5000 kcal/(m ² *d)
Eficiencia	: 10 %
MW (glucosa)	: 180 kg/kmol
DHc (glucosa)	: 2.81 MJ/gmol
razón molar glucosa/H ₂	: 12
Densidad H ₂ (cond. std.)	: 0.08995 kg/m ³
Composición biomasa	: 60% p/p de glucosa

A partir de estos datos es posible determinar:

Glucosa producida [unidad/(m²*d)]

$$\frac{2.1 \left[\frac{\text{MJ}}{\text{m}^2 * \text{d}} \right]}{2.81 \left[\frac{\text{MJ}}{\text{gmol}} \right]} = 0.75 \left[\frac{\text{gmol}_{\text{glucosa}}}{\text{m}^2 * \text{d}} \right] = 0.00075 \left[\frac{\text{kmol}_{\text{glucosa}}}{\text{m}^2 * \text{d}} \right] = 1.35 \left[\frac{\text{kg}_{\text{glucosa}}}{\text{m}^2 * \text{d}} \right] = 0.35 \left[\frac{\text{kg}_{\text{biomasa}}}{\text{m}^2 * \text{d}} \right]$$

Hidrógeno producido [unidad/(m²*d)]

$$\frac{0.35 \left[\frac{\text{gmol}_{\text{glucosa}}}{\text{m}^2 * \text{d}} \right] * 12 \left[\frac{\text{gmol}_{\text{H}_2}}{\text{gmol}_{\text{glucosa}}} \right]}{1 \left[\frac{\text{gmol}_{\text{H}_2}}{\text{gmol}_{\text{glucosa}}} \right]} = 9 \left[\frac{\text{gmol}_{\text{H}_2}}{\text{m}^2 * \text{d}} \right] = 18 \left[\frac{\text{g}_{\text{H}_2}}{\text{m}^2 * \text{d}} \right] = 0.2 \left[\frac{\text{Nm}^3_{\text{H}_2}}{\text{m}^2 * \text{d}} \right]$$

Área requerida [m²]

$$5000000 \left[m^2 \right] = \frac{1 * 10^6 \left[\frac{Nm^3}{d} \right]}{0.2 \left[\frac{Nm^3}{m^2 * d} \right]}$$

Biomasa producida [kg/d]

$$1125000 \left[\frac{kg_{biomasa}}{d} \right] = \frac{0.135 \left[\frac{kg_{glu\ cos\ a}}{m^2 * d} \right]}{0.6} * 5000000 \left[m^2 \right]$$

ANEXO D. Tasa específica de producción de hidrógeno en las microalgas *Chlamydomonas reinhardtii*

Tabla D.1 Parametros de diseño para el dimensionamiento del fotorreactor utilizado en el proceso de biofotólisis indirecta

Composición biomasa	%Chl p/p	1,5
Composición biomasa	%glucosa p/p	60

Tabla D.2 Tasa específica de producción de hidrógeno en *Clamydomonas reinhardtii*, para diferentes condiciones de luminosidad

	mmol/(kgChl*s)	kmol/(kgBiomasa*s)
Conds. óptimas luz	55,6	8,34E-07
	83,3	1,25E-06
Conds. oscuridad	0,6	9,00E-09
	5,6	8,40E-08
Seleccione una tasa (luz)	80	1,20E-06
Seleccione una tasa (oscura)	5	7,50E-08

Biomasa	kg	1.367.483
	t	1.367
Glucosa	kg	820.490
	kmol	4.554
Energía	MJ	12.751.840
Tasa máx.de H2 producido	kmol/s	1,64

Tabla D4. Tiempos de residencia utilizados en el dimensionamiento del fotorreactor

Característico biomasa	h	7,55
Característico del sistema	h	15
	d	0,63

ANEXO E. Radiación solar en la II Región de Chile

Tabla E.1 Insolación total horizontal terrestre para períodos mensuales de algunas localidades de la II Región de la República de Chile, kcal/(m²*d).

Localidad	Enero	Febrero	Marzo	Abril	Mayo	Junio
Quillagua	5367	5280	5011	4110	3529	2958
Parshall-2	5794	5660	5376	4604	4124	3724
Tocopilla	4653	4614	3848	3350	2719	2241
Chuquicamata	6613	5531	5206	4419	3551	3439
El Tatío	5654	5657	6079	5073	4428	3855
Coya Sur	6155	5707	5110	4463	3458	3173
Calama	6484	6109	5477	4604	4048	3583
San Pedro de Atacama	6239	5747	5660	4798	3829	3593
Antofagasta	5693	5277	4836	3847	2841	2677
Taltal	5611	4947	4106	3445	2679	2714
El Salvador	6754	6242	5481	4446	3287	3043
Localidad	Julio	Agosto	Septiembre	Octubre	Noviembre	Diciembre
Quillagua	3221	3998	4712	5536	5652	5835
Parshall-2	3925	4619	5545	6157	6640	6727
Tocopilla	2013	2871	3815	4607	4673	4801
Chuquicamata	3616	4929	5003	5950	6447	6600
El Tatío	4482	5116	5832	6849	7065	6761
Coya Sur	3545	4136	4994	5696	5988	6231
Calama	3868	4717	5327	6331	6779	6928
San Pedro de Atacama	3820	4434	5503	6240	6844	6921
Antofagasta	2844	3339	4174	5034	5659	5950
Taltal	2513	2856	3637	4644	4970	5879
El Salvador	3406	3939	5088	6110	6465	6752

Tabla E.2 Insolación media horizontal terrestre para un período anual de algunas localidades de la II Región de la República de Chile, kcal/(m²*d).

Localidad	Anual
Quillagua	4376
Parshall-2	4880
Tocopilla	3571
Chuquicmata	4793
El Tatío	5124
Coya Sur	4678
Calama	5051
San Pedro de Atacama	4978
Antofagasta	4195
Taltal	3917
El Salvador	4876

ANEXO F. Temperaturas medias en la II Región de Chile

Tabla F.1 Temperaturas medias mensuales para diversas localidades de la II Región de la República de Chile, °C.

Localidad	Enero	Febrero	Marzo	Abril	Mayo	Junio
Antofagasta	20,7	20,2	19,7	17,3	15,7	14,2
El Tatío	4	4,5	2,8	-0,4	-3,7	-5
Localidad	Julio	Agosto	Septiembre	Octubre	Noviembre	Diciembre
Antofagasta	13,9	14,1	14,9	15,9	17,4	19,4
El Tatío	-3,8	-3,7	-0,8	-0,5	2,3	4,1

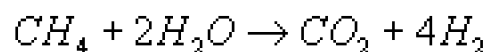
Tabla F.2 Temperaturas medias anuales para diversas localidades de la II Región de la República de Chile, °C.

Localidad	Anual
Antofagasta	16,95
El Tatío	-0,02

ANEXO G. Balances de masa y energía para el proceso de reformación de metano con vapor

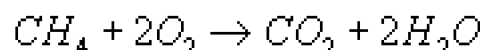
Consideremos un balance de masa y energía global de la planta de reformación de metano con vapor, en estado estacionario.

1. Re formación(molar)



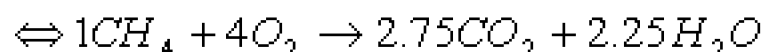
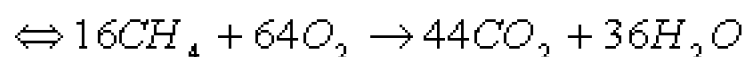
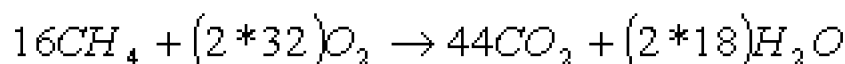
$$\Delta H_R = 15.8 \left[\frac{MJ}{kg_{CH_4}} \right]$$

2. Combustión(molar)

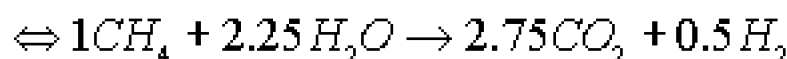
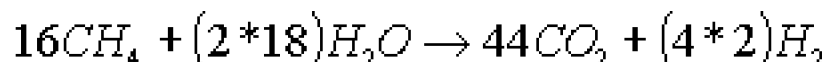


$$\Delta H_R = -55 \left[\frac{MJ}{kg_{CH_4}} \right]$$

A partir de (2) se tiene la siguiente reacción balanceada en masa (kg)

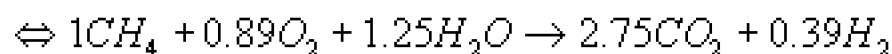
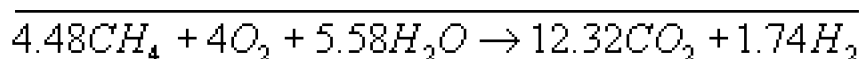
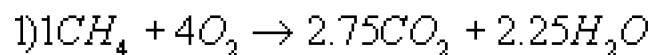


Por otro lado a partir de (1) se tiene la siguiente reacción en base másica (kg)

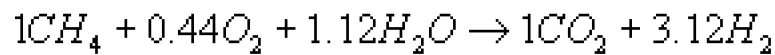


y dado que,

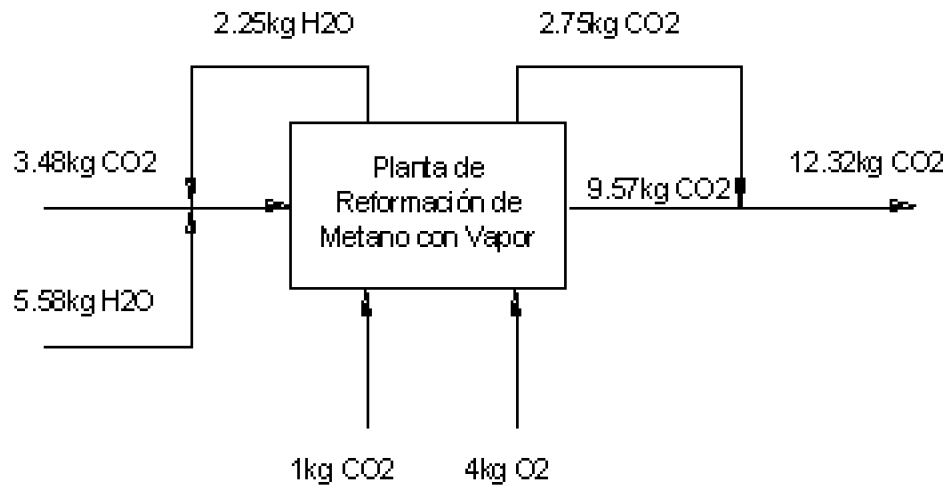
Una vez realizado el balance de masa y de energía para la planta de reformación de metano con vapor, se tienen las siguientes reacciones en base másica (kg).



El que expresado en estequiometría molar corresponde a:



En resumen, tras realizar los balances de masa y energía en estado estacionario para el proceso MSR se tiene:



ANEXO H. Cotización de una planta de producción de hidrógeno basada en el proceso de reformación de metano con vapor



AXSIA HOWMAR
4110 Wynford Circle
Pensacola, FL 32504
Tel 850 712 1113
E-Mail TOBrien@Axsia.com

GH Ingenieros Consultores Asociados Ltd. December 13, 2001
Avenida Ecuador 5341, Lo Prado

Santiago, Chile

Attention: Mr. Claudio A.A. Velden

Subject: Budgetary Proposal for a 20,000 Nm³/hr Hydrogen Generation Plant with High Export Steam

Proposal # P21312**Dear Claudio,**

In response to your enquiry dated December 1, 2001, Axsia Howmar is pleased to submit herewith our budget estimate for the above referenced hydrogen generation plant.

1) INTRODUCTION

This proposal is for a steam reforming plant to generate hydrogen from a hydrocarbon feedstock as specified in Section 3 of this document.

The plant incorporates the latest design technology and more than forty years' experience in design, construction and operation of hydrogen plant. Emphasis has been placed on system design, material selection and construction methods to ensure minimum maintenance and downtime and to maximise plant life.

The PSA is also engineered entirely by Axsia Howmar and fully integrated into the hydrogen plant. The design has been fully developed and optimised utilising high quality, high performance adsorbents and employing the most efficient cycle for the application.

2) PROCESS DESCRIPTION

Feed gas is required at a pressure of approximately 7 bars above the hydrogen product pressure. In cases where the feed gas is below the required pressure it will be necessary to include front-end compression.

Feed gas, at pressure, is preheated in order to facilitate removal of sulphur, first by conversion of all sulphur compounds to hydrogen sulphide over a cobalt molybdenum catalyst and then removal of the hydrogen sulphide by zinc oxide. Any unsaturated hydrocarbons, which might otherwise crack to form carbon on the reforming catalyst, are hydrogenated to their respective paraffins.

The treated feed gas is then mixed with steam and superheated before passing over the catalyst in the reformer tubes. The reaction with steam to produce hydrogen and carbon oxides is endothermic, heat being provided by burning the off gas from the downstream purification section, together with make-up fuel.

The raw hydrogen leaving the reformer passes to a process boiler where the excess heat is used to generate steam before entering the shift converter where the majority of the carbon monoxide is reacted with steam to produce more hydrogen.

The gas is then cooled to ambient temperature using further heat recovery against feed gas, boiler feed water, and finally, cooling water. The syngas enters the PSA (Pressure Swing Adsorption) System where impurities such as methane, carbon monoxide, carbon dioxide and nitrogen are removed by adsorption. This process is cyclic, requiring frequent regeneration of the adsorbent by depressurising and purging/re-pressurising with pure hydrogen.

The pure hydrogen is delivered to battery limits as product and the PSA off gas, containing some hydrogen, is fed as fuel to the reformer to provide the majority of the heat for the reaction. A portion of the feed gas used as make-up fuel supplements the off gas. *To minimise make-up fuel consumption, the combustion air is preheated against hot flue gases, before entering the burner.

In the design of the plant, an economic balance between the cost of feed, capital cost, value of hydrogen and possible value of export steam must be assumed. This can result in different methods of recovering the waste heat in the product stream from the reformer.

In this case we have designed the plant for maximum steam export.

Should you wish us to amend this basis of design we would be pleased to discuss this with you further.

The plant can be operated between 25% and 100% of design capacity.

3) BASIS OF DESIGN

3.1 Feedstock

The plant is designed to operate on a natural gas feedstock to the following specification:

COMPOSITION	MOL%
CH4	99.9
Others	0.10
Total	100.00

Pressure	31 bar g
Temperature	Ambient

3.2 Fuel

The plant is designed to operate on PSA off gas as the primary fuel, supplemented by hydrocarbon feed as given in 3.1 above.

3.3 Hydrogen Product & Export Steam

The plant will produce hydrogen to the following specification:

Purity (minimum excluding nitrogen)	99.0 Mol %
Flowrate	20,000 Nm ³ /hr
Pressure	24 bar g
Temperature	ambient (approx.)
Export Steam Saturated will be produced at the steam drum:	32,000 kg/hr

3.4 Utility Requirements

The approximate utility consumption when operating the plant at design capacity is as follows:

Hydrocarbon feedstock and fuel.	10,993	Nm ³ /h
Electric power (excluding compression).	320	kWh
Cooling water (10°C rise) supplied at 20°C 5 bar g.	400	m ³ /h
Boiler feed water (demineralised and deaerated) supplied at 20°C, 3 bar g.	60,000	kg/h
Export Steam Saturated will be produced at the steam drum:	32,000	kg/hr
Instrument air (clean and dry at 0.5 MPa min.).	100	Nm ³ /h
Nitrogen Purge Initial Start-up.	20,000	Nm ³

4) SCOPE OF SUPPLY

The principal operations performed within the plant and included in this offer are:

Feed Preheat and Desulphurisation

Steam/Hydrocarbon Reforming

Syngas Cooling by Steam Generation Condensate Quench*

Carbon Monoxide Shift Conversion (High Temperature Shift)

Process Gas Cooling

PSA Hydrogen Purification

Offgas Recovery

Steam Generation from Reformer Flue Gas

The plant is complete within battery limits, supplied as a modular unit, prefabricated to the maximum extent thus minimising field installation time and labour.

Piping for all modular mounted equipment will be prefabricated and installed between items of equipment and from equipment to battery limit where the termination will be with a standard flanged connection. Certain items including the reformer furnace and large process vessels will be mounted on individual (off module) foundations.

Interconnecting pipe work between equipment on and off module within battery limits will either be supplied prefabricated with cutting lengths for fit-up or will be site run.

All on-module electrical and instrument connections will be by means of a junction box mounted at the edge of the module.

The plant will be provided complete with the initial charge of all catalysts and adsorbents.

A fully assembled and tested control panel will be supplied with all control functions performed by a PLC, with a Windows based SCADA package operating on a PC/Printer combination providing the operator interface.

Further detail on the scope of supply included in the price given in Section 8 of this proposal is given in the table overleaf.

5) QUALITY ASSURANCE

Axsia Howmar is certificated by Lloyds Register to ISO 9001 (BS5750 Part 1, EN 29001). Registration No. 923048.

6) ENGINEERING DESIGN STANDARDS

The plant as offered is in accordance with our own engineering standards successfully employed for many years in the petrochemical field. However, we would be pleased to consider other standards should you so wish.

7) PRICE

The budget estimate for the design and fabrication of one (1) 20,000 NM³/hr high export steam hydrogen plant as described in this proposal FOB Point of Manufacture: \$13,100,000.00 US Dollars

For guidance we suggest an allowance of 15% of the above price should be made for installation of the plant on prepared foundations.

EQUIPMENT/SERVICE	AXSIA HOWMAR		CLIENT	
	SUPPLY	INSTALL	SUPPLY	INSTALL
All in line process equipment shown in Process Flow Diagram Drawing No.	X			X
Catalyst & PSA Adsorbents	X			X
Process Modules: <i>Pipework and fittings on module</i>	X	X		
<i>Pipework and fittings off module inside battery limits (ISBL)</i>	X			X
Instruments and Controls: <i>Field Instrumentation</i>	X			X
<i>Control Panel</i>	X			X
Instrument Interconnections: <i>On Module</i>	X	X		
<i>Off Module - ISBL</i>	X			X
Electrical Equipment: <i>Motor Control Centre</i>	X			X
<i>Connections MCC to Plant</i>			X	X
<i>On Module Lighting</i>	X	X		
<i>Off Module Lighting</i>			X	X
<i>Area Lighting</i>			X	X
Insulation: <i>On Module</i>	X	X		
<i>Off Module - ISBL</i>	X			X
Painting: <i>Primer</i>	X	X		
<i>Finish</i>	X	X		
Delivery			X	
Installation on Prepared Foundations			X	X
Foundations: <i>Foundation Loading Diagram</i>	X			
<i>Design</i>	X			
<i>Civil Work</i>			X	X
<i>Anchor Bolts</i>			X	X
<i>Boiler Feedwater Pumps</i>	X	X		
<i>Fire Protection System</i>			X	X
Operating and Maintenance Manuals	X			
Spare Parts: <i>Commissioning</i>	X		X	
<i>2 Years' Operation</i>			X	X

9) DELIVERY

Anticipated delivery period for a plant as described in this document would be approximately 52 weeks from receipt of your order.

10) TERMS OF PAYMENT

The above estimate is based on the assumption that the project would be self-financed by stage payments throughout.

11) COMMISSIONING AND CONSTRUCTION

Axsia Howmar will provide at extra cost the services of skilled commissioning / construction personnel on the basis of a per diem rate.

12) EXCLUSIONS

The following items have specifically not been included in the price estimate given in Section 8:

- Compression if required
- Delivery from ex works
- Civil work
- Field installation
- Duties and taxes
- Technical assistance on site
- Any other item not specifically included

We will be pleased to submit a fully detailed proposal when the project has developed further, and having confirmed your particular requirements, we would appreciate you allowing a period of approximately 4 weeks for the preparation of the offer.

We sincerely appreciate your interest in our services and if you have any questions or would like to have further discussions regarding our proposals please do not hesitate to contact us.

Regards,

Terry O'Brien

Terry O'Brien

Axsia Howmar

Regional Sales Director

4110 Wynford Circle

Pensacola, FL 32504 USA

(850) 433-3591 Office

(850) 712-1113 Cell

Referencias

- Asenjo, J. and Merchuck, J. (eds). Bioreactor system design. USA, Marcel Dekker Inc., 1995. ISBN 0-8247-9002-2
- AUSTIN, George. Manual de procesos químicos en la industria: Tomo I. 1ª ed., Mexico, McGraw Hill, 1988. ISBN 0-07-057147-3.
- BARNETT, James and SCHRAMKE, Thomas. Cost-effective compressor selection and specification. Chemical Engineering, Septiembre 2000, p.70-76.
- Benemann, J.R. Feasibility analysis of photobiological hydrogen production. In: Proceedings of the 10th World Hydrogen Energy Conference, 20-24 June, Cocoa Beach, FL., 1994(a).
- BENEMANN, J.R. Hydrogen biotechnology: progress and prospects. Nature Biotechnology, vol. 14, septiembre 1996, p.1101-1103.
- Benemann, J.R. Hydrogen evolution by nitrogen-fixing *Anabaena cylindrica* cultures. Science, vol. 184, p.174-175, 1974.
- Benemann, J.R. Photobiological hydrogen production. In: Proceedings of the 29th Intersociety Energy Conversion Engineering Conference, 7-12 August, Monterey, CA., 1994(b).
- Benemann, J.R. Process analysis and economics of biophotolysis of water. Hydrogen Program of the International Energy Agency, Marzo, 1998.
- BOGER, P. Photosynthetic hydrogen production. Bioremediation: the Tokyo '94

- Workshop, OECD, París, 1995.
- BOICHENKO, V.A. and Hoffmann, P. Photosynthetic hydrogen production in prokaryotes and eukaryotes: occurrence, mechanism and functions. *Photosynthetica*, vol. 30 (4), p. 527-552, 1994.
- BOLTON, James et al. Limiting and realizable efficiencies of solar photolysis of water. *Nature*, vol. 316 (8), Agosto, 1985.
- BOLTON, James. Solar fuels. *Science*, vol 202 (17), Noviembre 1978.
- BOLTON, James. Solar photoproduction of hydrogen. Hydrogen Program of the International Energy Agency, Noviembre, 1995.
- Carbon sequestration: research and development. USA, Office of Science, Office of Fossil Energy and U.S. Department of Energy, Diciembre 1999.
- CINCO, Roehl et al. The role of carbon dioxide in light-activated hydrogen production by *Chlamydomonas reinhardtii*. *Photosynthesis Research*, vol. 38, p. 27-33, 1993.
- Comisión Nacional de energía (ed). Fuentes no convencionales y uso eficiente de la energía: situación actual y perspectivas. Santiago, Chile, 1994. Inscripción N°89855.
- Fredes, Carlos. Guía para el estudio de la historia y geografía de Chile. 12ª ed., Santiago, Chile, Ediciones Pedagógicas Chilenas, 1994. ISBN 956-201-052-9.
- Fujishima, A. and Honda, K. Electrochemical photolysis of water at a semiconductor electrode. *Nature (London)* 238, p37-38, 1972.
- Gaffron, H. and Rubbin, J. Fermentative and photochemical production of hydrogen in algae. *J. Gen. Physiol.* Vol.26, p.219-240, 1942.
- GAUDEMAREK, B. and Lynum, S. Hydrogen production from natural gas without release of CO₂ to the atmosphere. Florida, USA, Proceedings of the 11th World Hydrogen Energy Conference, 1996, p.511-523.
- Ghirardi, L.M., Flynn, T., Forestier, M. and Seibert, M., Proceeding of the 1999 DOE Hydrogen Program Review, 1999. NREL/CP-570-26938.
- Ghirardi, L.M., Huang, Z., Forestier, M., Smolinski, S., Posewitz, M. and Seibert, M. Proceeding of the 2000 DOE Hydrogen Program Review, 2000. NREL/CP-570-28890.
- Gill, Dennis and Zalowitz, Marcia. [en línea]. Fuel cells - Green power. Nuevo Mexico, USA, Los Alamos National Laboratory, 1999. Los Alamos National Laboratory Research Library catalog. <http://library.lanl.gov/catalog/> [Consulta: 20 enero 2002].
- Greenbaum, E. Energetic efficiency of hydrogen photoevolution by algal water splitting. *Biophys. J.* 54: 365-368, 1988.
- Greenbaum, E. et al. CO₂ fixation and photoevolution of H₂ and O₂ in a mutant of *Chlamydomonas* lacking photosystem I. *Nature*, vol. 376, p. 438-441, 1995.
- HARRIS, Elizabeth H. *Chlamydomonas* as a model organism. *Annu. Rev. Plant Physiol. Plant Mol. Biol.*, vol. 52, p.363-406, 2001.
- Houghton J. T. et al. (eds.). *Climate Change 2001: The Scientific Basis. Contribution of Working Group I to the Third Assessment Report of the Intergovernmental Panel on Climate Change.* Cambridge Univ. Pr., 2001. ISBN 0521014956
- JANSSEN, Marcel et al. Efficiency of light utilization of *Chlamydomonas reinhardtii*

- under medium-duration light/dark cycles. *Journal of Biotechnology*, vol. 78, p.123-137, 2000.
- Jorquera et al. Producción biofotolítica de Hidrógeno.[en línea]. *Ciencia Abierta*, N°16 (Diciembre 2001). <http://www.cec.uchile.cl/~cabierta/> . [Consulta: 20 enero 2002].
- Katakis D. et al. Photocatalytic splitting of water: increase in conversion and energy storage efficiency. *J. Photochem. Photobiol. A: Chem.* 81: 103-106, 1994.
- Katakis, D. et al. Photocatalytic splitting of water. *J. Photochem. Photobiol. A: Chem.* 68: 375-388, 1992
- Kaya, Y., et al. A grand strategy for global warming. Paper presented at Tokyo Conference on Global Environment, September, 1989.
- Lide D. *CRC Handbook of chemistry and physics*. 82^a ed, CRC Press, 2001. ISBN 0849304822
- MacKenzie, James. *The keys to the car: electric and hydrogen vehicles for the 21st Century*. World Resources Institute, may, 1994. ISBN 0-915825-93-7.
- Melis, A. et al. Sustained photobiological hydrogen gas production upon reversible inactivation of oxygen evolution in the green alga *Chlamydomonas reinhardtii*. *Plant Physiology*, vol 122, p.127-135, 2000.
- Melis, A.. *Trends in Plant Science*, 4, 130-135,1999.
- Mitsui, A. et al. Strategy by which nitrogen-fixing unicellular cyanobacteria grow photoautotrophically. *Nature*, vol. 323, p3720-722, 1986.
- MIYAMOTO, Kazuhisa (ed.). *Renewable biological systems for alternative sustainable energy production (FAO Agricultural Services Bulletin – 128)*. Osaka, Japan, Osaka University, 1997.
- Moore, R.M. et al. A comparison between direct-methanol and direct-hydrogen fuel cell vehicles. *Future Transportation Technology, Conference and Exposition*, Costa Mesa, California, August 17-19, 1999.
- Oak Ridge National Laboratory [en línea]. Carbon sequestration: research and development, 1999. http://www.ornl.gov/carbon_sequestration/ . [consulta: 20 enero 2002]
- PADILLA, Jaime. *Producción de hidrógeno por reformación al vapor de LPG*. Santiago: Universidad de Chile, Departamento Ingeniería Química, 1983. Tesis (ingeniero civil) Universidad de Chile.
- PEDRALS, Juan. *Energía 1979-1990*. Santiago, Chile, 1979. ISBN 50731.
- PERRY R.H. *Chemical engineer's handbook [CD-ROM]*, last ed., 2000.
- Peters, M.S. and Timmerhaus, K.D. *Plant design and economics for chemical engineers*, 4th ed., McGraw Hill, 1991.
- Pindo, Phillip and Martin, André. *Automotive fuel cells – Clean power for tomorrow's vehicles*. International Congress and Exposition, Detroit, Michigan, March 1-4, 1999.
- Rase, H. F. *Chemical reactor design for process plants*. Vol. 2: Case Studies, John Wiley & Sons, 1979.
- Redding, K. et al. Photosystem i is indispensable for photoautotrophic growth, co₂ fixation, and H₂ photoproduction in *Chlamydomonas reinhardtii*. *The Journal of*

- Biological Chemistry, Vol. 274, No. 15, p.10466–10473, 1999.
- ROMÁN, R. y LEÓN, J. Conversión de la energía solar en zonas de alta transparencia atmosférica. Departamento Ingeniería Mecánica, Universidad de Chile, publicación personal.
- Sapag N. Criterios de evaluación de proyectos: cómo medir la rentabilidad de las inversiones. 1ª ed., McGraw Hill, 1993. ISBN 84-481-0067-0
- Sapag, N. Preparación y evaluación de proyectos. 2ª ed, McGraw Hill, 1989. ISBN 968-422-045-6
- SARMIENTO M., Pedro. Energía solar: aplicaciones e ingeniería. 3ª ed. Valparaíso, Chile, eds. Universitarias de Valparaíso de la Universidad Católica de Valparaíso, 1985.
- Schulz, R. Hydrogenases and hydrogen production in eukaryotic organisms and cyanobacteria. J. Marine Biotechnology, vol. 4, p.16-22, 1996.
- SCHULZ, Rudiger. Hydrogenases and hydrogen production in eukaryotic organisms and cyanobacteria. J. Mar. Biotechnology, vol. 4, p.16-22, 1996.
- SHELEF, Gedaliah and Soeder, Carl (eds.). Algae biomass: production and use. Amsterdam, The Netherlands, Elsevier, 1980. ISBN 0-444-80242-8.
- SOCLOW, Robert (ed.). [en línea]. Fuel decarbonization and carbon sequestration: report of a workshop. Princeton University, USA, 1997.
<http://www.princeton.edu/~ceesdoe/> . [Consulta: 20 enero 2002].
- STEINBERG, Meyer. Fossil fuel decarbonization technology for mitigating global warming. New York, USA, 1997-1998.
- Stephenson, M. and Stickland, L. Hydrogenase: a bacterial enzyme activating molecular hydrogen. I. The properties of the enzyme. Biochem. J., vol. 25, p.205-214, 1931.
- STEWART, W.D.P. Algal physiology and biochemistry. California, USA, University of California Press, 1974. ISBN 0-520-02410-9.
- Stobart, Richard. Fuel cell power for passenger cars – What barriers remain?. International Congress and Exposition, Detroit, Michigan, March 1-4, 1999.
- Tchobanoglous, G. and Burton, F. Wastewater Engineering: treatment, disposal and reuse. 3ª ed., Metcalf & Eddy Inc., McGraw Hill, 1991.
- TINDALL B.M. and CREWS M.A. Alternative technologies to steam-methane reforming. Hydrocarbon Processing, Noviembre 1995.
- TINDALL, B.M. and KING D.L. Designing steam reformers for hydrogen production. Hydrocarbon Processing, Julio 1994.
- Tohá, J. et al. Phototropism in Dunaliella and its application in a harvesting device. Biotechnology Techniques, vol 4 (5), p.321-324,1990.
- Ulrich, G.D. A guide to chemical engineering process design and economics, John Wiley & Sons, 1984.
- VIAL, Joaquín (ed.). Desarrollo y medio ambiente: hacia un enfoque integrador. 1ª ed. Santiago, Chile, Corporación de Investigaciones Económicas para Latinoamérica, 1991.
- WELLS, G.L. and ROSE, L.M. The art of chemical process design. Amsterdam, The

Netherlands, Elsevier Science Publishers, 1986. ISBN 0-444-42699-X.

WOODWARD, Jonathan et al. In vitro hydrogen production by glucose dehydrogenase and hydrogenase. *Nature Biotechnology*, vol. 14, Julio 1996.